



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA**  
**INGENIERÍA AMBIENTAL – AGUA**

**FILTRACIÓN DEL EFLUENTE DE UN REACTOR UASB MEDIANTE**  
**MEMBRANAS DINÁMICAS SUMERGIDAS EN LODO ANAEROBIO**

**TESIS**

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:  
MAESTRA EN INGENIERÍA

PRESENTA:

**IAS. ANDREA RODRÍGUEZ MEDINA**

TUTOR PRINCIPAL

DR. ADALBERTO NOYOLA ROBLES  
INSTITUTO DE INGENIERÍA

COMITÉ TUTOR:

DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA  
INSTITUTO MEXICANO DE TECNOLOGÍA DEL AGUA

DR. GERMÁN CUEVAS RODRÍGUEZ  
UNIVERSIDAD DE GUANAJUATO

CIUDAD UNIVERSITARIA, CIUDAD DE MÉXICO A NOVIEMBRE 2019



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: DRA. MÓNICA LILIANA SALAZAR PELÁEZ

Secretario: DR. OSCAR GONZÁLEZ BARCELÓ

Vocal: DR. GERMÁN CUEVAS RODRÍGUEZ

1 er. Suplente: DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA

2 do. Suplente: DR. ADALBERTO NOYOLA ROBLES

Lugar o lugares donde se realizó la tesis:

INSTITUTO DE INGENIERÍA UNAM, CIUDAD DE MÉXICO

**TUTOR DE TESIS:**

DR. ADALBERTO NOYOLA ROBLES

-----  
**FIRMA**

El trabajo experimental fue realizado en el Laboratorio de Ingeniería Ambiental del Instituto de Ingeniería de la UNAM que cuenta con certificado de conformidad otorgado por el organismo acreditado Certificación Mexicana, S.C., por haber implementado y mantener un Sistema de Gestión de la Calidad de conformidad con los requisitos de la norma internacional ISO 9001:2015.

No. de Certificado CMX C SGC 155 2017, válido en el período del 09 de noviembre de 2017 al 09 de noviembre de 2020.



*Para mi abuelita*

*Rebeca Rodríguez Ruiz*

*1928 - 2019*

“Mi abuela siempre me decía que el mayor regalo era la salud, yo sonreía, pero por dentro, porque siempre pensé que el mejor regalo era ella.”

*A mi familia por el gran apoyo que me han brindado a lo largo de estos años.*

*A Sergio por acompañarme y apoyarme durante esta etapa.*

*A mi yo del futuro ... Nunca dejes de confiar en ti.*

*“Con frecuencia las dificultades preparan a personas ordinarias para un destino extraordinario”.*

*CS Lewis.*

## AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Nacional Autónoma de México y al Instituto de Ingeniería UNAM por abrirme las puertas y permitirme formar parte de esta maravillosa comunidad.

A mis profesores por el conocimiento compartido y apoyo brindado todos los días.

Al Consejo de Ciencia y Tecnología por el apoyo económico otorgado durante la realización de mi maestría.

Al Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería por el apoyo económico otorgado para la asistencia a la 16va Conferencia de Digestión Anaerobia en Delft, Países Bajos.

Al Dr. Adalberto Noyola por ser un gran mentor, por su confianza y por darme la oportunidad de aprender tanto de usted.

A los miembros de mi Comité Tutorial, la Dra. Petia Mijaylova y el Dr. Germán Cuevas, por su acompañamiento y consejos a lo largo de mi maestría.

A la Dra. Mónica Salazar y el Dr. Oscar González por sus valiosos comentarios en la revisión del documento.

Al Dr. Omar Novelo del Instituto de Materiales, a la Dra. Berenit Mendoza del Instituto de Biología y a la Dra. Silvia Espinosa de la Facultad de Ciencias por su apoyo en la técnica de secado a punto crítico y la obtención de las imágenes al Microscopio Electrónico de Barrido.

A la Mtra. Margarita Cisneros y al Dr. Daniel de los Cobos por su apoyo, no sólo en el tiempo de mi maestría, sino desde que llegué al Instituto.

A mis compañeros de cubículo: Aarón Flores, Jesús Ortega y Zully Ramos, gracias por su amistad, las risas y los momentos que compartimos juntos. “Estoy muy satisfecha con mi trabajo”.

A Karla Molina y Joel Lugo por su amistad y apoyo en el trabajo experimental. Gracias Karla por salvarme de ir sábados y domingos a la PTAR.

A mi hermana Ale por ser siempre mi ejemplo que seguir.

A Sergio por tu amor y compañía durante estos años.

Y, por último, a mis papás Betty y Ger, porque gracias a ustedes soy lo que soy. Porque ustedes no me han dejado caer. Les agradezco infinitamente por siempre estar ahí, empujándome y apoyándome para seguir creciendo. Sé que no fue (fui) fácil, pero gracias a ustedes, a Alets y al Pichu, hoy termino una etapa más.

## RESUMEN

Los biorreactores anaerobios de membrana para el tratamiento de agua residual han sido ampliamente utilizados gracias a las ventajas que presentan: poco requerimiento de espacio, baja producción de biomasa, producción de efluentes de buena calidad y la posibilidad de un recuperar energía gracias al biogás generado en el proceso. Sin embargo, su implementación se ha visto limitada por los altos costos de operación y mantenimiento asociados al taponamiento de las membranas. La membrana dinámica es una tecnología novedosa que busca sustituir las membranas de ultra- y microfiltración.

La membrana dinámica es una biopelícula formada por las partículas presentes en el medio, desarrollada sobre un soporte. Debido a que la filtración es llevada a cabo por dicha capa taponante es posible prescindir de la membrana en sí, dando oportunidad a que se utilicen materiales de bajo costo de gran tamaño de poro, como fibras textiles (tejidas o no tejidas) o mallas metálicas.

A pesar de las ventajas que se obtienen, como una alta producción de permeado y buena calidad en el efluente, el control de la formación de la membrana dinámica y su reproducibilidad continúan siendo los principales retos para la aceptación de esta tecnología.

El objetivo de la presente tesis fue evaluar el desempeño de membranas dinámicas formadas con lodo tipo floculento-granular procedente de la cama de lodos de un reactor UASB piloto alimentado con agua residual municipal.

Para ello, se realizaron seis experimentos (tres corridas por duplicado) con membranas dinámicas formadas sobre poliamida tejida de 50  $\mu\text{m}$  de tamaño de poro, las cuales se encontraban sumergidas directamente en lodo anaerobio en dos cámaras externas de 4.5 L. Las cámaras eran alimentadas por el efluente de un reactor UASB escala piloto ubicado en la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria.

Los resultados mostraron que la reproducibilidad sigue siendo un reto en el desempeño de las membranas dinámicas, ya que a pesar de que los experimentos se realizaron por duplicado bajo las mismas condiciones de operación, se obtuvieron resultados diferentes en los parámetros evaluados.

Durante la etapa de flux constante, se obtuvo un permeado que cumplió con el criterio de filtración efectiva fijado en este trabajo ( $\text{flux} \geq 25 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y turbiedad  $\leq 20 \text{ NTU}$  o SST  $\leq 20 \text{ mg L}^{-1}$ ). Con este criterio, el experimento B1 logró el máximo tiempo de filtración efectiva (90 días) con la máxima productividad acumulada de permeado (1,770 L) lo que corresponde a 218.5  $\text{m}^3$  totales permeado por  $\text{m}^2$  de membrana.

Se observó que la concentración inicial de sólidos totales del lodo anaerobio no tuvo efecto en el desempeño de las membranas dinámicas, mientras que la característica predominantemente granular de lodo propició la formación y buen funcionamiento de las MD.

Además, en las imágenes al Microscopio Electrónico de Barrido (MEB) de la biopelícula de la membrana dinámica se observaron especies de *arqueas* metanogénicas de tipo *Methanosaeta* spp y *Methanosarcina* spp. Estos microorganismos presentes en la MD y el lodo anaerobio de las cámaras actuaron como un postratamiento que permitió reducir la DQO soluble a valores inferiores a 53  $\text{mg L}^{-1}$ .



## ABSTRACT

Anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment have been widely used due to advantages such as small footprint, low waste sludge production, good effluent quality production, and the possibility of recovering energy due to the biogas generated in the process. However, its full-scale implementation has been limited by the high operation and maintenance costs associated with membrane fouling. Dynamic membrane is a novel technology that could be a less expensive option if compared to ultra and microfiltration membrane.

Dynamic membrane is a biolayer formed on the surface of a support material by the particles present in the filtered permeate. As filtration is carried out by the cake layer, conventional membranes are no longer needed, making it possible to use low-cost materials of large pore size, such as textile fibers (woven or non-woven) or metal meshes.

Despite the advantages obtained, such as high permeate production and good effluent quality, the control of dynamic membrane formation and its reproducibility remain the main challenges for the acceptance of this technology.

The main objective of this thesis was to evaluate the performance of dynamic membranes formed using flocculent-granular sludge from the sludge bed of a pilot UASB reactor fed with municipal wastewater.

Six experiments were carried out (three runs in duplicate) with dynamic membranes formed on woven polyamide of 50  $\mu\text{m}$  pore size, which were directly submerged in anaerobic sludge in two external chambers with a useful volume of 4.5 L. The chambers were fed with the effluent of a pilot-scale UASB reactor located in the treatment plant of the National Autonomous University of Mexico.

The results showed that the reproducibility remains a challenge in the performance of the dynamic membranes. Even with experiments performed in duplicate under the same operating conditions, different results were obtained in the parameters evaluated.

During the continuous flux period, a high-quality permeate was obtained, which reached the effective filtration criteria set in this work (flux  $\geq 25 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y turbidity  $\leq 20 \text{ NTU}$  or TSS  $\leq 20 \text{ mg L}^{-1}$ ). Under these criteria, experiment B1 achieved the maximum effective filtration time (90 days) with the maximum cumulative permeate productivity (1,770 L), which corresponds to 218.5  $\text{m}^3$  total permeated per  $\text{m}^2$  of membrane.

It was observed that the initial concentration of total solids of the anaerobic sludge did not affect the performance of the dynamic membranes, while the predominantly granular sludge led to the formation and proper functioning of the DM.

Moreover, in the Scanning Electron Microscopy (SEM) images of the dynamic membrane biofilm, methanogenic *archaea* species of *Methanosaeta* spp and *Methanosarcina* spp were observed. These microorganisms present in the DM and the anaerobic sludge of the chambers acted as a post-treatment that allowed reducing the soluble COD to values below 53  $\text{mg L}^{-1}$ .

## CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	16
CAPÍTULO 1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS .....	17
1.1 TRATAMIENTO ANAEROBIO .....	17
1.2 REACTOR UASB.....	18
1.3 BIORREACTOR ANAEROBIO DE MEMBRANA.....	20
1.3.1 Membranas .....	22
1.3.2 Configuración de los BRAM .....	25
1.3.3 Modos de operación.....	26
1.3.4 Taponamiento .....	27
1.4 FILTRACIÓN DINÁMICA.....	30
1.4.1 Tipo de módulo y materiales .....	34
1.4.2 Estructura de la membrana secundaria.....	35
1.4.3 Fases de la filtración dinámica .....	37
1.4.4 Clasificación de las membranas dinámicas.....	38
1.5 FLUX, PRESIÓN TRANSMEMBRANA Y RESISTENCIA A LA FILTRACIÓN .....	38
1.6 ANTECEDENTES EN EL GRUPO DE INVESTIGACIÓN.....	40
1.6.1 González-Ortega (2014).....	40
1.6.2 Villalba-Pastrana (2015).....	41
1.6.3 Rodríguez-Medina (2016).....	42
CAPÍTULO 2. JUSTIFICACIÓN, HIPÓTESIS Y OBJETIVOS .....	44
2.1 JUSTIFICACIÓN.....	44
2.2 HIPÓTESIS .....	44
2.3 OBJETIVOS .....	44
2.3.1 Objetivo general.....	44
2.3.2 Objetivos específicos .....	45
CAPÍTULO 3. METODOLOGÍA .....	46
3.1 REACTOR UASB.....	46
3.2 MEMBRANAS DINÁMICAS .....	46
3.3 OPERACIÓN .....	50
3.3.1 Llenado de cámaras.....	50

3.3.2 Operación.....	51
3.3.3 Filtración efectiva .....	51
3.3.4 Técnicas analíticas .....	52
3.3.5 Sistema de medición de biogás .....	55
<b>CAPÍTULO 4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....</b>	<b>57</b>
4.1 SEGUIMIENTO DE LAS CORRIDAS EXPERIMENTALES .....	57
4.1.1 Corrida experimental 1 .....	57
4.1.2 Corrida experimental 2 .....	60
4.1.3 Corrida experimental 3 .....	62
4.1.4 Comparación entre corridas experimentales .....	65
4.1.5 Productividad .....	70
4.2 CARACTERIZACIÓN DEL LODO ANAEROBIO PROCEDENTE DE LAS CÁMARAS .....	72
4.2.1 Masa inicial y final de lodo anaerobio.....	72
4.2.2 Efecto de la granulometría en el desempeño de las MDs.....	74
4.2.3 Sustancias poliméricas extracelulares .....	78
4.3 CARACTERIZACIÓN DE LA MEMBRANA DINÁMICA .....	81
4.4 REMOCIÓN DE DQO TOTAL Y SOLUBLE .....	92
<b>CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....</b>	<b>101</b>
5.1 CONCLUSIONES .....	101
5.2 RECOMENDACIONES .....	102
<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>103</b>
<b>ANEXOS.....</b>	<b>114</b>
A. DIAGRAMA DE BOX-PLOT.....	114
B. VALOR MEDIO DE FLUX EN LA ETAPA DE PTM CONSTANTE.....	115
C. ESTIMACIONES DE BALANCE DE MASA DE LODO INICIAL Y FINAL EN LA CÁMARA.....	115
D. FOTOGRAFÍAS DE LAS MEMBRANAS DINÁMICAS.....	117
D. GLOSARIO .....	119

## ABREVIATURAS

BRM: Biorreactor de membrana

BRAM: Biorreactor anaerobio de membrana

BRAMD: Biorreactor anaerobio de membrana dinámica

DBO: Demanda bioquímica de oxígeno

DQO: Demanda química de oxígeno

MD: Membrana dinámica

MEB: Microscopio electrónico de barrido

LB-SPE: Sustancias poliméricas extracelulares débilmente ligadas (*loosely-bound*)

PMS: Productos microbianos solubles

PTM: Presión transmembrana

Relación P/C: Relación proteína – carbohidrato

SF: Sólidos fijos

SPE: Sustancias poliméricas extracelulares

SST: Sólidos suspendidos totales

SS: Sólidos suspendidos

ST: Sólidos totales

SV: Sólidos volátiles

TB-SPE: Sustancias poliméricas extracelulares fuertemente ligadas (*tightly-bound*)

UASB: Reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente

## ÍNDICE DE FIGURAS

### CAPÍTULO 1

<b>FIGURA 1. 1.</b> TECNOLOGÍAS EXISTENTES DE TRATAMIENTOS ANAEROBIOS (HENZE, 2008; NOYOLA ET AL., 2013).....	18
<b>FIGURA 1. 2.</b> DIAGRAMA DE UN REACTOR UASB (RODRÍGUEZ-MEDINA, 2016).....	19
<b>FIGURA 1. 3.</b> COMPARACIÓN DE TREN DE TRATAMIENTOS: A) SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS CONVENCIONAL, Y B) BIORREACTOR DE MEMBRANA. ....	21
<b>FIGURA 1. 4.</b> ENTRADAS Y SALIDAS DE UNA MEMBRANA. ....	22
<b>FIGURA 1. 5.</b> PROCESOS DE FILTRACIÓN CON INTERVALOS DE SEPARACIÓN Y SUSTANCIAS COMUNES EN EL TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL (JUDD, 2008; JUDD Y JEFFERSON, 2003) .....	22
<b>FIGURA 1. 6.</b> ESQUEMA DE UNA MEMBRANA DE FIBRA HUECA (ASC MEDIO AMBIENTE, N.D.).....	24
<b>FIGURA 1. 7.</b> ESQUEMA QUE REPRESENTA LA FILTRACIÓN DE UNA MEMBRANA DE PLACA PLANA (AGUAS INDUSTRIALES, 2014).....	24
<b>FIGURA 1. 8.</b> CONFIGURACIÓN DE MEMBRANA TUBULAR (SYNDER FILTRATION, N.D.). ....	25
<b>FIGURA 1. 9.</b> CONFIGURACIÓN DE LOS BRM: A) MEMBRANA EXTERNA, B) MEMBRANA SUMERGIDA EN EL REACTOR, Y C) MEMBRANA SUMERGIDA EN CÁMARA EXTERNA (LIAO ET AL., 2006).....	26
<b>FIGURA 1. 10.</b> MODO DE OPERACIÓN: A) PTM CONSTANTE, Y B) FLUX CONSTANTE (CERON-VIVAS, 2013).....	27
<b>FIGURA 1. 11.</b> TAPONAMIENTO DE LA MEMBRANA: A) DENTRO DE LOS POROS, Y B) CAPA TAPONANTE (MENG ET AL., 2009). ....	27
<b>FIGURA 1. 12.</b> REPRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DE LAS ETAPAS DE TAPONAMIENTO DURANTE UNA CORRIDA BAJO FLUX CONSTANTE (MENG ET AL., 2009).....	28
<b>FIGURA 1. 13.</b> FACTORES QUE INFLUYEN EL ENSUCIAMIENTO DE LAS MEMBRANAS (IORHEMEN ET AL., 2016). 28	
<b>FIGURA 1. 14.</b> MÓDULO DE TIPO HOJA PLANA SUMERGIDO DIRECTAMENTE EN UN REACTOR DE MEZCLA COMPLETA (ERSAHIN ET AL., 2017). ....	34
<b>FIGURA 1. 15.</b> MATERIALES DE SOPORTE: A) MALLA METÁLICA, B) POLIAMIDA TEJIDA DE 50 $\mu$ M (ESTE TRABAJO), Y C) POLIPROPILENO NO TEJIDO DE 50 $\mu$ M (GONZÁLEZ-ORTEGA, 2014) .....	35
<b>FIGURA 1. 16.</b> ESTRUCTURA DE LA MEMBRANA DINÁMICA (ZHANG ET AL., 2014).....	36
<b>FIGURA 1. 17.</b> ESQUEMA DE: A) E ESTRUCTURA DE LAS EPS, (B) ESTRUCTURA DE LA CÉLULA, Y (C) ESTRUCTURA DE UN FLÓCULO DE LODO (LIN ET AL., 2014). ....	36
<b>FIGURA 1. 18.</b> ETAPAS DE LA FORMACIÓN DE LA CAPA TAPONANTE (SALAZAR PELÁEZ, 2011). ....	37
<b>FIGURA 1. 19.</b> ARREGLO DE MEMBRANA DINÁMICA SUMERGIDA EN REACTOR (GONZÁLEZ-ORTEGA, 2014)....	40
<b>FIGURA 1. 20.</b> MÓDULO DE TIPO HOJA PLANA: MATERIAL Y ÁREA DE FILTRACIÓN EFECTIVA (RODRÍGUEZ-MEDINA, 2016).....	42

### CAPÍTULO 3

<b>FIGURA 3. 1.</b> REACTOR UASB ESCALA PILOTO. ....	46
<b>FIGURA 3. 2</b> DISEÑO DE MÓDULOS DE FILTRACIÓN: A) VISTA FRONTAL Y B) VISTA POSTERIOR.....	47
<b>FIGURA 3. 3.</b> COMPONENTES DEL MÓDULO DE FILTRACIÓN CON TEXTIL TEJIDO DE 50 $\mu$ M. ....	47
<b>FIGURA 3. 4.</b> VÁLVULAS DE SALIDA DE LA CÁMARA EXTERNA. ....	47
<b>FIGURA 3. 5.</b> CÁMARA CON EL COLECTOR DE SOBRENADANTE. ....	48
<b>FIGURA 3. 6.</b> FOTOGRAFÍA DEL SISTEMA. ....	49
<b>FIGURA 3. 7.</b> DIAGRAMA DE LA CÁMARA EXTERNA. ....	49
<b>FIGURA 3. 8.</b> ESQUEMA GRÁFICO DEL PROCEDIMIENTO DEL LLENADO DE LAS CÁMARAS. ....	50
<b>FIGURA 3. 9.</b> CRITERIO DE FILTRACIÓN EFECTIVA.....	52

<b>FIGURA 3. 10.</b> PROCEDIMIENTO DE EXTRACCIÓN DE SPE.....	54
<b>FIGURA 3. 11.</b> BARRIDO DE LA BIOPELÍCULA: A) DE ATRÁS HACIA ADELANTE, Y B) DE ADELANTE HACIA ATRÁS. .....	54
<b>FIGURA 3. 12.</b> EJEMPLO DE DIVISIÓN EN CUADRANTES DE LA MD (B1) PARA SU ANÁLISIS (SPE: SUSTANCIAS POLIMÉRICAS EXTRACELULARES, MEB: MICROSCOPIO ELECTRÓNICO DE BARRIDO, CARB Y PROT: CARBOHIDRATOS Y PROTEÍNAS, Y ST, SV Y SF: SÓLIDOS TOTALES, VOLÁTILES Y FIJOS).....	54
<b>FIGURA 3. 13.</b> PROCEDIMIENTO PARA PRESERVACIÓN Y OBSERVACIÓN AL MEB DE LA MD. ....	55
<b>FIGURA 3. 14.</b> SISTEMA DE MEDICIÓN DE BIOGÁS. ....	56

## CAPÍTULO 4

<b>FIGURA 4. 1.</b> COMPORTAMIENTO DE LA TURBIEDAD, PRODUCTIVIDAD Y PTM DE A1.....	58
<b>FIGURA 4. 2.</b> COMPORTAMIENTO DE LA TURBIEDAD, PRODUCTIVIDAD Y PTM DE B1.....	59
<b>FIGURA 4. 3.</b> COMPARACIÓN DE LA TURBIEDAD DE PERMEADOS DE A1 Y B1.....	59
<b>FIGURA 4. 4.</b> COMPORTAMIENTO DE LA CALIDAD (NTU), PRODUCTIVIDAD Y PTM DE A2.....	61
<b>FIGURA 4. 5.</b> COMPORTAMIENTO DE LA TURBIEDAD, PRODUCTIVIDAD Y PTM DE B2.....	61
<b>FIGURA 4. 6.</b> COMPARACIÓN DE LA TURBIEDAD DE PERMEADOS DE A2 Y B2.....	62
<b>FIGURA 4. 7.</b> COMPORTAMIENTO DE LA TURBIEDAD, PRODUCTIVIDAD Y PTM DE A3.....	63
<b>FIGURA 4. 8.</b> COMPORTAMIENTO DE LA CALIDAD, PRODUCTIVIDAD Y PTM DE B3.....	64
<b>FIGURA 4. 9.</b> COMPARACIÓN DE LA TURBIEDAD DE PERMEADOS DE A3 Y B3.....	65
<b>FIGURA 4. 10.</b> COMPARACIÓN DE LOS SÓLIDOS SUSPENDIDOS EN PERMEADOS DE A3 Y B3.....	65
<b>FIGURA 4. 11.</b> IMAGEN TOMADA CON MEB DE LA VISTA POSTERIOR DEL MATERIAL DE SOPORTE (GUAN ET AL., 2018): A) EXPERIMENTO DE LARGO TIEMPO DE OPERACIÓN (87 DÍAS) A 40 KPA DE PTM, Y B) EXPERIMENTO EN LOTE A 20 KPA DE PTM.....	68
<b>FIGURA 4. 12.</b> IMAGEN TOMADA CON MEB DE LA VISTA POSTERIOR DEL MATERIAL DE SOPORTE CON EVIDENCIA DE EXTRUSIÓN Y COLONIZACIÓN DEL MATERIAL QUE ATRAVESÓ LA MD AL TÉRMINO DE LAS CORRIDAS: A) A1, B) B1, C) A2, D) B2, E) A3, Y F) B3.....	69
<b>FIGURA 4. 13.</b> PRODUCTIVIDAD EN LAS ETAPAS DE FLUX Y PTM CONSTANTE PARA EL PERIODO DE FILTRACIÓN EFECTIVA.....	71
<b>FIGURA 4. 14.</b> IMÁGENES AL MEB: A) MATERIAL DE SOPORTE NUEVO, Y B) SOPORTE PRIMARIO DE B2 AL TÉRMINO DE LA CORRIDA DE FILTRACIÓN CON DESPRENDIMIENTO NATURAL DE LA BIOPELÍCULA, DONDE SE OBSERVAN ZONAS TOTALMENTE LIMPIAS.....	72
<b>FIGURA 4. 15.</b> MASA INICIAL (I) Y FINAL (F) DE ST, SV Y SF DEL LODO PROCEDENTE DE LAS CÁMARAS. EN LA PRIMERA SERIE EXPERIMENTAL NO SE REALIZÓ LA DETERMINACIÓN INICIAL. EN LA PARTE SUPERIOR DE CADA BARRA SE ENCUENTRA EL PORCENTAJE DE SV CON RESPECTO A LOS TOTALES.....	73
<b>FIGURA 4. 16.</b> FOTOGRAFÍA DE LOS DIFERENTES TAMAÑOS DE GRANO AL TÉRMINO DE LA CORRIDA B3: A) MALLA 16 (1.2 MM), B) MALLA 30 (0.6 MM), C) MALLA 40 (0.4 MM), Y D) FLÓCULO.....	75
<b>FIGURA 4. 17.</b> GRÁFICA DE PROPORCIÓN DE GRÁNULO Y FLÓCULO (PARTÍCULAS INFERIORES A 0.4 MM) EN LAS CÁMARAS EXTERNAS AL INICIO (I) Y FINAL (F) DEL EXPERIMENTO.....	75
<b>FIGURA 4. 18.</b> CONCENTRACIÓN DE SUSTANCIAS POLIMÉRICAS EXTRACELULARES AL INICIO Y FINAL DE CADA EXPERIMENTO. SOBRE LAS BARRAS SE MUESTRA LA CONCENTRACIÓN TOTAL DE LAS SPE.....	79
<b>FIGURA 4. 19.</b> CONCENTRACIÓN DE PROTEÍNAS Y CARBOHIDRATOS EXTRACELULARES EN EL LODO DE LAS CÁMARAS DE FILTRACIÓN AL INICIO (I) Y AL FINAL (F). SOBRE LAS BARRAS SE ENCUENTRA LA RELACIÓN P/C.....	81
<b>FIGURA 4. 20.</b> FOTOGRAFÍAS DE LAS MEMBRANAS DINÁMICAS DE CADA CORRIDA: A) A1, B) B1, C) A2, D) B2, E) A3, Y F) B3.....	82

<b>FIGURA 4. 21.</b> DENSIDAD DE MASA SUPERFICIAL DE LA MD EN CADA CORRIDA. SOBRE LAS BARRAS SE MUESTRA LA FRACCIÓN DE SÓLIDOS VOLÁTILES DE LA BIOPELÍCULA.....	83
<b>FIGURA 4. 22.</b> GROSOR DE LA MEMBRANA DINÁMICA B1: A) VISTA FRONTAL, Y B) VISTA LATERAL.....	84
<b>FIGURA 4. 23.</b> GROSOR DE LA MEMBRANA DINÁMICA B2: A) VISTA FRONTAL, Y B) VISTA LATERAL.....	84
<b>FIGURA 4. 24.</b> IMÁGENES AL MEB: VISTA LATERAL DE LA MEMBRANA DINÁMICA EN EXPERIMENTOS: A) B1 Y B) A3.....	85
<b>FIGURA 4. 25.</b> CONCENTRACIÓN DE SUSTANCIAS POLIMÉRICAS EXTRACELULARES EN LAS MD DE LOS SEIS EXPERIMENTOS. SOBRE LAS BARRAS SE ENCUENTRA LA CONCENTRACIÓN DE SPE TOTALES (MG (G SV) <sup>-1</sup> ). .....	86
<b>FIGURA 4. 26.</b> CONCENTRACIÓN DE CARBOHIDRATOS Y PROTEÍNAS EN MD. SOBRE LAS BARRAS SE ENCUENTRA LA RELACIÓN PROTEÍNA / CARBOHIDRATO (P/C).....	87
<b>FIGURA 4. 27.</b> IMÁGENES AL MEB DE LA BIOPELÍCULA QUE FORMA LAS MD: A) A1, B) B1, C) A2, D) B2, E) A3, Y F) B3.....	89
<b>FIGURA 4. 28.</b> IMÁGENES DE <i>METHANOSAETA SPP</i> VISTA AL MEB: A) CHANG ET AL. (1993), Y B) ARAUJO ET AL. (2003).....	90
<b>FIGURA 4. 29.</b> IMÁGENES DE <i>METHANOSAETA SPP</i> . PROVENIENTE DE UN GRÁNULO ANAEROBIO VISTA AL MEB (ARAUJO ET AL., 2003).....	90
<b>FIGURA 4. 30.</b> <i>METHANOSARCINA SPP</i> TOMADA AL MEB DE UN REACTOR CON ESPONJA VEGETAL COMO SOPORTE (YANG ET AL., 2004).....	91
<b>FIGURA 4. 31.</b> IMÁGENES AL MEB DE LA BIOPELÍCULA DE LA MD DE LA CORRIDA B1.....	91
<b>FIGURA 4. 32.</b> SEGUIMIENTO DE LA DQO TOTAL DE A3.....	93
<b>FIGURA 4. 33.</b> SEGUIMIENTO DE LA DQO TOTAL DE B3.....	93
<b>FIGURA 4. 34.</b> SEGUIMIENTO DE LA DQO SOLUBLE DE A3.....	96
<b>FIGURA 4. 35.</b> SEGUIMIENTO DE LA DQO SOLUBLE B3.....	96
<b>FIGURA 4. 36.</b> DATOS EXPERIMENTALES DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS POR DÍA DE A3.....	98
<b>FIGURA 4. 37.</b> DATOS EXPERIMENTALES DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS POR DÍA DE B3.....	99
<b>FIGURA 4. 38.</b> CÁMARA A3 DURANTE EL DESMONTAJE AL TÉRMINO DEL EXPERIMENTO: A) ASPECTO DEL LODO ANAEROBIO CUANDO SE DESTAPÓ LA CÁMARA, Y B) LODO EN EL LABORATORIO 1 HORA DESPUÉS.....	99
<b>FIGURA 4. 39.</b> CÁMARA B3 DURANTE EL DESMONTAJE AL TÉRMINO DEL EXPERIMENTO: A) ASPECTO DEL LODO ANAEROBIO CUANDO SE DESTAPÓ LA CÁMARA, Y B) LODO EN EL LABORATORIO 1 HORA DESPUÉS.....	100

## ANEXOS

<b>FIGURA A. 1.</b> REPRESENTACIÓN DE UN GRÁFICO DE BOX-PLOT.....	114
<b>FIGURA B. 1.</b> DIAGRAMA DE BOX-PLOT DEL FLUX EN LA ETAPA PTM CONSTANTE.....	115
<b>FIGURA C. 1.</b> ESQUEMA ILUSTRATIVO DEL BALANCE DE MASA.....	116
<b>FIGURA D. 1.</b> FOTOGRAFÍA DE LA MEMBRANA DINÁMICA DE A1 (VISTA FRONTAL).....	117
<b>FIGURA D. 2.</b> FOTOGRAFÍA DE LA MEMBRANA DINÁMICA DE A2: A) VISTA FRONTAL, Y B) VISTA LATERAL. .	118
<b>FIGURA D. 3.</b> FOTOGRAFÍA DE LA MEMBRANA DINÁMICA DE A3: A) VISTA FRONTAL, Y B) VISTA LATERAL. .	118
<b>FIGURA D. 4.</b> FOTOGRAFÍA DE LA MEMBRANA DINÁMICA DE B3: A) VISTA FRONTAL, Y B) VISTA LATERAL. .	119

## ÍNDICE DE TABLAS

### CAPÍTULO 1

<b>TABLA 1. 1.</b> BENEFICIOS Y LIMITACIONES DE LOS TRATAMIENTOS ANAEROBIOS DE AGUA RESIDUAL (LETTINGA ET AL., 1980).....	17
<b>TABLA 1. 2.</b> TIPOS DE MEMBRANAS (CERON-VIVAS, 2013).....	23
<b>TABLA 1. 3.</b> CONTROLES DE TAPONAMIENTO.....	29
<b>TABLA 1. 4.</b> TRABAJOS REPORTADOS DE MEMBRANAS DINÁMICAS ACOPLADOS A SISTEMAS ANAEROBIOS. ....	31
<b>TABLA 1. 5.</b> TRABAJOS REPORTADOS DE MEMBRANAS DINÁMICAS ACOPLADOS A SISTEMAS ANAEROBIOS (CONTINUACIÓN).....	32
<b>TABLA 1. 6</b> COMPARACIÓN ENTRE BRAM Y BRAMD. (HU ET AL., 2018A).....	33
<b>TABLA 1. 7.</b> CONFIGURACIÓN DE MEMBRANA DINÁMICA EMPLEADA EN EL TRABAJO DE VILLALBA-PASTRANA (2015).....	41

### CAPÍTULO 3

<b>TABLA 3. 1.</b> COMBINACIONES DE LAS CORRIDAS DE FILTRACIÓN.....	51
---	----

### CAPÍTULO 4

<b>TABLA 4. 1.</b> FILTRACIÓN EFECTIVA: COMPARACIÓN ENTRE CORRIDAS.....	66
<b>TABLA 4. 2.</b> DURACIÓN Y FLUX PROMEDIO DE CADA CORRIDA EN LAS ETAPAS DE FLUX Y PTM CONSTANTE (SOLO PERIODO DE FILTRACIÓN EFECTIVA).....	70
<b>TABLA 4. 3.</b> MASA DE LODO INICIAL Y FINAL EN CADA CORRIDA DE FILTRACIÓN. ....	73
<b>TABLA 4. 4.</b> PROPORCIÓN DE GRANULOMETRÍA FINAL PARA LA CORRIDA 1 E INICIAL PARA LAS CORRIDAS 2 Y 3. ....	76
<b>TABLA 4. 5.</b> MASA DE LAS FRACCIONES DE GRANO AL INICIO Y TÉRMINO DE LOS EXPERIMENTOS. ....	77
<b>TABLA 4. 6.</b> CONCENTRACIÓN INICIAL Y FINAL DE LAS SPE TOTALES, DÉBILMENTE LIGADAS (LB SPE) Y FUERTEMENTE LIGADAS (TB SPE).....	80
<b>TABLA 4. 7.</b> COMPARACIÓN ENTRE TRABAJOS DE BIORREACTORES ANAEROBIOS DE MEMBRANA DINÁMICA... ..	94
<b>TABLA 4. 8.</b> COMPARACIÓN ENTRE TRABAJOS DE BIORREACTORES ANAEROBIOS DE MEMBRANA DINÁMICA (CONTINUACIÓN).....	95
<b>TABLA 4. 9.</b> CÁLCULOS DE ESTIMACIÓN DE BIOGÁS PRODUCIDO EN EXPERIMENTOS A3 Y B3. ....	97

### ANEXOS

<b>TABLA A. 1.</b> CÁLCULOS PARA REALIZAR UN DIAGRAMA DE BOX-PLOT. ....	114
<b>TABLA C. 1.</b> MASA INICIAL Y FINAL DEL LODO EN LA CÁMARA EXTERNA. ....	115
<b>TABLA C. 2.</b> PRODUCTIVIDAD TOTAL Y CONCENTRACIONES DE SOBRENADANTE Y PERMEADO EN LAS CORRIDAS DE FILTRACIÓN. ....	116
<b>TABLA C. 3.</b> MASA DE SOBRENADANTE, PERMEADO, MEMBRANA DINÁMICA Y RETENIDA EN LOS EXPERIMENTOS. ....	116



## INTRODUCCIÓN

El tratamiento de aguas residuales por vía anaerobia presenta ciertas ventajas sobre su contraparte aerobia. Primero, al no requerir oxígeno, se elimina el costo del equipo asociado y de la demanda energética para suministrar oxígeno disuelto en el agua. En segundo lugar, se produce metano, el cual sirve como una fuente de energía renovable y se da la posibilidad de un autoabastecimiento energético de la planta. Y, por último, se genera menor cantidad de biomasa debido a la baja síntesis celular de los microorganismos anaerobios (Liao et al., 2006). Sin embargo, a pesar de las ventajas antes mencionadas, los tratamientos aerobios brindan efluentes con una mejor calidad que los anaerobios; por lo que se debe considerar un postratamiento si se desea utilizar cualquier sistema de tratamiento anaerobio (Noyola et al., 2013). Los biorreactores de membrana (BRM) pueden ser una opción, entre varias, para alcanzar una mejor calidad de efluente tratado.

Las membranas más utilizadas en los biorreactores de membrana son las de microfiltración y ultrafiltración, ya que brindan una completa retención en la mayoría de los sólidos suspendidos, bacterias y, en el caso de las segundas, de algunos virus (Le-Clech et al., 2006). Sin embargo, el desarrollo de los BRM se ha visto limitado por problemas relacionados al taponamiento de las membranas. La deposición o acumulación de partículas dentro de los poros de la membrana afecta el desempeño del sistema y puede resultar en una continua disminución del flux de permeado (Vyrides and Stuckey, 2011), lo que conduce al aumento de los costos de asociados al mantenimiento y operación de las membranas (Skouteris et al., 2012). Con el fin de aprovechar los beneficios de este sistema, pero manteniendo costos comparativamente menores, se puede optar por la variante anaerobia de los BRM, es decir los BRAM, además de sustituir las membranas convencionales de ultra- y microfiltración por una tecnología reciente que ha llamado la atención de la comunidad científica por las ventajas que presenta: las membranas dinámicas.

La membrana dinámica, también conocida como membrana secundaria, es una biopelícula que se forma sobre un soporte primario de gran tamaño de poro (fibras textiles o mallas metálicas), de tal forma que funciona como filtro que favorece la separación sólido-líquido. El proceso cuenta con varias ventajas como: la obtención de un alto flux de permeado y la simplicidad de las limpiezas; sin embargo, la formación y el control de la membrana dinámica, así como la reproducibilidad continúan siendo algunas de las desventajas del proceso (Alibardi et al., 2016; Ersahin et al., 2012; Hu et al., 2018a).

Debido a lo anterior, el presente trabajo de tesis busca contribuir a la línea de investigación mediante la evaluación del desempeño de membranas dinámicas sumergidas en lodo anaerobio granular, las cuales reciben un efluente anaerobio proveniente de un reactor de lecho de lodos con flujo ascendente (UASB) escala piloto ubicado en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM).

El lector podrá ubicar en el capítulo 1 las bases teóricas que servirán para el entendimiento del problema, mientras que en los capítulos 2 y 3 se encuentran la justificación, objetivos y la metodología planteada. El capítulo 4 se destinó a la presentación y discusión de los resultados, y el último capítulo se dedicó a las conclusiones y recomendaciones del trabajo.

## CAPÍTULO 1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

### 1.1 TRATAMIENTO ANAEROBIO

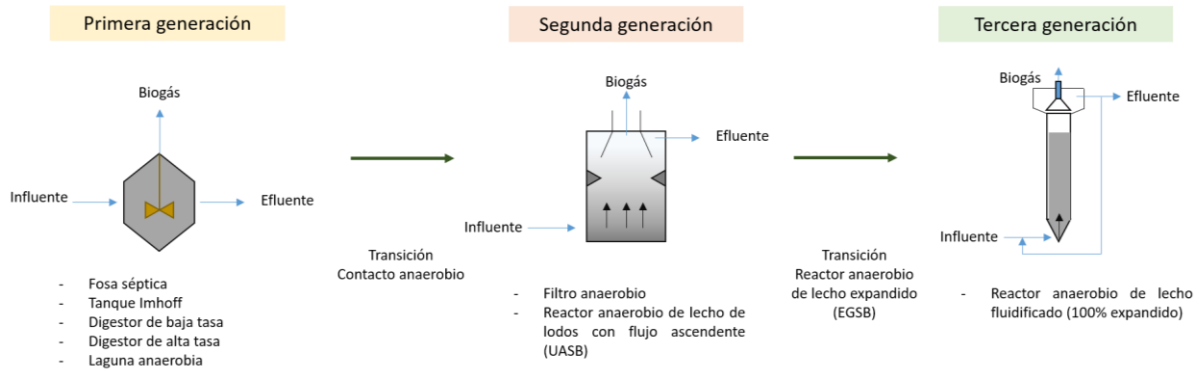
Las aguas residuales municipales tienen altos contenidos de contaminantes, e.g. materia orgánica, patógenos y nutrientes, que ocasionan impactos negativos en los cuerpos de agua donde son descargados. Los procesos fisicoquímicos y biológicos son los tratamientos más empleados para la remoción de dichos contaminantes; sin embargo, los procesos fisicoquímicos presentan costos elevados por el consumo de reactivos. Es por eso que se opta por utilizar procesos biológicos cuando la materia orgánica del efluente a tratar es biodegradable (Demirel et al., 2005).

Como su nombre lo indica, los procesos biológicos utilizan microorganismos (principalmente bacterias) para degradar o adsorber materia disuelta, coloidal y sedimentable y convertirlos en flóculos biológicos o biopelículas (Henze, 2008). Dentro de los procesos biológicos, los tratamientos anaerobios de agua residual se han convertido en una tecnología competitiva, ya que cuentan con diversas ventajas sobre su contraparte aerobia como las que se enlista en la tabla 1.1.

**Tabla 1. 1.** Beneficios y limitaciones de los tratamientos anaerobios de agua residual (Lettinga et al., 1980).

Beneficios	Limitaciones
1. Baja producción de lodo	1. La digestión anaerobia es un proceso sensible, e.g. puede verse afectado por la presencia de compuestos específicos, como $\text{CHCl}_3$ , $\text{CCl}_4$ , y $\text{CN}^-$
3. Bajo requerimiento de nutrientes	2. Se requieren largos periodos de tiempo para el arranque, debido al lento crecimiento de los microorganismos anaerobios
4. No requiere energía para aireación	
5. Producción de metano, que es un subproducto energético valioso	3. La digestión anaerobia es esencialmente un método de pretratamiento; por lo general se requiere un tratamiento posterior adecuado antes de que los efluentes se puedan descargar en las aguas receptoras
6. Soporta altas cargas orgánicas	
7. Los lodos anaerobios activos pueden conservarse sin alimentación durante muchos meses	4. Poca experiencia práctica con la aplicación del proceso al tratamiento directo de aguas residuales.

Las tecnologías anaerobias existentes se clasifican en generaciones, y se agrupan considerando que tienen características semejantes. El paso de una a otra se debe al tipo de transferencia sustrato – microorganismo y la relación entre los tiempos de retención hidráulica y celular que caracteriza cada generación. Como resultado, se han desarrollado procesos más compactos y con la capacidad de soportar mayores cargas orgánicas (Noyola et al., 2013). En la figura 1.1 se muestra la transición de las generaciones de los tratamientos anaerobios; cada imagen ilustra la tecnología más representativa de la agrupación; es decir, digestor de alta tasa para primera generación, el reactor UASB para la segunda y el reactor de lecho 100% expandido en la última generación.



**Figura 1. 1.** Tecnologías existentes de tratamientos anaerobios (Henze, 2008; Noyola et al., 2013)

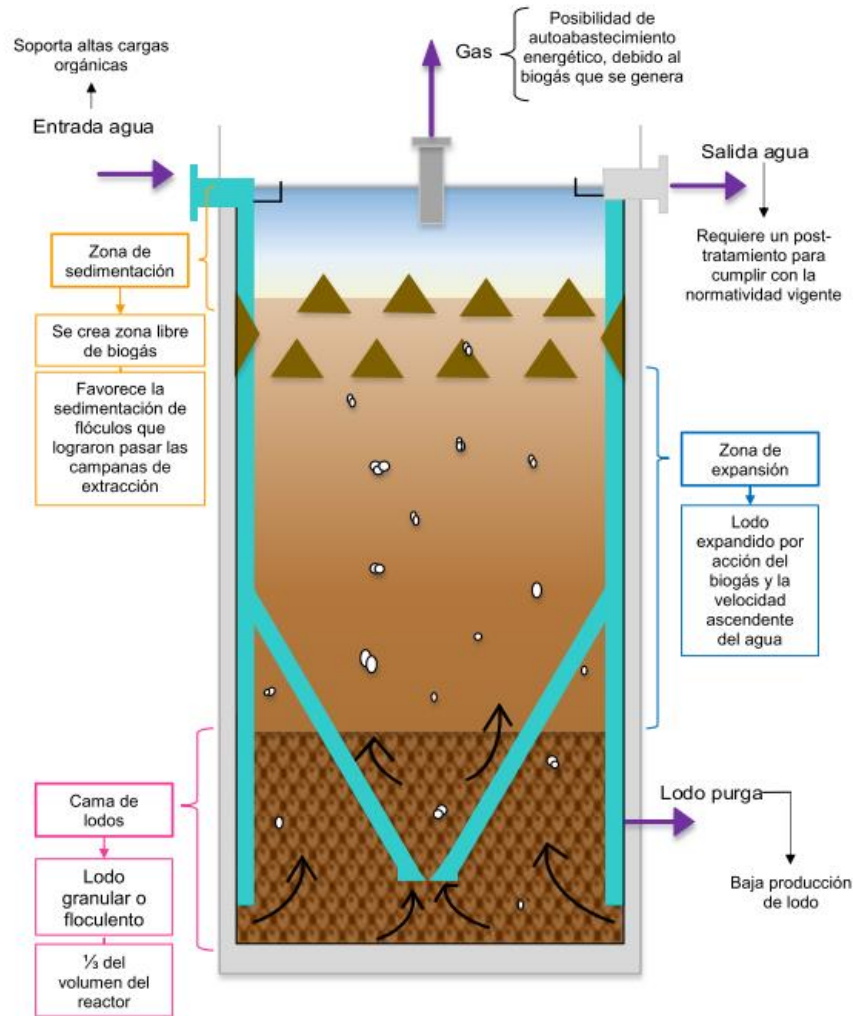
A pesar de las tecnologías que se conocen, muchos países han optado por emplear los reactores UASB gracias a las ventajas que se plantearán en el siguiente apartado.

## 1.2 REACTOR UASB

Los reactores anaerobios de lecho de lodos con flujo ascendente, mejor conocidos como UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor), son reactores de segunda generación que tienen la particularidad de no requerir material de empaque, sino que los microorganismos forman agregados densos, conocidos como gránulos, que les permiten sedimentarse en el fondo del reactor y mantenerse dentro del mismo (Lettinga et al., 1980; Noyola et al., 2013; Schmidt and Ahring, 1996; Seghezzi et al., 1998). Esta característica aumenta el tiempo de retención celular (TRC) y permite la disminución del tiempo de retención hidráulica (TRH), dando como resultado reactores de menor volumen (Chen et al., 2014; Ozgun et al., 2013).

El reactor se divide en tres zonas, como se muestra en la figura 1.2 (Noyola et al., 2013):

- Zona de lecho de lodos. En el fondo del reactor se localiza una cama de biomasa anaerobia granular o floculenta que cuenta con un volumen aproximado de 1/3 del volumen total de este.
- Zona de expansión de lodo. Es el área ubicada entre la cama de lodos y las campanas colectoras de biogás. Aquí se aloja el lodo expandido por la acción del biogás y la velocidad ascendente del agua.
- Zona de sedimentación. Se encuentra en la parte superior del reactor, donde se coloca el sistema de captación de biogás (campanas colectoras), cuya función es la captación del biogás generado, lo que crea una zona libre de biogás que permite la buena sedimentación y el retorno al lecho de lodos de los gránulos o flóculos anaerobios que pudieron llegar cerca de la superficie. El arreglo se le conoce como separador gas-líquido-sólido o separador trifásico.



**Figura 1. 2.** Diagrama de un reactor UASB (Rodríguez-Medina, 2016).

Desde su introducción a mediados de la década de los 80, este tipo de reactor ha sido ampliamente utilizado para el tratamiento de aguas residuales municipales (Chernicharo et al., 2015), sobre todo en países de Latinoamérica, principalmente Brasil, Colombia y México, y la India, que cuentan con climas tropicales con temperaturas que favorecen la eficiencia del proceso (agua residual con temperaturas superiores a 20°C). Además de las ventajas que comparten con los demás procesos anaerobios, los reactores UASB cuentan con otros puntos que los vuelven atractivos ante la comunidad y amplifica su utilización, los cuales se enlistan a continuación (Morgan-Sagastume et al., 1994):

- No requiere de ningún tipo de soporte para la retención de biomasa ni agitación mecánica.
- Presenta buenas eficiencias de remoción de huevos de helminto (alrededor del 90%).
- Conserva los nutrientes en el efluente (nitrógeno y fósforo), lo que lo vuelve atractivo si se quiere emplear para riego.
- El proceso en sí no requiere de suministro de energía eléctrica (menores requerimientos energéticos comparados con los métodos convencionales).

- Es un proceso simple y económico en operación y mantenimiento.
- Soporta periodos sin alimentación, que pueden ir desde semanas hasta meses.
- Puede aplicarse a pequeña y gran escala
- Construcción simple y de bajo costo, con muy limitados requerimientos de equipo electromecánico.

La buena eficiencia de los reactores UASB en el tratamiento de aguas residuales industriales es bien conocida; sin embargo, varios autores han investigado su comportamiento cuando se alimentan con influentes municipales de baja carga, es decir, con DQO inferior a  $1000 \text{ mg L}^{-1}$  (Agrawal et al., 1997; Beaubien et al., 1996; Behling et al., 1997; Singh et al., 1996), ya que, entre otras cosas, las eficiencias de remoción de la DQO y SST disminuyen y no es posible generar el suficiente biogás para mantener un buen balance de costo-beneficio para su aprovechamiento.

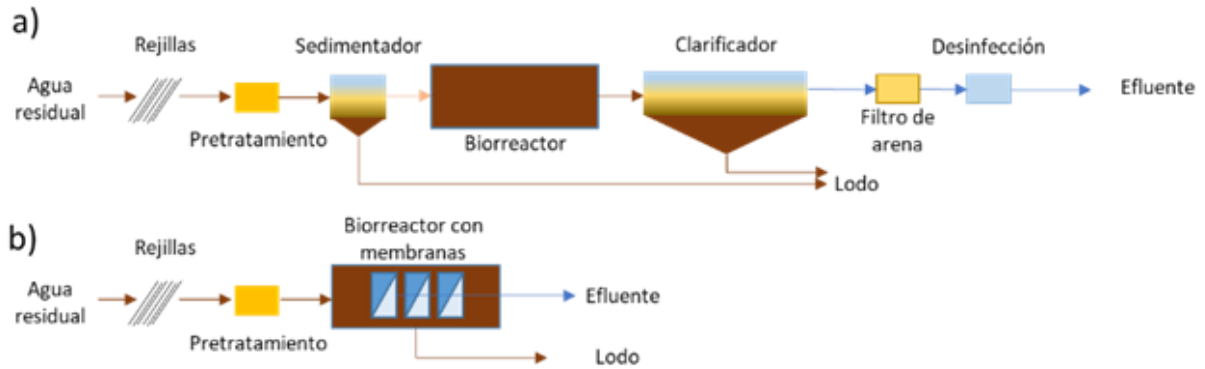
La mayor desventaja con la que cuentan los efluentes de los reactores UASB, así como de la tecnología anaerobia en general, es que no cumplen con la normatividad de descarga en cuerpos de agua y ocasionan impactos en negativos en donde son vertidos, debido a que el proceso remueve la materia orgánica hasta cierta concentración, debido a las limitaciones cinéticas de los microorganismos metanogénicos (valores relativamente altos de  $K_s$ , la constante de saturación o de velocidad media) (Noyola et al., 2013). Además, la ausencia de oxígeno resulta en la producción de compuestos inorgánicos en su forma reducida, como amonio y sulfuro de hidrógeno (Ozgun et al., 2013; Smith et al., 2012; Visvanathan et al., 2000). Es por eso que, si se quieren mantener las ventajas del proceso, se debe considerar un postratamiento de pulimiento que mejore la calidad del efluente y permita cumplir las normas de descargas vigentes.

En este contexto, los biorreactores anaerobios de membrana pueden ser una buena alternativa para el tratamiento de agua residual municipal, lo cual se discutirá más adelante.

### **1.3 BIORREACTOR ANAEROBIO DE MEMBRANA**

Los biorreactores anaerobios de membrana (BRAM) pueden ser definidos como procesos biológicos en ausencia de oxígeno, a lo que se les acopla membranas para lograr la retención de sólidos en suspensión y microorganismos (Gander et al., 2000).

Al término de un proceso biológico se generan subproductos que son necesarios de remover para tener un efluente de buena calidad, razón por la cual, posterior a los tratamientos biológicos convencionales se colocan tanques clarificadores, en los cuales sucede la sedimentación de la biomasa producida durante el proceso. Cuando se emplean biorreactores de membrana se sustituyen estos grandes tanques, lo que representa un ahorro en el requerimiento de espacio (Visvanathan et al., 2000), como se puede observar en la figura 1.3.



**Figura 1. 3.** Comparación de tren de tratamientos: a) Sistema de lodos activados convencional, y b) Biorreactor de membrana.

Se sabe que los microorganismos anaerobios tienen un crecimiento más lento que los aerobios, razón por la que la retención de la biomasa es un factor crítico en la operación del sistema (Chan et al., 2009). La mayor ventaja que presentan los BRAM comparado con los tratamientos anaerobios convencionales es la capacidad de desacoplar el tiempo de retención hidráulica (TRH) del tiempo de retención de sólidos (TRS), al mantener y aumentar la concentración de la biomasa dentro del reactor. De esta forma es posible reducir el requerimiento del espacio en el diseño de la planta de tratamiento de agua residual (Hai and Yamamoto, 2011; Radjenovic et al., 2008; Skouteris et al., 2012).

Los biorreactores anaerobios de membrana son una tecnología madura, bien establecida, aunque todavía con menor aceptación que la versión aerobia (BRM) (Krzeminski et al., 2017). Se cuenta con diversas plantas a escala real alrededor del mundo para el tratamiento de agua residual industrial sin incursionar aún en el mercado municipal (Skouteris et al., 2012). Su implementación se debe a los siguientes factores (Judd, 2008):

1. Obtención de un efluente de alta calidad.
2. Incremento de la escasez de agua con la consecuente necesidad de reúso de agua tratada.
3. Legislación para regular la calidad del agua para reúso y criterios de descarga cada más estrictos.
4. Disminución de costos de inversión y superficie de terreno.
5. Aceptación creciente de la tecnología.
6. Potencial para incrementar la capacidad de las plantas de tratamiento de agua residual existentes al incorporar la tecnología de membranas.

Los reactores UASB acoplados a membranas son una opción viable para disminuir la concentración de sólidos en suspensión en el efluente, y por ello, en principio, reducir el taponamiento de la membrana. Esto se debe a que la cama de lodo en el fondo del reactor atrapa la mayoría de la materia particulada por procesos de sedimentación, adsorción y biodegradación. Además, la zona de separación gas-sólido-líquido en la parte alta del reactor, hace funciones de sedimentador secundario. Debido a ello, los reactores UASB pueden actuar como barrera que impida la exposición excesiva de la membrana a las altas concentraciones de sólidos suspendidos (Ozgun et al., 2013). Liao y colaboradores sugieren que el costo de inversión de la planta de tratamiento con base en un UASB

acoplado a membranas puede disminuirse al eliminar el uso de un separador trifásico. Además, se tendrá una disminución en la concentración de la DQO en el efluente del reactor, ya que se aumenta el tiempo de retención celular (TRC), lo que conduce a altas concentraciones de biomasa en el reactor y mayores remociones de materia orgánica (Liao et al., 2006).

### 1.3.1 Membranas

Una membrana utilizada en el tratamiento de agua y agua residual, puede ser definida como un material (barrera) que permite el paso de algunos componentes físicos o químicos con mayor facilidad que otros (Judd, 2008). De esta forma se obtienen dos productos, el permeado (constituido por los componentes que lograron pasar) y el rechazo (aquellos que fueron retenidos por la membrana), como se muestra en la figura 1.4.

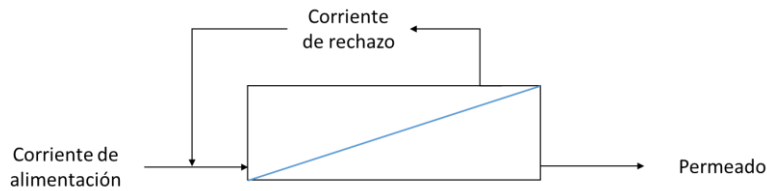


Figura 1. 4. Entradas y salidas de una membrana.

En la figura 1.5 se muestran los diferentes tipos de membranas, los intervalos de separación y algunos compuestos de interés en el tratamiento de agua residual; siendo las membranas de ultrafiltración y microfiltración las comúnmente utilizadas en los biorreactores de membrana, gracias a su completa retención de sólidos en suspensión, bacterias y algunos virus (Le-Clech et al., 2006).

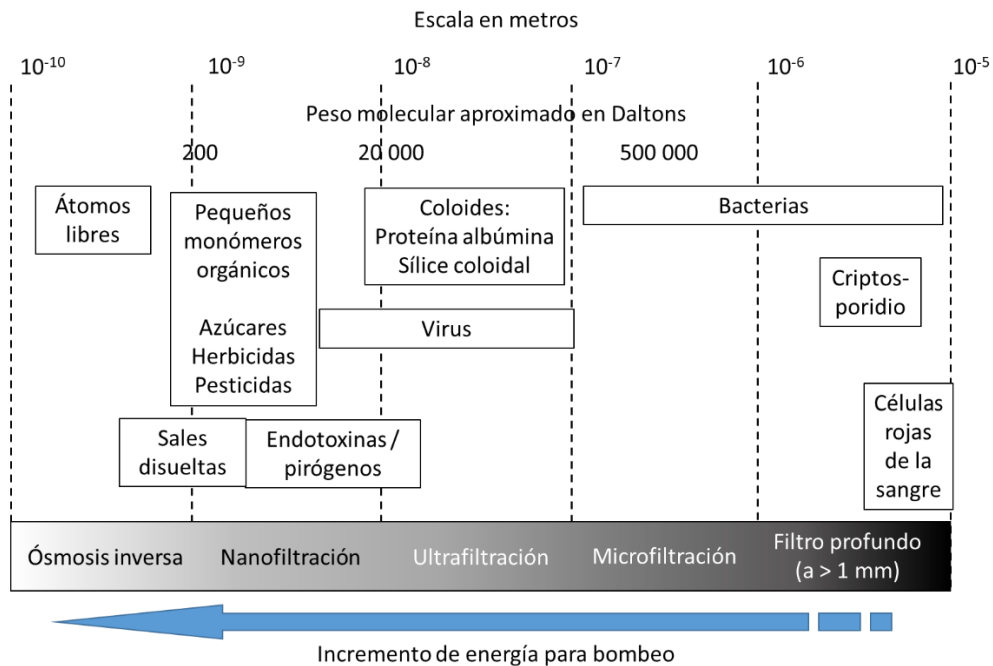


Figura 1. 5. Procesos de filtración con intervalos de separación y sustancias comunes en el tratamiento de agua residual (Judd, 2008; Judd y Jefferson, 2003)



Los materiales con los que se fabrica la membrana se dividen en tres: polimérico (orgánico), metálico e inorgánico (cerámica). Aunque no se abundará en los materiales metálicos, ya que no son asociados con los biorreactores de membrana.

Los membranas inorgánicas, compuestas de cerámica, aluminio, circonio y óxido de titanio, muestran una resistencia hidráulica, térmica y química superior a las demás membranas (Meng et al., 2009). Además, son una buena opción en el tratamiento de agua residual, ya que hay evidencia que muestra que tienen una menor propensión al taponamiento y tienen la habilidad de soportar métodos de limpieza sin que estos afecten su vida útil (Skouteris et al., 2012).

Por otro lado, las membranas poliméricas (orgánicas) están fabricadas de materiales orgánicos como celulosas, poliamidas (PA), fluoruro de polivinildieno (FPVD), polisulfonas (PS), poliacronitrilo (PAN), polietilsulfona (PES), polietileno (PE) y polipropileno (PP), siendo las de FPVD las más empleadas para los BRM gracias a su carga, elongación y buena resistencia a los químicos (Judd, 2008; Lin et al., 2013; Santos et al., 2011).

El 80-90% de las membranas que se utilizan a nivel mundial son membranas orgánicas, a pesar de su limitada resistencia a los químicos y calor, y su reducido tiempo de vida útil (de 2 a 3 años) (Regula et al., 2014). Su amplio uso está asociado al costo de las membranas, ya que son comparativamente menores a los de las membranas inorgánicas (Lin et al., 2013) (de 30 a 380 € m<sup>2</sup>, según Maurel (2008)).

El taponamiento asociado a las membranas orgánicas es la formación de la capa taponante gobernada por interacciones biológicas, mientras que a las membranas inorgánicas se les presenta el taponamiento inorgánico, como la precipitación de estruvita (Ozgun et al., 2013).

La selección adecuada de los arreglos (módulos) de las membranas de filtración juega un papel importante en el correcto desempeño de los BRM (Visvanathan et al., 2000). Según Judd, existen seis tipos de módulo: placa plana, fibra hueca, tubular, tubo capilar, cartucho de filtro plisado y el enrollado en espiral; siendo los tres primeros los comúnmente utilizados en los BRM (Judd, 2008). En la tabla 1.2 se muestran las ventajas y desventajas de los tipos de módulos más empleados.

**Tabla 1. 2.** Tipos de membranas (Ceron-Vivas, 2013).

<b>Criterio</b>	<b>Fibra hueca</b>	<b>Placas planas</b>	<b>Tubulares</b>
<b>Densidad de empaque</b>	Alto	Moderado	Bajo
<b>Flux operacional</b>	Moderado	Moderado a alto	Alto
<b>Propensión al taponamiento</b>	Moderado	Moderado	Bajo
<b>Limpieza</b>	Moderado	Pobre	Bueno
<b>Uso de energía</b>	Moderado	Moderado a alto	Alto
<b>Costo capital</b>	Moderado	Moderado a alto	Alto

Debido a su alta densidad de empaque y a su menor costo de inversión, los módulos de tipo fibra hueca (figura 1.6) con membranas de ultrafiltración sumergidas son ampliamente utilizados en los biorreactores. Sin embargo, por su relativamente baja presión transmembrana, su capacidad de permeado (flux) es limitada. Por otro lado, los módulos de tipo placas planas (figura 1.7) con membranas de microfiltración sumergidas en el reactor biológico trabajan a mayor presión



transmembrana resultando en una alta permeabilidad y mayor cantidad de permeado (flux). Ambas configuraciones han tenido amplia aceptación debido a su gran estabilidad y la facilidad de limpieza y reemplazo de los cartuchos (Lin et al., 2013).

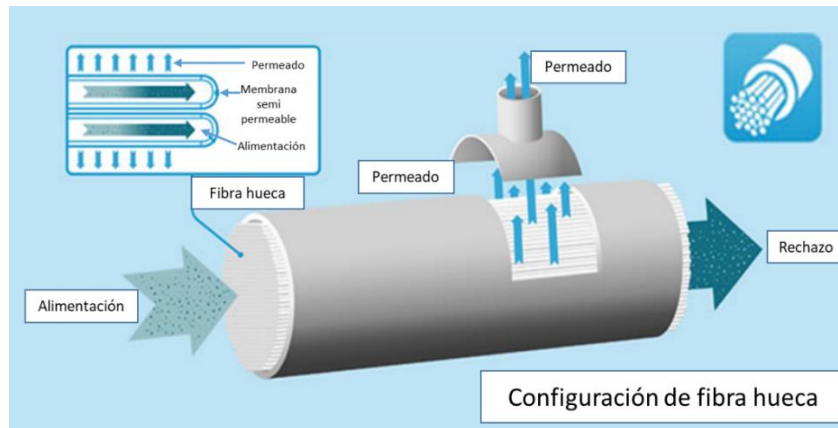


Figura 1. 6. Esquema de una membrana de fibra hueca (ASC Medio Ambiente, n.d.).

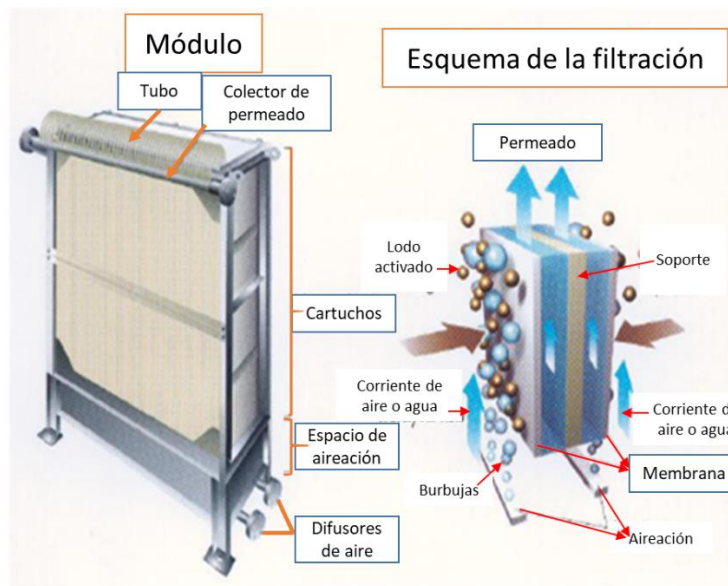
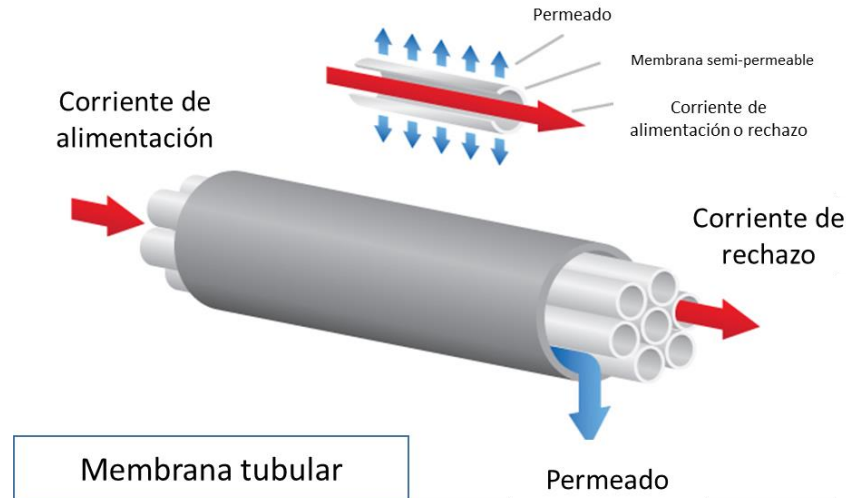


Figura 1. 7. Esquema que representa la filtración de una membrana de placa plana (Aguas Industriales, 2014).

El módulo tubular está fabricado de varias membranas acomodadas en forma de tubo, como se puede ver en la figura 1.8. Comúnmente se emplean como membranas externas o tipo “cross-flow”, y entre sus ventajas se encuentran: alto volumen de permeado (flux), bajo taponamiento, relativa facilidad de limpieza, sencillo manejo de suspensiones viscosas y con altas concentraciones de sólidos en suspensión, y la capacidad de reemplazar una membrana dañada; mientras que sus principales desventajas incluyen un alto costo capital, baja densidad del material de empaque, alto requerimiento energético para bombeo y un alto volumen de rechazo (Lin et al., 2013).



**Figura 1. 8.** Configuración de membrana tubular (Synder Filtration, n.d.).

### 1.3.2 Configuración de los BRAM

Existen dos modalidades para el diseño y la operación de los biorreactores de membrana: operación bajo presión o a vacío (presión positiva o negativa).

#### 1.3.2.1 Biorreactor anaerobio con membrana externa

También conocida como “*Cross-flow*”, consiste en separar el módulo de filtración del biorreactor y hacer pasar, por medio de una bomba, el efluente hacia la membrana para obtener el permeado, como se muestra en la figura 1.9a. La corriente de rechazo es dirigida nuevamente al reactor. La velocidad tangencial del líquido (generalmente  $1-3 \text{ m s}^{-1}$ ) sobre la superficie de la membrana actúa como principal método de control de taponamiento; sin embargo, al pasar el efluente del reactor por una bomba para dirigirlo a la membrana, se tiene como desventaja el rompimiento de las partículas del efluente a filtrar, lo que puede incrementar el taponamiento al disgregar los flóculos microbianos además de un eventual impacto en una menor actividad microbiana (Hu and Stuckey, 2006; Liao et al., 2006; Smith et al., 2012). Con las membranas externas se puede producir un mayor flux de permeado utilizando una menor área de filtración; no obstante, la energía requerida es superior a las otras configuraciones, debido a la alta presión ejercida para alcanzar la velocidad tangencial requerida (Cinar et al., 2016; Ozgun et al., 2013).

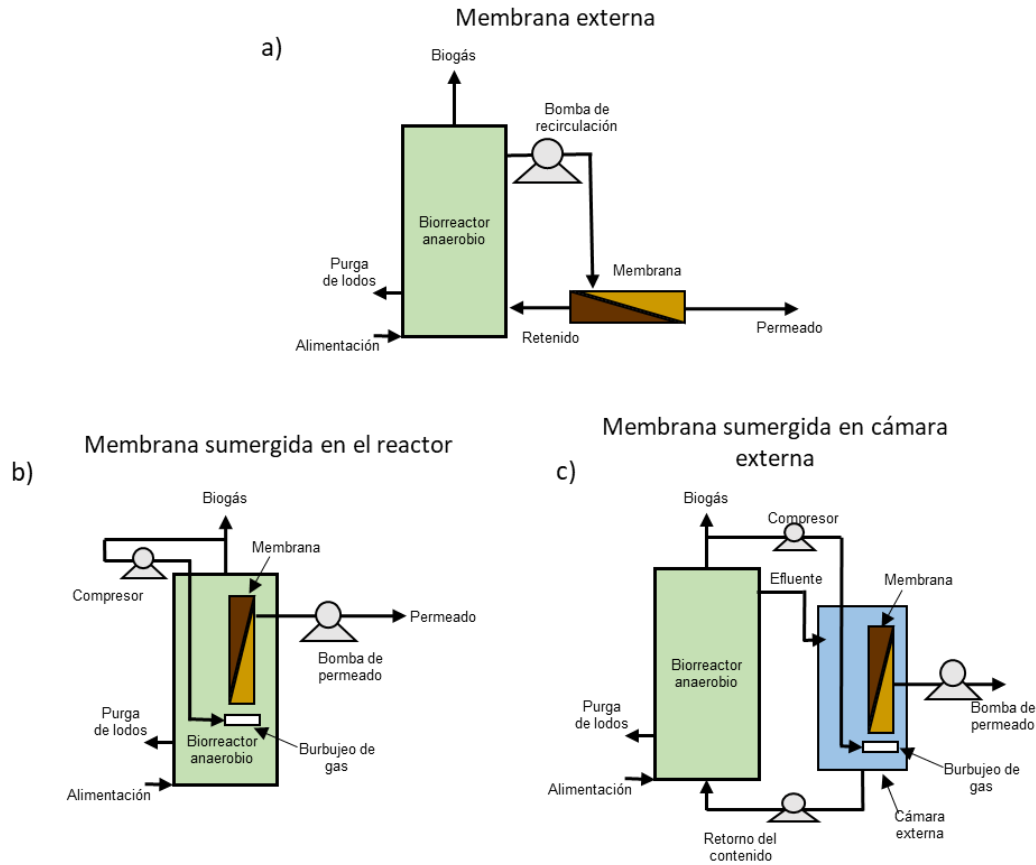
#### 1.3.2.2 Biorreactor anaerobio con membrana sumergida en el reactor

En esta configuración, la membrana es sumergida directamente en el reactor biológico y el permeado se produce ejerciendo vacío utilizando una bomba, ver figura 1.9b. La principal desventaja que presenta es que requiere una mayor área de filtración, ya que presenta un menor flux que el obtenido con la membrana externa (Stuckey, 2012).

#### 1.3.2.3 Biorreactor anaerobio con membrana sumergida en cámara externa

Alternativa a las otras dos configuraciones, aquí la membrana se encuentra localizada en una cámara externa separada del reactor, pero continúa inmersa en un tanque alimentado por el efluente del reactor anaerobio y es operada a vacío, como se muestra en la figura 1.9c. Esta opción es referida para plantas de tratamiento de agua residual, ya que permite una fácil limpieza de las membranas. Al

estar en una cámara externa, estas pueden ser retiradas para una limpieza física o se puede realizar una limpieza *in-situ* sin perturbar las condiciones del reactor biológico (Liao et al., 2006; Smith et al., 2012).



**Figura 1. 9.** Configuración de los BRM: a) Membrana externa, b) Membrana sumergida en el reactor, y c) Membrana sumergida en cámara externa (Liao et al., 2006).

### 1.3.3 Modos de operación

Se manejan dos diferentes métodos de operación de los biorreactores de membrana: a presión transmembrana constante o a flux de permeado constante.

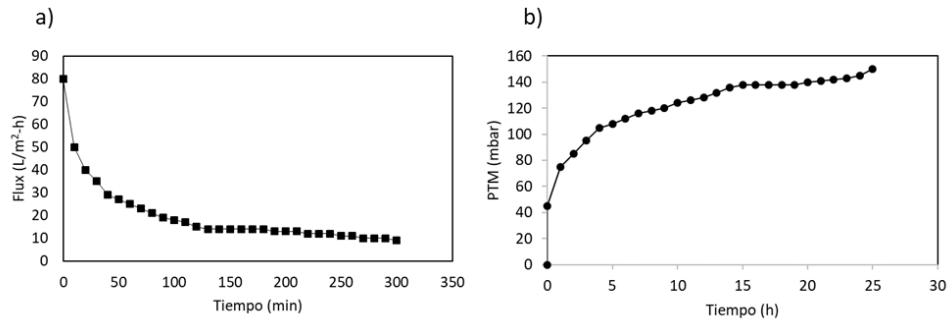
#### 1.3.3.1 Presión transmembrana constante

En esta configuración, la presión transmembrana (PTM) se mantiene constante a lo largo de la corrida de filtración, por lo tanto, el flux de permeado disminuye con el tiempo, debido al taponamiento de la membrana (Vyas et al., 2002). Como se observa en la figura 1.10a, la operación a PTM constante se representa por un rápido descenso del flux de permeado al inicio de la filtración hasta alcanzar un estado semi estacionario (Le-Clech et al., 2006).

#### 1.3.3.2 Flux de permeado constante

Cuando se trabaja a flux constante, la PTM se convierte en la variable dependiente. Este tipo de configuración evita el taponamiento excesivo, ya que ofrece un mayor control del flujo de material taponante, ya que el flujo hacia la membrana se mantiene constante y controlado durante la corrida

de filtración (Le-Clech et al., 2006; Vyas et al., 2002). Esta forma de operación es la más popular en los biorreactores anaerobios de membrana sumergidos, ya que el flux puede ajustarse fácilmente a la demanda (Kovalsky et al., 2009).

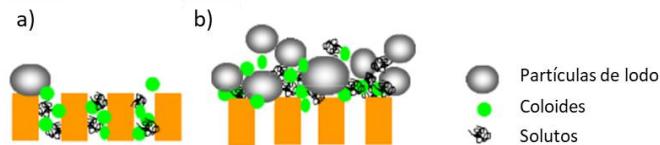


**Figura 1. 10.** Modo de operación: a) PTM constante, y b) Flux constante (Ceron-Vivas, 2013).

### 1.3.4 Taponamiento

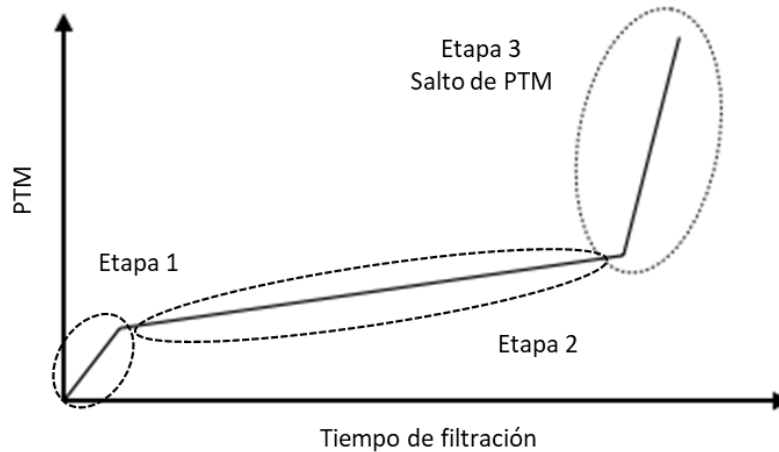
A pesar de las ventajas que presentan los biorreactores de membrana, su principal desventaja continúa siendo el taponamiento, que tiene como consecuencia una reducción de su productividad y la disminución de la vida útil de las membranas, lo que lleva a un incremento en los costos asociados a la operación y mantenimiento (Drews, 2010; Iorhemen et al., 2016; Meng et al., 2017, 2009; Smith et al., 2012; Stuckey, 2012; Vyrides and Stuckey, 2011; Xiao et al., 2019).

El taponamiento se define como la deposición y acumulación no deseada de microorganismos, coloides, solutos y restos de células dentro de los poros y/o sobre (capa taponante) la membrana (Meng et al., 2009), como se muestra en la figura 1.11.



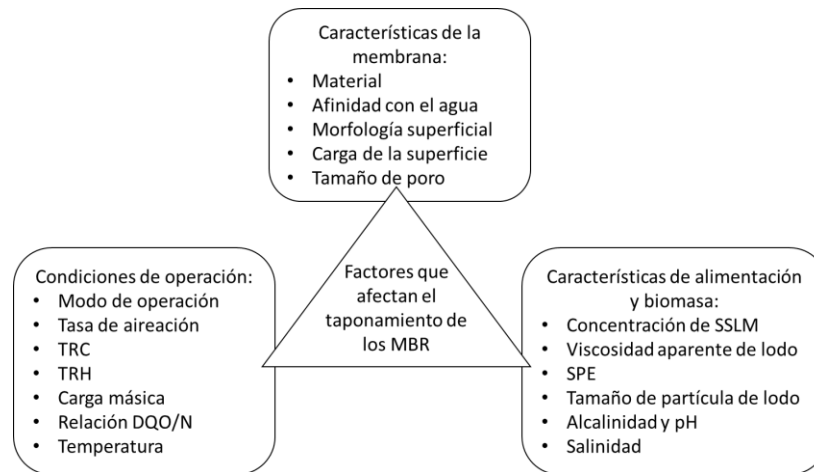
**Figura 1. 11.** Taponamiento de la membrana: a) Dentro de los poros, y b) Capa taponante (Meng et al., 2009).

El taponamiento se verá reflejado en una disminución en el flux de permeado o en un incremento en la PTM, según sea el modo en el que se esté operando. Por ejemplo, si se trabaja a flux constante se tienen tres etapas de taponamiento a lo largo del tiempo: 1. Rápido inicial aumento de la PTM durante un tiempo corto, 2. Largo periodo con un débil aumento en la PTM, y 3. Incremento severo de la PTM, también conocido como Salto de PTM; se cree que esta etapa se hace presente por un severo taponamiento (Cho and Fane, 2002) o un colapso de la estructura de la capa taponante (Herrera-Robledo et al., 2010). En la figura 1.12 se muestra una representación de las etapas durante una corrida de filtración operada a flux constante.



**Figura 1. 12.** Representación esquemática de las etapas de taponamiento durante una corrida bajo flux constante (Meng et al., 2009).

El taponamiento puede ser ocasionado por diversos factores como: condiciones hidrodinámicas del reactor, el tipo de módulo y material de la membrana, las condiciones de operación del proceso biológico y la composición del agua residual (Liao et al., 2004). En la figura 1.13 se muestran diversos factores que pueden influir en la formación de la capa taponante.



**Figura 1. 13.** Factores que influyen el ensuciamiento de las membranas (Iorhemen et al., 2016).

Según la bibliografía, el taponamiento puede ser de tipo removible, el cual se da cuando las sustancias son más grandes que los poros de la membrana (partículas de lodo) y se pueden remover fácilmente con métodos de limpieza físicos (e.g. retrolavados); irremovible, en el cual las sustancias son de igual o menor tamaño de poro, como solutos o coloides, por lo que quedan fuertemente adheridos a la membrana o en el interior de los poros y requieren de un método de limpieza químico para eliminarlos; y el taponamiento irreversible, el cual no puede ser removido por ningún método de limpieza y está asociado a una capa gel generada sobre la membrana (Lin et al., 2013; Meng et al., 2009) e incrustaciones en la superficie y en el interior de los poros.

Se han realizado diversos estudios que ayudan a entender y a contrarrestar el taponamiento de las membranas. Se han aplicados controles bioquímicos y químicos, mecánicos e hidrodinámicos (Drews, 2010). En tabla 1.3 se muestran algunos ejemplos.

**Tabla 1. 3.** Controles de taponamiento.

<b>Control</b>	<b>Concepto</b>	<b>Referencias</b>
<b>Limpieza con químicos</b>	Se define como la utilización de químicos (i.e. ácidos (e.g. HCl), bases (e.g. NaOH), desinfectantes u oxidantes (e.g. NaClO, H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> ), surfactantes y quelatos), los cuales interaccionan con las sustancias taponantes para recuperar el flux de permeado. La eficacia del tratamiento dependerá de factores como las sustancias químicas, las concentraciones de reactivos y el tiempo de reacción de los químicos con las sustancias taponantes; sin embargo, dichos factores no han sido bien definidos.	(Gahleitner et al., 2014) (Regula et al., 2014) (Zhou et al., 2017)
<b>De retrolavado y relajación</b>	Se refieren a los métodos de limpieza que dependen de tratamientos mecánicos para desalojar y remover las partículas de la superficie de la membrana, los cuales pueden ser retrolavados, dosificación de aditivos, períodos de relajación. Estos métodos requieren de un mayor control o supervisión en el horario de aplicación para reducir la demanda energética, efectos adversos por sobredosis de agentes, entre otras cosas.	(Smith et al., 2005) (Brauns, 2003) (Li and Fane, 2003) (Smith et al., 2006) (Shi et al., 2014)
<b>Por indicadores físicos</b>	Se refiere a la cuantificación y localización del taponamiento. La cuantificación utiliza factores comúnmente medidos en la práctica, como: PTM y flux; mientras que la localización se basa en un modelo de reconocimiento del mecanismo de taponamiento que provee la información requerida.	(Hermia, 1982) (Chudacek and Fane, 1984) (Hlavacek and Bouchet, 1993) (Elmaleh and Ghaffor, 1996)
<b>Adición de mejoradores de flux</b>	Se utiliza un aditivo al reactor biológico que mejora la filtrabilidad, como es el caso de polímeros catiónicos, que funcionan a través de diferentes fenómenos (e.g. adsorción de productos microbianos solubles (PMS), coagulación, unión de floculos y/o PMS, o la combinación de estos).	(Remy et al., 2010) (Lee et al., 2008) (Song et al., 2008) (Iorhemen et al., 2017)
<b>Optimización de la hidrodinámica del reactor</b>	Se refiere a la optimización sistemática que afectan la hidrodinámica del reactor, por ejemplo: tamaño del tanque, nivel del líquido, espaciamiento de la membrana, peso del módulo, tipo de módulo, entre otras.	(Wu et al., 2008a) (Wu et al., 2008b) (Metzger et al., 2007)
<b>Inhibición de la percepción del cuórum (<i>quorum, queching</i>)</b>	La percepción del cuórum se refiere a la comunicación de las bacterias por moléculas de señal (auto inductores) que inician la formación de biopelículas. Los autores han propuesto la adición de compuestos que inhiban la producción de dichas moléculas para contrarrestar la formación del taponamiento.	(Yeon et al., 2009a) (Yeon et al., 2009b)

A pesar de los esfuerzos que se han realizado por tener una mayor eficiencia del control de ensuciamiento de las membranas, el taponamiento sigue representando una limitante en la implementación de estos sistemas a escala real, debido a que aún, los costos de operación son altos. Estos costos sin embargo, son comparables con procesos de tratamiento convencionales que incluyen un tratamiento terciario (Xiao et al., 2019).

Debido a lo anterior, se ha propuesto una solución que, utilice la formación de la capa taponante como una ventaja, además de materiales económicos para formar la membrana con lo que se obtendría un ahorro importante en el desarrollo de esta tecnología a gran escala (Jeison et al., 2008).

#### **1.4 FILTRACIÓN DINÁMICA**

La membrana dinámica, también conocida como membrana secundaria, es una biopelícula que se forma sobre un soporte primario de gran tamaño de poro (decenas de micrómetros), de tal forma que funciona como filtro activo y favorece la separación sólido-líquido. Ya que la filtración se lleva a cabo por la capa taponante formada sobre el soporte, se puede prescindir de la membrana en sí, dando oportunidad a que se utilicen materiales de bajo costo, como fibras textiles (tejidas o no tejidas) o mallas metálicas (Ersahin et al., 2012).

Con la filtración dinámica es posible obtener altos flux de permeado gracias a que el material de soporte cuenta con mayor tamaño de poro que las membranas comerciales y a que la membrana dinámica ofrece menor resistencia al flujo. En contrapartida, se sacrifica en cierto grado la calidad del permeado si se compara con el obtenido de una membrana de ultrafiltración. Los métodos de control de taponamiento de los biorreactores de membrana convencionales afectan los costos de operación, debido a la energía empleada para mantener la presión adecuada para la reversión del flujo en caso de retrolavado (Le-Clech et al., 2006) así como por los reactivos químicos empleados; en cambio, las membranas dinámicas no demandan métodos de limpieza sofisticados, por lo que no requieren agentes químicos de limpieza (Chu et al., 2008), basta con utilizar métodos de limpieza físicos como retrolavados, ya sea de agua, aire o biogás (en caso de anaerobios) o por jet de agua con el módulo fuera de operación.

Algunos investigadores reportan haber logrado altos porcentajes de remoción de sólidos suspendidos y turbiedad (80-99%) en el tratamiento de agua residual municipal acoplando membranas dinámicas a su proceso. En las tablas 1.4 y 1.5 se presenta un resumen de algunos trabajos reportados que alcanzaron altas eficiencias de remoción cuando se utilizaron sistemas anaerobios de membranas dinámicas; se enlistan el tipo de sustrato, tipo de soporte primario, configuración del reactor y porcentajes de remoción alcanzados. Sin embargo, hoy en día, el principal reto que se presenta al utilizar este sistema a escala real es el controlar la formación de la membrana secundaria y lograr la reproducibilidad de su desempeño en términos de cantidad y calidad del permeado.



**Tabla 1. 4.** Trabajos reportados de membranas dinámicas acoplados a sistemas anaerobios.

Tipo de reactor	Módulo (material de soporte y tamaño de poro)	Tipo de sustrato Concentración en el influente	Flux (L m <sup>-2</sup> h <sup>-1</sup> )	% de Remoción Concentración en el efluente	Referencia
UASB	Hoja plana (Dacron 61 µm)	Agua residual real con pretratamiento (SS = 120±23 mg L <sup>-1</sup> )	65	88% (SS = 0 a 15 mg L <sup>-1</sup> )	(Zhang et al., 2010)
UASB	Hoja plana (Dacron 61 µm)	Agua residual real con pretratamiento (SS = 117±20 mg L <sup>-1</sup> )	65	88% (SS = 0 a 15 mg L <sup>-1</sup> )	(Zhang et al., 2011)
UASB	Hoja plana (Dacron 61 µm)	Agua residual real (SS = 150 mg L <sup>-1</sup> )	60	83% (SS = 25 mg L <sup>-1</sup> )	(Ma et al., 2013b)
Completamente mezclado	Hoja plana (Monofilamento 10 µm)	Lodo anaerobio (MLSS = 20000 mg L <sup>-1</sup> )	9 - 17	>98 (SS = 450 mg L <sup>-1</sup> )	(Ersahin et al., 2013)
Completamente mezclado	Membrana externa tipo hoja plana (Poliamida/nylon tejido de monofilamento 200 µm)	Agua residual sintética (MLSS = 20000 mg L <sup>-1</sup> )	1 - 7.2	99 (SS = 219±25 mg L <sup>-1</sup> )	(Alibardi et al., 2014)
Completamente mezclado	Hoja plana (Polipropileno de monofilamento 10 µm)	Agua residual sintética (MLSS = 7400±1100 mg L <sup>-1</sup> )	2.6	>99 (SS = ≤10 mg L <sup>-1</sup> )	(Ersahin et al., 2014)
Completamente mezclado	Membrana externa tipo hoja plana (Poliamida/nylon tejido de monofilamento 200 µm)	Agua residual sintética (MLSS = 5000 mg L <sup>-1</sup> )	1.4 - 28	99.8 (SS = ≤100 mg L <sup>-1</sup> )	(Alibardi et al., 2016)

ND: No determinado



**Tabla 1. 5.** Trabajos reportados de membranas dinámicas acoplados a sistemas anaerobios (*Continuación*).

Tipo de reactor	Módulo (material de soporte y tamaño de poro)	Tipo de sustrato Concentración en el influente	Flux (L m <sup>-2</sup> h <sup>-1</sup> )	% de Remoción Concentración en el efluente	Referencia
Completamente mezclado	Membrana externa tipo hoja plana (Polipropileno tejido 10 µm)	Agua residual sintética (MLSS = 7400±1100 mg L <sup>-1</sup> )	2.2	>99 (SS = ≤10 mg L <sup>-1</sup> )	(Ersahin et al., 2016a)
Completamente mezclado	Membrana externa tipo hoja plana (Poliamida/nylon tejido de monofilamento 200 µm)	Agua residual sintética (MLSS = 18000±4800 mg L <sup>-1</sup> )	3.3 / 5.1	≥96 (SS = ≤ 268 mg L <sup>-1</sup> )	(Saleem et al., 2016)
UASB	Hoja plana (PET 28 y 46 µm)	Agua residual real (ND)	30, 60 y 100	86 (SST = 33±14 mg L <sup>-1</sup> )	(Quek et al., 2017)
Completamente mezclado	Hoja plana (Polipropileno de monofilamento 10 µm)	Agua residual sintética (Turbiedad= 3920±135 NTU)	2.2	≥99 (Turbiedad = 12.5±2.3 NTU)	(Ersahin et al., 2017)
UASB	Personalizado tipo tubular Tela de mezclilla	Sustrato sintético compuesto de ácidos grasos volátiles (ND)	15-20	ND (Turbiedad de 0.70 a 20.30 NTU)	(Yang et al., 2017)
Reactor con flujo ascendente	Hoja plana (Nylon 75 µm)	Agua residual real (Turbiedad= 150 NTU)	22.5	80 (Turbiedad < 30 NTU)	(Hu et al., 2018b)

ND: No determinado

Algunos autores han encontrado evidencia de que la membrana dinámica contribuye con la remoción de la demanda química de oxígeno, esto debido a que la biopelícula que forma la membrana dinámica se encuentra activa metabólicamente (Ersahin et al., 2017, 2016b, 2016a; Yu et al., 2016). Por ejemplo, Alibardi et al. (2016) realizó un experimento con una membrana dinámica formada en condiciones anaerobias, la cual introdujo en un reactor con agua residual sintética. La MD formada alcanzó una remoción de la DQO soluble del 90% a un flux de  $5 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y un TRH de 1.5 d.

Por otro lado, Ersahin et al. (2017) comparó dos diferentes configuraciones (membrana sumergida en el reactor y membrana externa). Encontraron que cuando se opera con la membrana inmersa directamente en el reactor se obtuvo la mayor remoción de DQO (>99%) con una concentración en el efluente de  $100 \pm 10 \text{ mg L}^{-1}$ , mientras que con la membrana externa se tuvo una concentración ligeramente mayor de  $180 \pm 30 \text{ mg L}^{-1}$  de DQO total en el efluente. Dichos autores concluyeron que las condiciones dentro del reactor propiciaron una mejor formación de la membrana dinámica, lo cual se vio reflejado en un mejor desempeño del proceso y, en consecuencia, una mejor calidad del efluente. Mientras que, en la membrana externa, la velocidad tangencial no permitió la correcta deposición de las partículas que forman la MD. Además, cuando se trabaja con una membrana externa, se utiliza una bomba para conducir la corriente de alimentación a través del módulo de filtración, esto ocasiona el rompimiento de las partículas que, al ser de un menor tamaño, no se adherirán al textil y no se tendrá una correcta formación de la MD. Como resultado de lo expuesto anteriormente, la MD externa tendrá una calidad ligeramente inferior a la de una membrana sumergida.

En la tabla 1.6 se presenta una comparación entre los biorreactores anaerobios de membrana dinámica (BRAMD) y los biorreactores anaerobios de membrana (BRAM) en términos del desempeño de la tecnología, aspectos económicos y técnicas, entre otras cosas.

**Tabla 1. 6** Comparación entre BRAM y BRAMD. (Hu et al., 2018a)

Parámetro	BRAM	BRAMD
Calidad del efluente	Alto	Moderado a alto
Costo de la membrana	Elevado	Bajo
Flux de permeado aplicado	$2 - 30 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$	$2 - 65 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$
Limpieza de la membrana	Complicado	Sencillo
Retención de la biomasa	Total	Alta a total
Requerimiento de energía	Bajo	Más bajo
Tipo de tratamiento	Total	Total o pretratamiento

Como se puede observar en la tabla 1.6, las principales diferencias entre ambas tecnologías recaen en el alto costo de la membrana y los elevados costos asociados a la operación y mantenimiento, ocasionados por el bombeo que se utiliza para aplicar la presión transmembrana de operación y los métodos de limpieza para reestablecer el flux cuando se tiene un taponamiento severo. Es por eso, que las membranas dinámicas han atraído la atención de grupos de investigación para sustituir a las membranas de UF y MF.

A pesar de las ventajas que presenta el BRAMD su principal reto sigue siendo controlar el proceso de formación de la membrana dinámica y la reproducibilidad.

#### 1.4.1 Tipo de módulo y materiales

De los tres tipos de módulo revisados en el apartado 1.3.1, en los trabajos de membranas dinámicas sólo se utilizan las membranas tubulares y las de tipo hoja plana, debido a la compleja fabricación de la membrana de fibra hueca (Hu et al., 2018a).

Se han reportado pocos artículos que utilizan módulos tubulares (Chang et al., 2006; Loderer et al., 2013; Xiong et al., 2014), esto posiblemente debido a la sencillez de construcción que presentan los módulos de tipo hoja plana. Sin embargo, las membranas tubulares que se han utilizado en los trabajos de membranas dinámicas se parecen más al tipo hoja plana que a los que se utilizan con las membranas de ultra y microfiltración, ya que son piezas de tela que se colocan sobre un soporte rígido que le da forma.

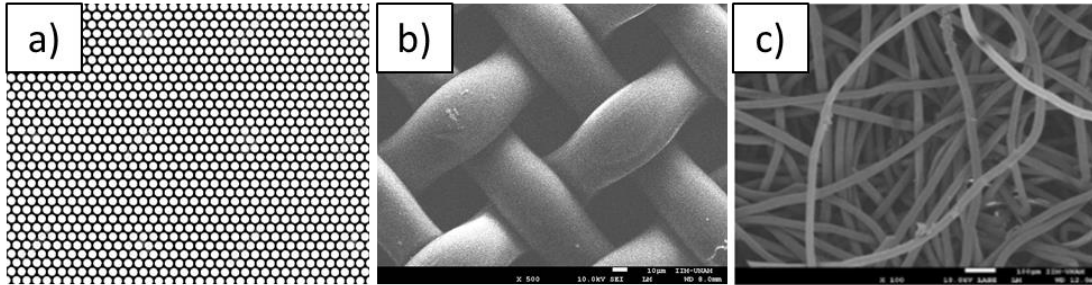
El módulo de tipo hoja plana utiliza un marco sobre el cual se coloca el material de soporte. El marco puede ser construido con materiales de PVC, acero inoxidable, entre otros. En la figura 1.14 se muestra el módulo empleado por Ersahin y colaboradores (2017). Su investigación consistió en comparar dos diferentes configuraciones (sumergido en el reactor y membrana externa) utilizando como material de soporte polipropileno tejido de monofilamento de  $10\ \mu\text{m}$  de tamaño de poro. La fotografía corresponde al módulo sumergido directamente en el reactor.



**Figura 1. 14.** Módulo de tipo hoja plana sumergido directamente en un reactor de mezcla completa (Ersahin et al., 2017).

Los materiales de soporte comúnmente utilizados son mallas metálicas y fibras textiles, ya sean tejidas o no tejidas. La principal desventaja de la malla es su ineficiencia para acumular sólidos, lo que resulta en una pobre formación de la membrana dinámica (Kiso et al., 2005). Las fibras textiles tejidas son telas hechas mediante el cruzamiento y enlace de series de hilos o fibras de manera regular al entrelazarlos o al unirlos por otros medios. Mientras que las fibras textiles no tejidas son producidas

al formar una red con fibras unidas por procedimientos mecánicos, térmicos o químicos, pero sin ser tejidas y sin que sea necesario convertir las fibras en hilo. En la figura 1.15 se presentan ejemplos de los materiales de soporte más empleados.



**Figura 1.15.** Materiales de soporte: a) Malla metálica, b) Poliamida tejida de 50  $\mu\text{m}$  (este trabajo), y c) Polipropileno no tejido de 50  $\mu\text{m}$  (González-Ortega, 2014) .

Debido a sus materiales económicos y a las otras ventajas mencionadas previamente, la filtración dinámica puede ser una técnica prometedora para sistemas descentralizados de tratamiento de agua, donde se requieren minimizar los costos de inversión y operación, manteniendo la simplicidad en el proceso (Ersahin et al., 2012).

#### 1.4.2 Estructura de la membrana secundaria

De acuerdo con Fan and Huang (2002), la membrana dinámica cuenta con dos subcapas que la conforman: la capa taponante y la capa gel, las cuales se pueden apreciar en forma esquemática en la figura 1.16.

##### 1.4.2.1 Capa taponante

Está principalmente compuesta de flóculos de lodo que están débilmente adheridos al material de soporte, es por esto que esta capa puede ser fácilmente removida empleando un método mecánico (e.g. burbujeo). La capa taponante es la encargada de realizar la filtración y mejorar la calidad del efluente rechazando la mayoría de los sólidos gruesos.

##### 1.4.2.2 Capa gel

La capa gel está formada principalmente por sustancias poliméricas extracelulares (SPE) que se encuentran fuertemente unidas a la superficie del material, lo que las vuelve difícilmente removibles. Tiene un papel muy importante en el proceso de filtración, ya que la limpieza no la remueve totalmente, creando así, una superficie inicial adecuada para la deposición de la nueva capa taponante. A la capa gel se le atribuye el rechazo de las partículas finas.

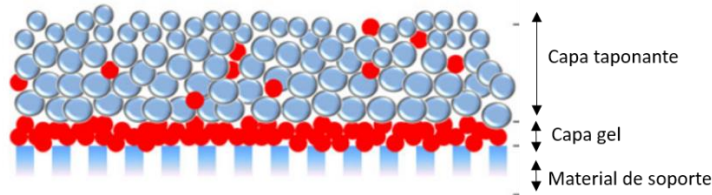


Figura 1. 16. Estructura de la membrana dinámica (Zhang et al., 2014).

#### 1.4.2.2.1 Sustancias Poliméricas Extracelulares

Comúnmente, los microorganismos no viven como células individuales, sino que se acumulan en interfaces para formar agregados polimicrobianos como tapetes microbianos, flóculos, gránulos de lodo o biopelículas (Flemming and Wingender, 2010). Dentro de estos agregados, las sustancias poliméricas extracelulares (SPE), sintetizadas por los microorganismos en respuesta a condiciones de su entorno, son el principal componente en la formación y crecimiento de los agregados microbianos (Zhang et al., 2015). Las SPE forman una matriz compleja compuesta principalmente de proteínas (enzimas y proteínas estructurales) y polisacáridos (glucanos, fructanos, xantanos, alginato, etc) (Figura 1.17a). Esta matriz protege a los organismos contra la desecación, la oxidación o la carga de biocidas, algunos antibióticos y cationes metálicos, radiación ultravioleta y otras condiciones del medio donde se vuelven vulnerables.

Las SPE están divididas en dos capas: una capa difusa débilmente ligada a la célula, que es comúnmente conocida por su nombre en inglés como “loosely bound” (LB-SPE), y una capa de sustancias poliméricas extracelulares que se encuentran fuertemente ligadas y más próximas a la célula, las cuales se conocen como “tightly bound” (TB-SPE). Las LB-SPE son una matriz altamente hidratada y tiende a formar una capa dispersa y suelta sin un borde obvio, como se muestra en la figura 17b y 17c. A esta capa se le atribuye el taponamiento de las membranas más que a las TB-SPE, ya que una alta concentración de LB-SPE puede deteriorar la unión de las células y debilitar la estructura celular, lo que resulta en un rompimiento del gránulo que, a su vez, tiene como consecuencia el desprendimiento de sustancias que pueden incrustarse en la membrana (Li and Yang, 2007).

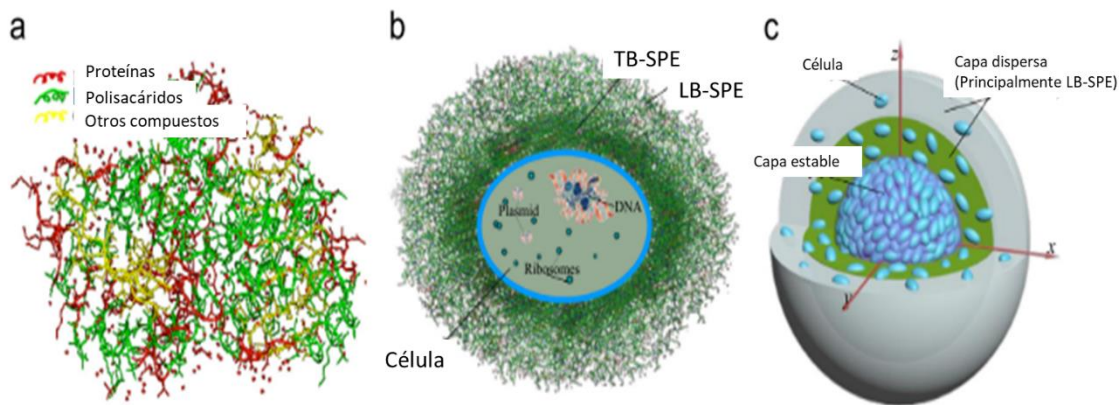


Figura 1. 17. Esquema de: a) estructura de las EPS, (b) estructura de la célula, y (c) estructura de un flóculo de lodo (Lin et al., 2014).

La consolidación de una capa taponante acompaña el proceso de formación de la misma, ya que las sustancias taponantes que la integran son generalmente comprensibles bajo una presión aplicada. La consolidación ejerce importantes impactos en las propiedades físicas de la capa, incluida la porosidad y el contenido de agua, y por lo tanto aumenta la resistencia a la filtración. La comprensibilidad de la membrana dinámica, indudablemente, está relacionada con las SPE debido al papel que tiene en la estructura de los gránulos de lodo; sin embargo, la información es limitada (Lin et al., 2014).

La formación de capa taponante se compone de cinco pasos (Meng et al., 2009), los cuales se observan en la figura 1.18:

1. Concentración-polarización: adsorción de solutos o coloides en o sobre la membrana.
2. Deposición de flóculos de lodo sobre la superficie de la membrana.
3. Formación de una capa taponante sobre la superficie de la membrana.
4. Desprendimiento de sustancias taponantes debido principalmente a fuerza de corte.
5. Cambios temporales y espaciales de la composición de la capa taponante debido a una operación a largo plazo.



**Figura 1. 18.** Etapas de la formación de la capa taponante (Salazar Peláez, 2011).

### 1.4.3 Fases de la filtración dinámica

El desarrollo de una membrana dinámica sobre un material de soporte se puede dividir en tres etapas (Fan and Huang, 2002):

#### 1.4.3.1 Formación de la membrana dinámica

Cuando el sistema se trabaja a flux constante, la formación de la membrana secundaria se hace evidente cuando se observa un rápido aumento en la presión transmembrana, la cual se refiere a la diferencia de presión que existe entre la zona del retenido y la del permeado de la membrana. Dentro de esta fase se cuenta con una alta concentración de sólidos en el permeado, incluso similar al del influente, ya que la filtración es incipiente, por lo que generalmente se retorna el permeado de baja calidad a la alimentación del reactor biológico. La concentración de sólidos irá gradualmente disminuyendo hasta que se alcancen valores cercanos a cero, lo que indicará el cambio a la siguiente etapa (Chu and Li, 2006; Fan and Huang, 2002; Liang et al., 2013, 2012; Liu et al., 2009).



#### 1.4.3.2 Filtración estable

Una vez que la membrana está formada se observa una disminución en la turbiedad y los sólidos suspendidos en el permeado. Se obtiene un periodo de filtración estable con calidad de permeado comparable o cercana a la que se logra con las membranas de microfiltración (Ersahin et al., 2012). A esta fase puede llamarse “filtración efectiva”, en la que se produce un flux por arriba de un límite fijado como adecuado y una calidad de permeado con concentraciones por debajo de valores también prefijados (comúnmente, sólidos suspendidos o NTU).

#### 1.4.3.3 Tratamiento generalizado y limpieza

La limpieza se aplica cuando se presenta una reducción del flux por debajo de un valor fijado como límite. Su objetivo es reestablecer el flux de permeado, al retirar parte de la película que causa el taponamiento casi completo del material.

### 1.4.4 Clasificación de las membranas dinámicas

#### 1.4.4.1 Autoformada

Está compuesta de las partículas presentes en la solución a filtrar, principalmente coloides y sustancias orgánicas de alto peso molecular (Fan and Huang, 2002). La membrana dinámica autoformada ha recibido mayor atención de parte de los investigadores gracias a sus bajos costos y mayor simplicidad en operación (Zhang et al., 2014).

#### 1.4.4.2 Preformada

Una solución con componentes específicos se hace pasar a través de los poros de la membrana, con el fin de crear una biopelícula antes de arrancar el proceso. Algunas de las sustancias que se utilizan son el carbón activado, caolinita y la biodiatomita (Cao et al., 2010; Chu et al., 2010, 2008; Ye et al., 2006). La principal desventaja de la membrana preformada es que se requiere de agentes externos con el costo asociado.

## 1.5 FLUX, PRESIÓN TRANSMEMBRANA Y RESISTENCIA A LA FILTRACIÓN

El flux es la variable que define la productividad en los procesos de filtración con membranas. Es uno de los parámetros más importantes para determinar el balance costo-beneficio de los biorreactores de membrana en general (BRM) (Liao et al., 2006).

El flux se define como la cantidad de flujo que permea a través de una unidad de área de la membrana por una unidad de tiempo (Vyrides and Stuckey, 2011). De acuerdo con el Sistema Internacional sus unidades son  $\text{m}^3 \text{m}^{-2}\text{s}^{-1}$  o simplemente  $\text{m s}^{-1}$ ; sin embargo, es más utilizado en  $\text{L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ , ya que da valores más manejables: las membranas dinámicas generalmente operan a flujos entre 10 y 100  $\text{L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ .

El elemento clave de cualquier proceso de membrana es la influencia de los siguientes parámetros en el flux total de permeado (Judd and Jefferson, 2003):

- La resistencia a la filtración que presenta la membrana.
- La fuerza impulsora por unidad de área (presión).
- Las condiciones hidrodinámicas de la membrana: interfase líquida
- El taponamiento y limpieza subsecuente de la superficie de la membrana.

El flux está directamente asociado a la fuerza de arrastre (presión transmembrana en caso de los BRM) y a la resistencia total ofrecida por la membrana y la región interfacial adyacente a ella (Judd, 2008).

La presión transmembrana (PTM) se refiere a la diferencia de presión que existe en los dos lados de la membrana, y se utiliza para conocer cuanta fuerza se requiere para empujar la corriente de alimentación a través de la membrana (Villalba Pastrana, 2015). Una baja PTM indica que se tiene una baja resistencia a la filtración, es decir, la membrana está limpia; mientras que una alta resistencia a la filtración está relacionada con un taponamiento y como consecuencia se tiene un incremento en la PTM.

La relación de estos parámetros responde a la Ley de Darcy:

$$J = \frac{PTM}{\mu RT} \quad (\text{Ecuación 1.1})$$

Donde,  $J$  es el flux de permeado producido ( $\text{m s}^{-1}$ ),  $PTM$  es la presión transmembrana (Pa),  $\mu$  es la viscosidad del fluido ( $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ) y  $RT$  es la resistencia total ( $\text{m}^{-1}$ ). La resistencia total se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$RT = R_m + R_{cp} + R_p + R_t \quad (\text{Ecuación 1.2})$$

Donde,  $R_m$  ( $\text{m}^{-1}$ ) es la Resistencia de la membrana (resistencia intrínseca),  $R_{cp}$  es la resistencia interna de la capa de concentración y polarización ( $\text{m}^{-1}$ ),  $R_p$  es la resistencia debido al bloqueo de los poros ( $\text{m}^{-1}$ ) y  $R_t$  es la resistencia ocasionada por la torta o capa formada por la acumulación de material particulado sobre la superficie de la membrana ( $\text{m}^{-1}$ ). Sustituyendo la ecuación (1) en (2) se tiene que:

$$J = \frac{PTM}{\mu (R_m + R_{cp} + R_p + R_t)} \quad (\text{Ecuación 1.3})$$

Para la filtración dinámica se puede despreciar la resistencia de la capa de concentración y polarización, así como la resistencia debido al bloqueo interno de los poros. Por lo cual la ecuación queda de la siguiente manera.

$$J = \frac{PTM}{\mu (R_m + R_t)} \quad (\text{Ecuación 1.4})$$

De igual forma, de acuerdo con el trabajo de Jeison et al. (2008) se puede despreciar la resistencia del material ( $R_m$ ), ya que la resistencia de la capa taponante es mucho mayor a la del material poroso que se emplea como soporte primario (Villalba Pastrana, 2015).



## 1.6 ANTECEDENTES EN EL GRUPO DE INVESTIGACIÓN

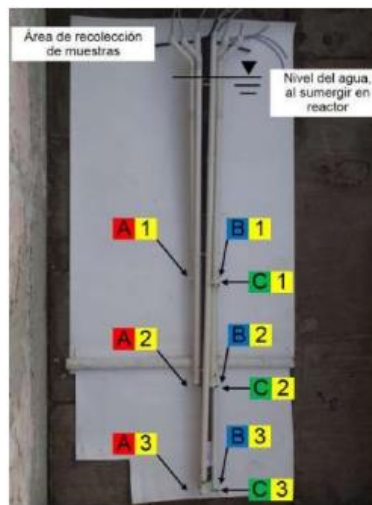
### 1.6.1 González-Ortega (2014)

Evaluación de un sistema de membranas dinámicas para el tratamiento de aguas residuales tratadas por vía anaerobia.

La investigación realizada por González-Ortega (2014), analizó el comportamiento de las membranas dinámicas operando en modo filtración sumergida en la zona de sedimentación del reactor UASB, a profundidades (presión transmembrana) de 1.28 m (12.8 kPa), 1.92 m (19.2 kPa) y 2.56 m (25.6 kPa). Las membranas se probaron con dos materiales textiles no tejidos tipo industrial (Poliéster y polipropileno) con tres diferentes tamaños nominales de poro (25  $\mu\text{m}$ , 50  $\mu\text{m}$ , 100  $\mu\text{m}$ ).

El área de filtración efectiva de las membranas fue de 12.5 cm<sup>2</sup> y consistieron en círculos que se ajustaron en los extremos de tuberías de PVC de 2 pulgadas de diámetro; dentro contenían mangueras que colectaban el permeado que era succionado por bombas peristálticas.

Los soportes se ubicaron en dirección normal al flujo ascendente del reactor, para operar a modo de filtración sumergida. En la figura 1.19 se puede observar el esquema de la posición de los soportes para cada tratamiento, arreglo mostrado fuera del reactor UASB.



**Figura 1. 19.** Arreglo de membrana dinámica sumergida en reactor (González-Ortega, 2014).

Donde A, B y C representan el material empleado y tamaño de poro (i.e. polipropileno y poliéster para los tres casos con tamaños de poro de 25  $\mu\text{m}$ , 50  $\mu\text{m}$  y 100  $\mu\text{m}$ , respectivamente), mientras que los números 1, 2 y 3 se refieren a la profundidad a la que se sumergió la membrana dinámica (i.e. 12.8 kPa, 19.2 kPa y 25.6 kPa, respectivamente).

El tiempo de formación de la membrana fue de 16 horas al inicio de cada prueba (cuatro corridas), ocasionado por la alta porosidad de los materiales. Hasta la hora 16 se notó un decremento del permeado en el tubo de recolección y se pudo alcanzar así, la presión atmosférica en la parte externa (aguas abajo) de la membrana y con ello la presión transmembrana deseada.

Además, con el fin de mantener la filtración efectiva por largos periodos de tiempo, se realizó una limpieza mecánica (aplicación de agua a chorro) a los 9 módulos una vez retirados del reactor (al

mismo tiempo y de la misma forma). La primera limpieza se aplicó al transcurrir 15 días y posteriormente cada 8 días hasta el término de la prueba.

Bajo las condiciones anteriores, se encontró que el material que favorece la filtración dinámica es el polipropileno con tamaño de poro de 50  $\mu\text{m}$  cuando se encuentra a una profundidad efectiva de 1.92 m (presión hidrostática de 19.2 kPa).

A pesar de haber obtenido altos valores de flux ( $55 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ ) y buena calidad de permeado ( $15 \text{ mgSST L}^{-1}$ ), no se pudo mantener estable el sistema por más de 24 horas, por lo que la reproducibilidad y estabilidad del sistema sigue siendo un reto. Otro punto que sugiere González-Ortega es que el método de recuperación de flux no sea abrasivo, con el fin de no dañar la capa gel de la membrana (González-Ortega, 2014).

### 1.6.2 Villalba-Pastrana (2015)

Evaluación del desempeño de una membrana dinámica acoplada a un reactor anaerobio para el tratamiento de agua residual municipal.

La investigación se dividió en dos etapas. El objetivo de la primera fue evaluar el desempeño de las membranas en dos configuraciones (sumergida en cámara externa y sumergida en la zona de expansión de reactor UASB) con dos diferentes materiales, un textil de polipropileno-poliéster (PP) y polipropileno (P), este último también realizado por González-Ortega. En la tabla 1.7 se muestran las combinaciones con las que se trabajó y los análisis realizados.

**Tabla 1. 7.** Configuración de membrana dinámica empleada en el trabajo de Villalba-Pastrana (2015)

Código	Configuración	Material de soporte	Puntos de muestreo y análisis
<b>RPP</b>	Sumergida en zona de sedimentación del reactor UASB	Nomad: 63% polipropileno-37%poliéster	Sobrenadante y permeado. Turbiedad
<b>RP</b>	Sumergida en zona de sedimentación del reactor UASB	Polipropileno (50 $\mu\text{m}$ )	
<b>CPP</b>	Sumergida – cámara externa	Nomad: 63% polipropileno-37%poliéster	Sobrenadante y permeado. Flux y turbiedad
<b>CP</b>	Sumergida – cámara externa	Polipropileno (50 $\mu\text{m}$ )	

Las cámaras externas trabajaban simultáneamente a una presión constante de una columna de agua de tres metros equivalente a 30 kPa, mientras que en la otra configuración las membranas que se encontraban sumergidas en el reactor a 1.92 m (que corresponde a una presión hidrostática de 19.2 kPa).

En la etapa 1, se encontró que la mejor opción es la cámara externa con material polipropileno debido a que brinda un permeado de turbiedades menores a 20 NTU con un flux mayor a  $25 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ . Razón por la cual se optó por este arreglo para la evaluación de las membranas dinámicas por largos periodos de tiempo para la segunda etapa de la investigación.

El arreglo de membrana sumergida en cámara externa con material polipropileno – poliéster (CPP) fue descartado debido a la baja productividad mantenida. De la misma forma, no se consideraron los arreglos de membranas sumergidas en el reactor (RPP, RC), dado que se tuvieron dificultades para estabilizar y reproducir la filtración, lo que se atribuyó al entorno cambiante dentro del reactor anaerobio.

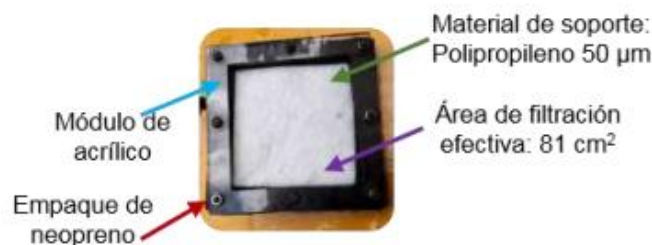
En la etapa 2, se inició la corrida de cuatro cámaras (CA, CB, CC, CD) que se evaluaron por 96 días aplicando un método de limpieza siempre que el valor de flux estuvo 24 horas por debajo de  $25 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ . Las cámaras CA y CB tuvieron como método de recuperación de flux retrolavado y a las cámaras CC y CD se le aplicó agua a presión para remover la capa taponante. La etapa 2 se analizó desde dos enfoques principales: productividad obtenida y calidad del permeado producido. Durante esta etapa, se encontró que los métodos de limpieza no tuvieron influencia directa sobre la calidad del permeado obtenido; sin embargo, se encontró que inciden en la productividad del proceso. La limpieza por agua a presión permitió recuperar mayor porcentaje de flux y mantener ciclos de operación más prolongados comparados con lo obtenido mediante el retrolavado.

Otro aspecto relevante fue la influencia en la composición del agua del sobrenadante en la calidad del permeado obtenido, ya que se tuvo un período de filtración efectiva de 21 días al inicio de la segunda etapa (periodo de lluvias) cuando presentó menor concentración de sólidos en suspensión, por debajo de  $128 \text{ mgSST L}^{-1}$ , y una menor concentración de materia orgánica (por debajo de  $400 \text{ mgDQOT L}^{-1}$ , con una fracción soluble menor a  $90 \text{ mgDQOS L}^{-1}$ ) en el sobrenadante. En contraste con la época de estiaje, en donde se tuvo una mayor variación en la composición del agua en contacto con la membrana (Villalba Pastrana, 2015).

### 1.6.3 Rodríguez-Medina (2016)

Evaluación del desempeño de membranas dinámicas para el tratamiento de efluentes anaerobios.

La investigación se enfocó en evaluar durante cinco meses el desempeño de cuatro membranas dinámicas sumergidas en cámaras externas alimentadas con el efluente anaerobio proveniente de un reactor anaerobio, utilizando el arreglo experimental de la etapa 2 de Villalba Pastrana (2015). Para ello se utilizó polipropileno como material de soporte (mismo utilizado por González-Ortega, 2014), un textil no tejido con tamaño de poro de  $50 \mu\text{m}$ , con área efectiva de  $81 \text{ cm}^2$ , como se muestra en la figura 1.20.



**Figura 1. 20.** Módulo de tipo hoja plana: material y área de filtración efectiva (Rodríguez-Medina, 2016).

Con el propósito de evaluar el impacto que tiene el tiempo de operación sobre el desempeño de las membranas dinámicas, dos de las cámaras iniciaron la experimentación con material nuevo, mientras que las otras dos cámaras llevaban 96 días de operación más un período de 21 días de estabilización.

Durante 151 días se evaluaron dos aspectos importantes para el desempeño de las membranas dinámicas. Como primer punto, se probaron dos métodos de limpieza para la recuperación de flux de permeado: 1. Retrolavado (remoción parcial) y 2. Aplicación frontal de agua a presión (remoción total). Se observó que el retrolavado redujo el tiempo de formación de membrana dinámica (TFMD), pero tuvo ciclos con menor duración; mientras que el agua a presión recuperó mayor porcentaje de flux inicial y mantuvo ciclos más prolongados. Y como segundo punto no se encontró evidencia de que el tiempo de operación o los métodos de limpieza influyeran directamente en la calidad del permeado, sino que las bajas concentraciones de sólidos en suspensión en el efluente anaerobio durante la temporada de lluvias y el período vacacional propiciaron la obtención de un permeado de buena calidad (Rodríguez-Medina, 2016).

## CAPÍTULO 2. JUSTIFICACIÓN, HIPÓTESIS Y OBJETIVOS

### 2.1 JUSTIFICACIÓN

Los procesos biológicos aerobios son ampliamente utilizados en el tratamiento de aguas residuales municipales gracias a su alta eficiencia de remoción de contaminantes; no obstante, cuentan con dos grandes desventajas: requieren energía para suministrar oxígeno y producen una gran cantidad de biomasa (lodo residual) que requiere ser dispuesto adecuadamente. En cambio, los tratamientos anaerobios sólo producen alrededor de una sexta parte del lodo generado por vía aerobia y tienen la capacidad de generar biogás rico en metano (Behling et al., 1997). Sin embargo, los reactores anaerobios no logran producir efluentes de calidad comparable con su contraparte aerobia (Noyola et al., 2013), por lo que es necesario un post-tratamiento, como puede ser la filtración por membranas, entre varias opciones.

Los reactores anaerobios de lecho de lodo con flujo ascendente (UASB) acoplados a módulos de filtración con membranas, generalmente de microfiltración, proveen una alta retención de sólidos suspendidos y una completa remoción de la biomasa; sin embargo, su implementación ha sido restringida debido a una desventaja principal: el taponamiento, que reduce la vida útil de las membranas y eleva sus costos de operación y mantenimiento. A este aspecto debe agregarse el alto costo de las membranas sintéticas convencionales.

Como alternativa para sustituir a las membranas comunes y disminuir costos se ha propuesto el uso de membranas dinámicas (MD), que utilizan materiales porosos (mallas metálicas y textiles) de menor costo y que bajo las condiciones adecuadas pueden producir un permeado de calidad comparable con el obtenido mediante el uso de membranas de microfiltración convencionales (Loderer et al., 2013).

El estudio de las membranas dinámicas acopladas a procesos anaerobios es relativamente reciente (Jeison et al., 2008) con varios grupos que trabajan actualmente en ello, principalmente con pruebas a nivel laboratorio. Con el fin de contribuir al conocimiento en este tema, en la presente investigación se incursionará en la evaluación de membranas dinámicas formadas con los propios sólidos presentes en la cama de lodos de un reactor UASB alimentado con agua residual municipal a escala piloto.

### 2.2 HIPÓTESIS

Si un textil de soporte se sumerge en un lodo tipo floculento-granular en concentraciones de sólidos en suspensión semejantes a la cama de lodos, la alta concentración de material particulado formará en corto tiempo (horas) una membrana dinámica con menor resistencia a la filtración, resultando en corridas de filtración efectiva prolongadas.

### 2.3 OBJETIVOS

#### 2.3.1 Objetivo general

Evaluar el desempeño de membranas dinámicas formadas con lodo tipo floculento-granular procedente de la cama de lodos de un reactor UASB piloto alimentado con agua residual municipal.

### 2.3.2 Objetivos específicos

- ❖ Conocer la evolución de la calidad y cantidad del permeado producido por una membrana dinámica en contacto con lodo proveniente de la cama de un reactor UASB y su reproducibilidad.
- ❖ Identificar el efecto de las características del lodo anaerobio en el desempeño de una membrana dinámica sumergida dentro de una cámara externa.

## CAPÍTULO 3. METODOLOGÍA

### 3.1 REACTOR UASB

Se trabajó con un reactor UASB escala piloto ubicado en la planta de tratamiento de aguas residuales de Cerro del Agua en la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM). El reactor estuvo constituido por una columna de PVC de 3.85 m de altura, un diámetro de 50 cm y un volumen útil de 0.69 m<sup>3</sup>. El influente del reactor fue agua residual municipal proveniente del campus universitario y, en periodo vacacional, de la colonia Copilco El Alto. El reactor operó con un TRH de 8 horas con un caudal de entrada de 1.5 L min<sup>-1</sup>. En la figura 3.1 se muestra la fotografía del reactor UASB piloto.

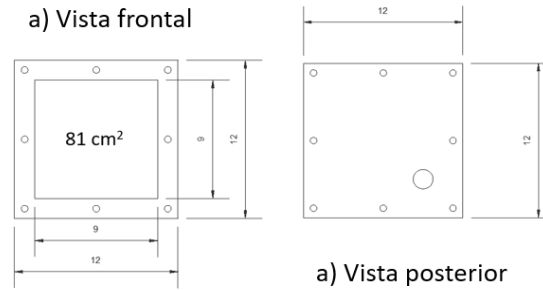


**Figura 3. 1.** Reactor UASB escala piloto.

Con el fin de darle seguimiento al desempeño del reactor UASB se tomó muestra del influente y efluente (parte superior), y se realizó la determinación de pH, alcalinidad y sólidos suspendidos totales (SST) (cada 24 horas), turbiedad (dos veces al día) y demanda química de oxígeno (DQO) total y soluble (tres veces a la semana).

### 3.2 MEMBRANAS DINÁMICAS

Se trabajó en duplicado (bajo mismas condiciones) con membranas dinámicas sumergidas en dos cámaras independientes. Cada cámara contenía, en posición vertical, un módulo de filtración de tipo hoja plana, el cual fue construido con Nylamid XL. El material de soporte primario fue textil de poliamida tejida de monofilamento con tamaño de poro de 50 μm, el cual se colocaba sobre una malla de acero inoxidable (lado del permeado). En la periferia del textil se colocó un marco doble de neopreno, como sello para evitar fugas. El área efectiva de filtración fue de 81 cm<sup>2</sup>, como se muestra en las figuras 3.2 y 3.3.

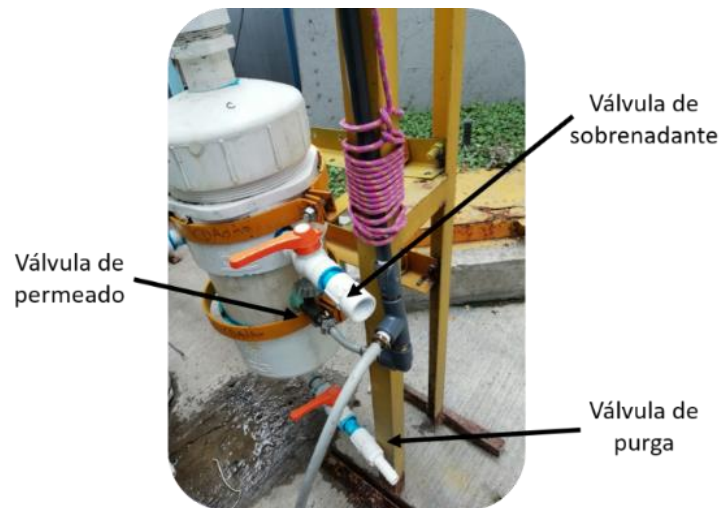


**Figura 3. 2** Diseño de módulos de filtración: a) Vista frontal y b) Vista posterior.



**Figura 3. 3.** Componentes del módulo de filtración con textil tejido de 50  $\mu$ m.

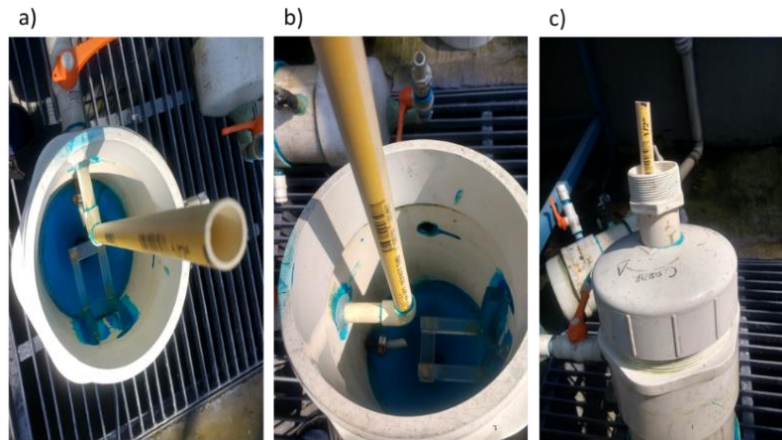
Las cámaras externas se fabricaron con material de PVC y tenían una altura de 33 cm y un diámetro de 15 cm, con un volumen de 5.5 L. Los elementos internos (módulo de filtración, soporte, tubería y embudo en el fondo) llevaron el volumen útil a 4.5 L. Sobre la cubierta superior, cada cámara contó con un tubo de PVC de alimentación de 2 pulgadas de diámetro, colocado en posición vertical, el cual contaba con un rebosadero a 1 m a partir del punto medio de la membrana dinámica para mantener el sistema a presión hidrostática constante de 10 kPa, lo equivalente a 1 m de columna de agua. Las cámaras contaban con tres válvulas: una de purga al fondo, la de permeado y la tercera para tomar muestra del sobrenadante, como se puede observar en la figura 3.4.



**Figura 3. 4.** Válvulas de salida de la cámara externa.



En investigaciones anteriores (Rodríguez-Medina, 2016; Villalba Pastrana, 2015), el concepto sobrenadante hacía referencia al agua que se encontraba en contacto con la membrana dinámica dentro de la cámara; sin embargo, en el presente trabajo, el módulo de filtración se encontraba sumergido directamente en el lodo anaerobio, es por eso que se decidió considerar al sobrenadante como el agua que se encuentra en el tubo de alimentación previo a ingresar a la cámara. Para tomar muestra, se colocó un tubo de PVC de  $\frac{1}{4}$  de pulgada de diámetro de manera vertical unido a la válvula que se mostró en la figura anterior. Este tubo se encontraba 12 cm por encima de la tapa de las cámaras, en el interior del tubo de PVC de alimentación. En las figuras 3.5 y 3.7 se observa la cámara con el punto de muestreo del sobrenadante.



**Figura 3. 5.** Cámara con el colector de sobrenadante.

a) Vista superior, b) Vista semi frontal con cámara abierta, y c) Vista frontal con cámara cerrada y sin tubo de PVC de alimentación.

Un tubo vertical de PVC de  $\frac{1}{4}$  de pulgada de diámetro conectado al conducto de permeado midió la diferencia de nivel del agua con relación al espejo de agua del tubo de alimentación al módulo, con este dispositivo se pudo medir la rapidez del incremento de la presión transmembrana durante la corrida de filtración, ver figura 3.6. Se utilizaron sensores eléctricos para medir el espacio libre de agua dentro del tubo. En la figura 3.7 se muestra el diagrama de la cámara externa, considerando las entradas y salidas; así como los elementos descritos en párrafos anteriores.

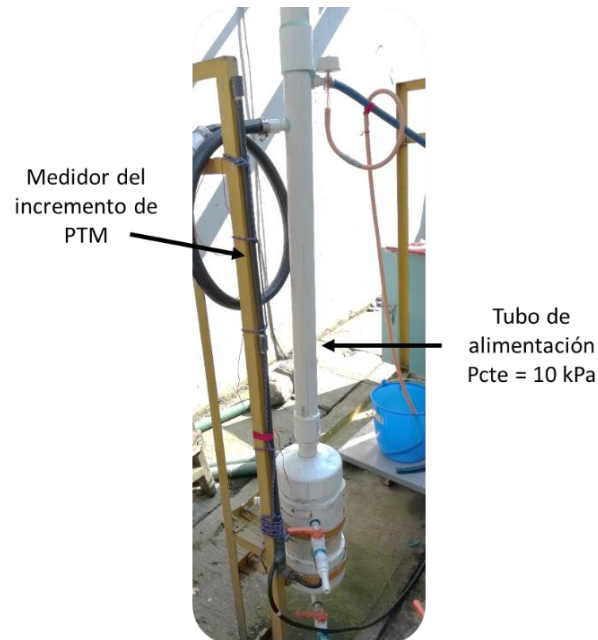


Figura 3. 6. Fotografía del sistema.

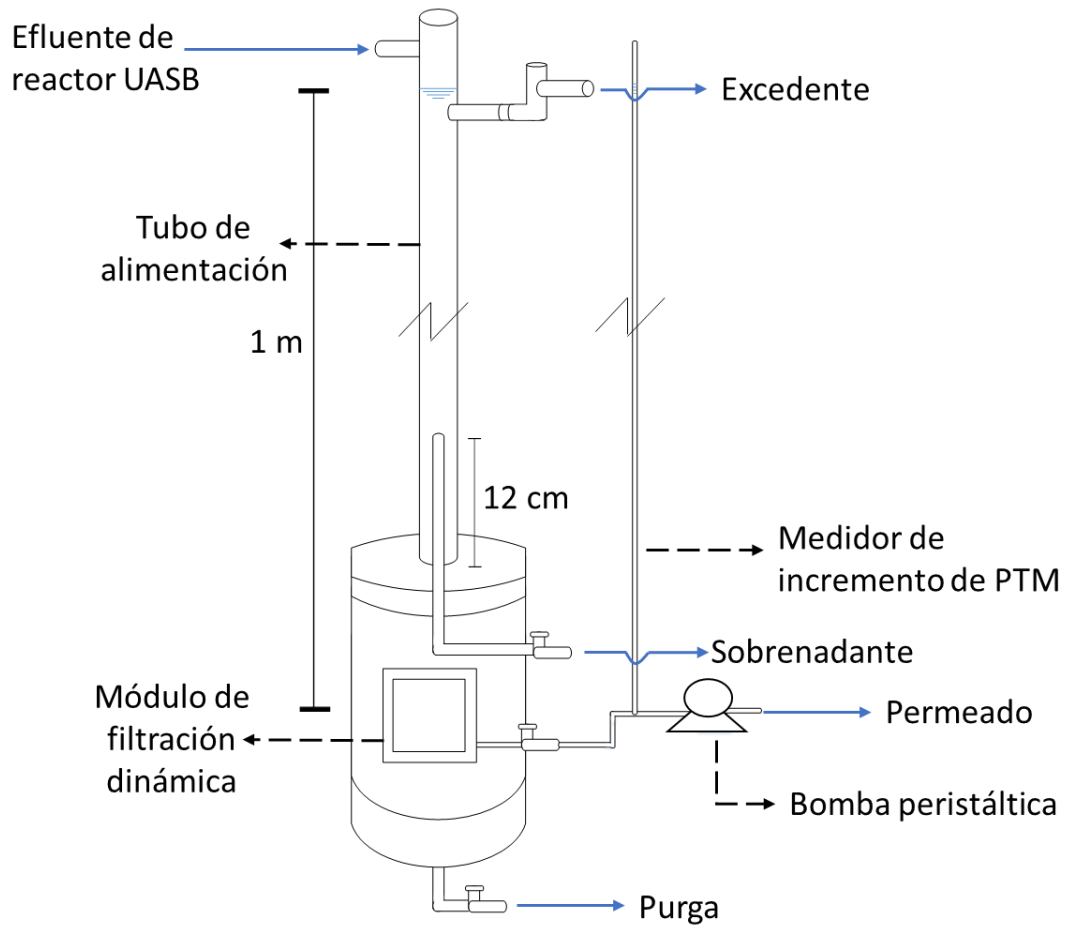


Figura 3. 7. Diagrama de la cámara externa.

### 3.3 OPERACIÓN

#### 3.3.1 Llenado de cámaras

Se extrajeron 25 L de lodo procedente del reactor UASB, el cual se dejó sedimentar durante 2 horas (basados en la velocidad de sedimentación calculada previamente a 5 muestras). Posteriormente, se realizó un desaguado, con el fin de obtener un lodo concentrado.

Se colocó de manera vertical el módulo de filtración y se procedió con el llenado de las cámaras. En secuencia, se vertieron 250 ml en cada cámara y se tomaron 50 ml de muestra, y cada vez que se trasvasaban las cantidades antes descritas se agitaba delicadamente el lodo del recipiente, cuidando de no fracturar el grano. Al término del procedimiento se obtuvo un volumen total de 4.5 L en las cámaras y, por cada cámara, una muestra representativa de 1 L; en la figura 3.8 se muestran gráficamente las proporciones que se escogieron.

A las muestras de lodo se les realizaron las siguientes pruebas analíticas: sólidos totales, volátiles y fijos (ST, SV y SF), granulometría, extracción de sustancias poliméricas extracelulares (SPE) con su fracción proteica y de carbohidratos. Más adelante se explicarán las fuentes que se tomaron como base para desarrollar el presente trabajo.

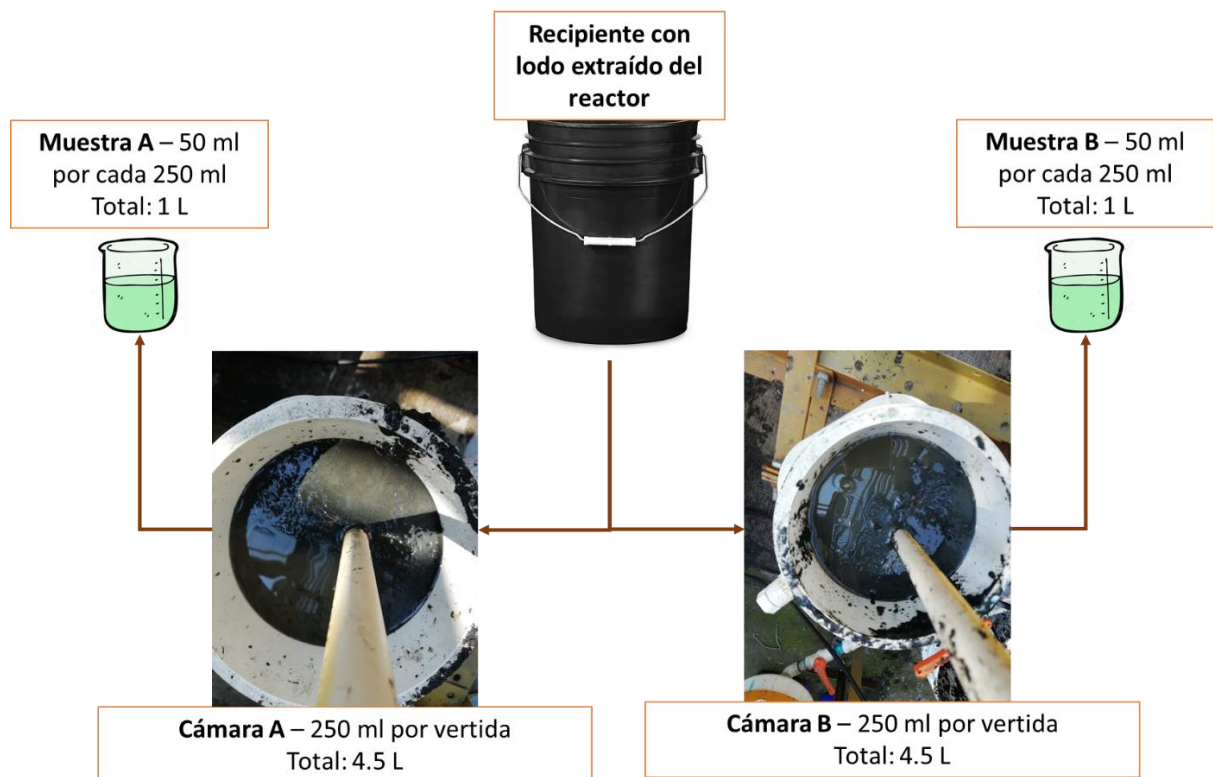


Figura 3. 8. Esquema gráfico del procedimiento del llenado de las cámaras.

### 3.3.2 Operación

Con el propósito de evaluar el desempeño de las membranas dinámicas sumergidas en lodo anaerobio, se realizaron tres corridas de filtración (Corrida 1, Corrida 2 y Corrida 3) con dos cámaras externas (Cámara A y Cámara B) operando en paralelo bajo las mismas condiciones. Para fines del presente trabajo se realizaron las siguientes combinaciones y abreviaciones como se muestra en la tabla 3.1.

**Tabla 3. 1.** Combinaciones de las corridas de filtración.

Corrida de filtración	Cámara A	Cámara B
Corrida 1	A1	B1
Corrida 2	A2	B2
Corrida 3	A3	B3

Posterior al llenado, se dirigió el efluente del reactor UASB a las cámaras y se esperó hasta que se alcanzara el metro de columna de agua en el tubo de presión. Debido a la alta porosidad inicial del material, fue necesario controlar el flujo del permeado para evitar que se vaciaran las cámaras. Es por eso que se trabajó con dos modos de operación.

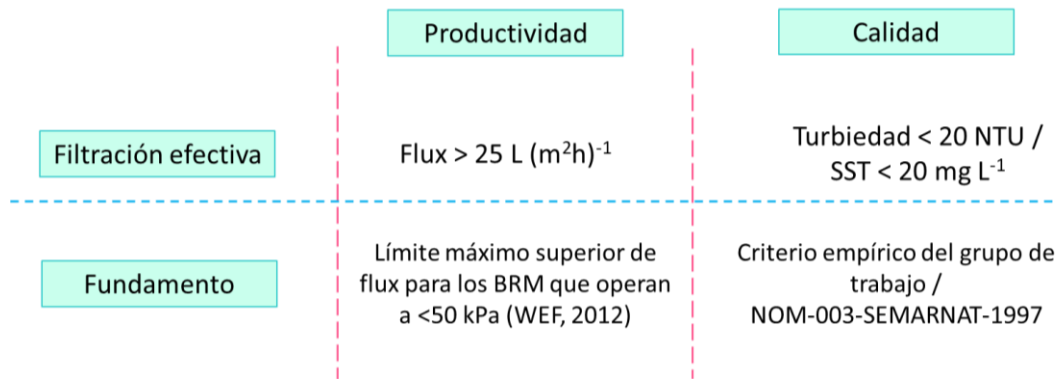
En el arranque de la corrida de filtración se operó a caudal constante, ya que, con ayuda de una bomba peristáltica, se extrajo el permeado a un flux de  $111 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  hasta alcanzar la PTM deseada, es decir, 10 kPa. Este tiempo fue alcanzado cuando el tubo que medía el incremento de la PTM se vaciaba completamente. A partir de ese momento se trabajó a presión transmembrana constante con flux variable.

Se observó el desempeño de la membrana dinámica, a través de los parámetros de productividad y calidad, hasta perder las condiciones de filtración efectiva. Al término de la corrida, se realizó una caracterización del lodo proveniente de la cámara y a la membrana dinámica.

### 3.3.3 Filtración efectiva

Se tomaron dos parámetros para determinar la filtración efectiva: productividad y calidad. En el primero se consideró el límite máximo superior al que operan los biorreactores de membrana con presiones inferiores a 50 kPa (equivalente a 5 m de columna de agua) (WEF, 2012). Mientras que para la calidad se tomó como base la NOM-003-SEMARNAT-1997, que dicta los límites máximos permisibles de SST para agua con calidad de reúso en actividades que impliquen el contacto directo con la población y para la turbiedad se empleó un criterio empírico del grupo de investigación (correlación de SST con turbiedad).

Debido a lo anterior, se fijó como criterio que las membranas dinámicas mantenían un estado de filtración efectiva cuando brindaron un flux superior a los  $25 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  con turbiedad menor a 20 NTU o sólidos suspendidos totales inferiores a  $20 \text{ mg L}^{-1}$ , como se puede observar en la figura 3.9.



**Figura 3. 9.** Criterio de filtración efectiva.

Para tener un proceso eficiente, es necesario cumplir con ambos parámetros de la filtración efectiva; por ello, cuando uno de los dos criterios se incumplía, se tomaba la decisión de detener el experimento.

### 3.3.4 Técnicas analíticas

Para conocer la productividad del sistema, se determinó el flux de permeado con una probeta y un cronómetro. Mientras que, para darle seguimiento a la calidad, se tomó muestra del sobrenadante y permeado y se le determinaron los siguientes análisis: turbiedad (tres veces al día), sólidos suspendidos totales (SST) (cada 24 horas) y la demanda química de oxígeno (DQO) total y soluble (tres veces a la semana), de acuerdo con los métodos establecidos para el análisis de agua y agua residual de la Asociación Americana de Salud Pública (2130, 5220 D, 2540 D) (APHA et al., 2012).

Se realizó una caracterización a las muestras iniciales de lodo y al lodo extraído de las cámaras al término de la experimentación. Los análisis incluidos fueron: sólidos totales, volátiles y fijos (ST, SV, SF), granulometría y la extracción de las sustancias poliméricas extracelulares (SPE) con su fracción de carbohidratos y proteínas. La determinación de carbohidratos se realizó siguiendo la técnica de Dubois et al. (1956), utilizando glucosa como estándar, y para la cuantificación de proteínas se empleó el método modificado de Lowry (Peterson, 1983), usando suero albúmina bovina como patrón.

La separación de las SPE se llevó a cabo mediante la técnica de Zhu et al. (2015), en donde se lavó una muestra de 50 ml con agua destilada dos veces antes de la extracción. Posteriormente, se maceró en un mortero hasta homogenizar y se centrifugó a 7000 x G, equivalente a 6887 rpm (Centrífuga refrigerada Beckman Coulter Avanti J-26S XPI, rotor JA-18), durante 5 minutos para desaguar la muestra. Después se resuspendió el pellet en 15 ml de NaCl al 0.05% w/w, la cual tiene una conductividad similar a la que se encuentra en los reactores biológicos. Se llevó al volumen inicial de 50 ml con la solución e inmediatamente después se agitó con vórtex durante 1 minuto. Se centrifugó a 7000 x G durante 10 min y se colectó el sobrenadante, el cual se denominó como sustancias poliméricas extracelulares débilmente ligadas (LB-SPE). Nuevamente se suspendió el pellet en 15 ml de la solución de cloruro de sodio y se aforó a 50 ml, posteriormente se calentó a 80°C en baño maría durante 45 minutos. Después de alcanzar la temperatura ambiente, se centrifugó a 7000 x G durante 20 minutos y el sobrenadante obtenido se llamó TB-SPE, que correspondió a las SPE fuertemente

ligadas. Los sobrenadantes colectados se colocaron en cápsulas individuales para la determinación de sólidos volátiles. En la figura 3.10 se muestra el procedimiento de extracción de los exopolímeros.

Al término de cada corrida experimental, se extrajo la membrana dinámica para su análisis. Como primer paso, el módulo se colocó de manera vertical en un recipiente con agua, buscando que se cubriera completamente, y se realizaron tres movimientos suaves de atrás hacia adelante y viceversa, con el objetivo de desprender la biopelícula débilmente adherida al soporte (ver figura 3.11).

Posteriormente, con sumo cuidado y en posición horizontal, se separó el textil del módulo y se dividió la membrana dinámica en cuatro cuadrantes, como se muestra en la figura 3.12. Uno de ellos se tomó para la determinación de ST, SV, SF por unidad de área, mientras que un segundo y tercer cuadrante se emplearon para la extracción de las sustancias poliméricas extracelulares y cuantificación de carbohidratos y proteínas, respectivamente, de acuerdo con los métodos descritos en párrafos anteriores. Para extraer las SPE de la MD, se barrió la biopelícula con una espátula, posteriormente las partículas más adheridas al textil se desprendieron a través de agitaciones con vórtex durante 1 minuto en un volumen de agua destilada definido. Una vez que se tuvo la mayor parte del material, se realizó la extracción.

Por último, al cuadrante restante se le realizó una observación al microscopio electrónico de barrido (MEB) (JEOL JSM-7500F) en el Instituto de Investigaciones en Materiales de la UNAM. El MEB es un microscopio que emite un haz de electrones sobre una muestra para obtener imágenes tridimensionales de la apariencia de un espécimen sólido de un tamaño de hasta 10 nm (Goldstein, 1975). En la figura 3.13 se muestra un diagrama de la metodología que se siguió para la fijación y desecación de la membrana previo a su observación en el MEB. La cobertura en oro se realizó con un equipo marca JEOL modelo JFC-1100.

Es importante mencionar que cada membrana dinámica fue tratada de manera particular. Para la observación en el MEB se escogió el cuadrante más adherido al soporte, mientras que para la extracción de EPS y su fracción proteica y de carbohidratos se escogieron dos cuadrantes visiblemente similares.



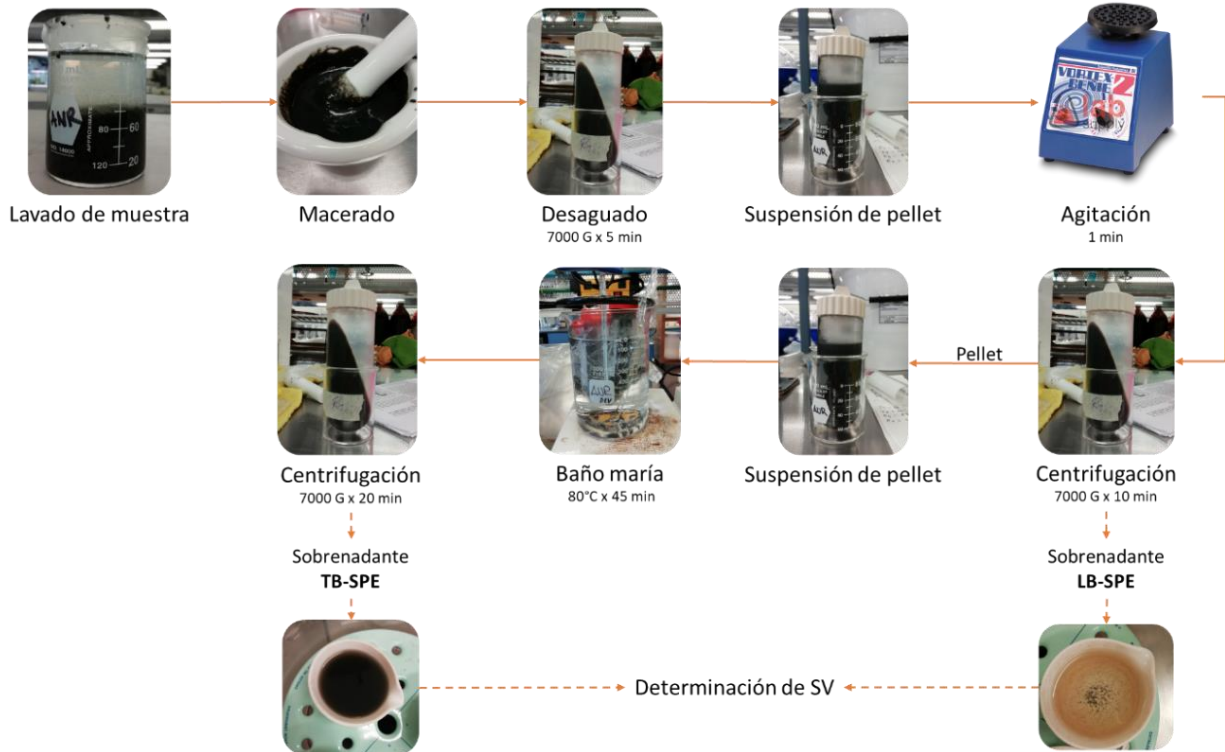


Figura 3. 10. Procedimiento de extracción de SPE.

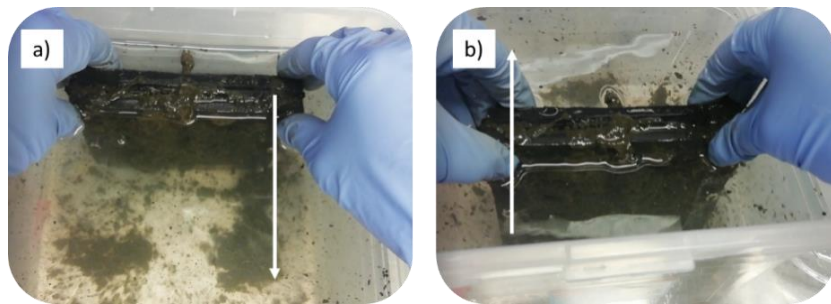


Figura 3. 11. Barrido de la biopelícula: a) De atrás hacia adelante, y b) De adelante hacia atrás.

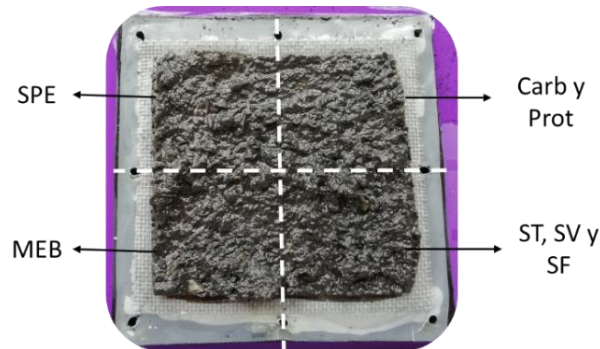


Figura 3. 12. Ejemplo de división en cuadrantes de la MD (B1) para su análisis (SPE: Sustancias poliméricas extracelulares, MEB: Microscopio electrónico de barrido, Carb y Prot: Carbohidratos y proteínas, y ST, SV y SF: Sólidos totales, volátiles y fijos).



Figura 3. 13. Procedimiento para preservación y observación al MEB de la MD.

### 3.3.5 Sistema de medición de biogás

Las cámaras externas de filtración contenían lodo anaerobio activo y diariamente eran alimentadas con el efluente del reactor UASB escala piloto, razón por lo cual, antes de iniciar la corrida 3 se instaló un sistema de probeta invertida para medir el volumen de biogás producido. La técnica consistió en colocar una manguera en el fondo de una probeta de un volumen definido (1 L), llenarla con agua y disponerla de manera invertida en una cubeta con más líquido; de esta manera, el biogás generado desplazó el líquido en la probeta y fue posible realizar la medición. El sistema contó con sellos hidráulicos para evitar la fuga del biogás. Como consecuencia de los arreglos antes mencionados, la presión transmembrana aumentó de 10 kPa a 10.7 kPa. En la figura 3.14 se muestra una fotografía del experimento con el sistema de medición de biogás instalado.

De igual manera, se realizó un seguimiento del pH, alcalinidad y temperatura del sobrenadante y permeado para conocer el estado del lodo en la cámara externa.

#### 3.3.5.1 Biogás producido esperado

Con el fin de corroborar el valor experimental obtenido durante las corridas de filtración se estimó el valor de la producción de biogás esperado a través del siguiente procedimiento (CONAGUA, 2015).

Se calculó la porción de DQO convertida en gas metano a partir de la DQO en el sobrenadante con la siguiente ecuación:

$$DQO_{CH_4} = Q(S_0 - S) - Y_{obs}QS_0 \quad \dots\dots \text{(Ecuación 3.1)}$$

Donde:

$DQO_{CH_4}$  = carga de DQO convertida a metano (g  $DQO_{CH_4}$   $d^{-1}$ )

Q = gasto promedio en el sobrenadante (L  $min^{-1}$ )

$S_0$  = concentración de DQO en el sobrenadante (g  $DQO$   $L^{-1}$ )



S = concentración de DQO en el efluente (g DQO L<sup>-1</sup>)

Y<sub>obs</sub> = coeficiente de producción de sólidos en el sistema, en términos de DQO (0.11 g DQO lodo g<sup>-1</sup> DQO aplicada)

Posteriormente se calculó la producción de metano volumétrica mediante la ecuación 3.2:

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{K(T)} \dots\dots \text{(Ecuación 3.2)}$$

Donde:

Q<sub>CH<sub>4</sub></sub> = Producción de metano volumétrica (L d<sup>-1</sup>)

K (T) = Factor de corrección dependiendo de la temperatura de operación del reactor (g DQO L<sup>-1</sup>), la cual es determinada a través de la siguiente ecuación:

$$K(t) = \frac{P K_{DQO}}{R(273 + T)} \dots\dots \text{(Ecuación 3.3)}$$

Donde:

P = presión atmosférica (0.77 atm en la Ciudad de México)

K<sub>DQO</sub> = DQO correspondiente a una mol de CH<sub>4</sub> (64 g DQO ml<sup>-1</sup>)

R = constante de los gases (0.08206 atm L mol<sup>-1</sup> k<sup>-1</sup>)

T = temperatura de operación del reactor (°C)

Y por último se calculó el volumen de biogás producido a través del porcentaje de metano presente en el biogás, el cual está generalmente entre 70 – 80% para el tratamiento de aguas residuales domésticas.



**Figura 3. 14.** Sistema de medición de biogás.

## CAPÍTULO 4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### 4.1 SEGUIMIENTO DE LAS CORRIDAS EXPERIMENTALES

Los parámetros de calidad y productividad son muy importantes para la implementación de un sistema a mayor escala, ya que no es rentable producir un permeado que no cumpla con un límite mínimo en uno de estos criterios (Rodríguez-Medina, 2016; Villalba Pastrana, 2015).

En las figuras 4.1, 4.2 (corrida 1), 4.4, 4.5 (corrida 2), 4.7 y 4.8 (corrida 3) se muestran los resultados obtenidos en términos de calidad, productividad y la variación de la PTM de las cámaras en cada corrida de filtración. En las figuras 4.7 y 4.8 se adicionaron los sólidos suspendidos totales en el permeado. De igual manera, dentro de cada gráfica se colocaron los límites de la filtración efectiva establecidos para este estudio (i.e. flux superior a  $25 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y turbiedad o sólidos suspendidos totales inferiores a 20 NTU y  $20 \text{ mg L}^{-1}$ , respectivamente).

#### 4.1.1 Corrida experimental 1

En la corrida 1, los experimentos A1 y B1 operaron durante los meses de julio a octubre del 2018. A1 trabajó 84 días, mientras que la cámara B logró un tiempo de operación de 103 días, como se puede observar en las figuras 4.1 y 4.2. Como se menciona en el capítulo anterior, cuando el flux de permeado decayó de  $25 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  se tomó la decisión de detener el experimento.

La turbiedad en ambas cámaras disminuyó de 188 NTU a 16 NTU y de 150 NTU a 12 NTU para A1 y B1, respectivamente, durante las primeras 20 horas de arranque. Sabaghian et al. (2018) reportaron que la mayor problemática que tiene una membrana dinámica es la inapropiada formación de la biopelícula, lo que repercute en una disminución de la calidad del permeado al permitir el paso de partículas finas. Esta formación se da cuando la turbiedad disminuye rápidamente, lo cual coincide con lo reportado con Fan y Huang (2002), quienes afirman que la formación de la membrana secundaria se hace evidente cuando disminuyen los sólidos en suspensión del permeado a valores por debajo del criterio de calidad fijado. En este caso se estableció una turbiedad inferior a 20 NTU, por lo cual la membrana dinámica de ambas cámaras se formó en las primeras 20 horas de haber iniciado el experimento (rectángulo verde en las figuras 4.1 y 4.2).

Es pertinente señalar que durante la experimentación (día 14 al 21), se presentó un problema con la manguera de la bomba peristáltica que extraía el permeado de ambas cámaras. Esto resultó en una disminución del flux de  $111 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  a  $104 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ , como se muestra en las figuras 4.1 y 4.2. Una vez reparado el punto, el flux volvió a su valor inicial.

Se operó como se menciona en el capítulo anterior: primero a flux constante ( $111 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ ), seguido de PTM constante (10 kPa). A1 llegó a la etapa de PTM constante en el día 24, manteniendo durante este tiempo un flux igual a  $111 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y una calidad promedio de  $8 \pm 2 \text{ NTU}$ . Posterior a este tiempo, el flux comenzó a decaer rápidamente a valores inferiores de  $25 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  en el día 47. A pesar de eso, se decidió continuar el experimento para observar su comportamiento.

Como se muestra en la gráfica de la figura 4.1, a partir del día 47 se presentó mayor inestabilidad en los parámetros de productividad y calidad. Pese a que se presentaron picos puntuales en los valores de flux durante los días 57, 62 y 76, el caudal se mantuvo en un rango de 6 a  $52 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  durante el

resto del experimento. En el día 78 el flux decayó hasta  $12 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ , continuando por debajo del criterio de productividad hasta el paro de la corrida en el día 84.

En la figura 4.1, se observa que en el día 57 se tuvo una perturbación en la membrana debido a que hubo un corte de energía en la planta de tratamiento donde se encuentra el experimento. Al dejar de recibir alimentación del efluente UASB, la cámara tuvo una ligera caída de presión, ya que se liberó biopelícula, y por consecuencia disminuyó la PTM y aumentó el flux a su valor inicial; sin embargo, al día siguiente se reestableció la presión y el flux nuevamente decayó hasta valores de  $38 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ .

Por su parte, a diferencia de A1, la PTM de B1 se alcanzó hasta el día 66. Durante la etapa de flux constante logró mantener una productividad de  $111 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  con una calidad promedio de  $8 \pm 3 \text{ NTU}$ . Tal como sucedió en la cámara A, después de alcanzar la PTM de operación, el flux disminuyó hasta valores de  $22 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  en el día 83, pero manteniendo una calidad satisfactoria; a partir de este día incrementó su inestabilidad, primero en la PTM y luego en la calidad.

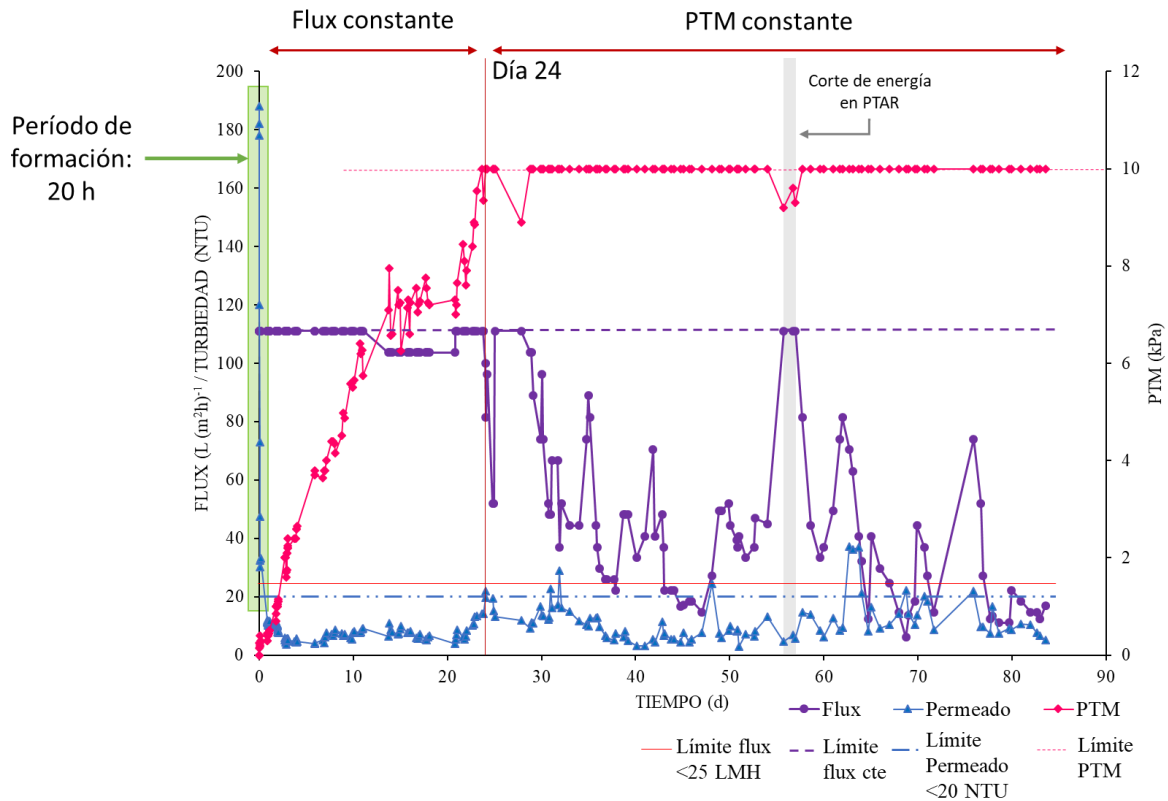


Figura 4. 1. Comportamiento de la turbiedad, productividad y PTM de A1.

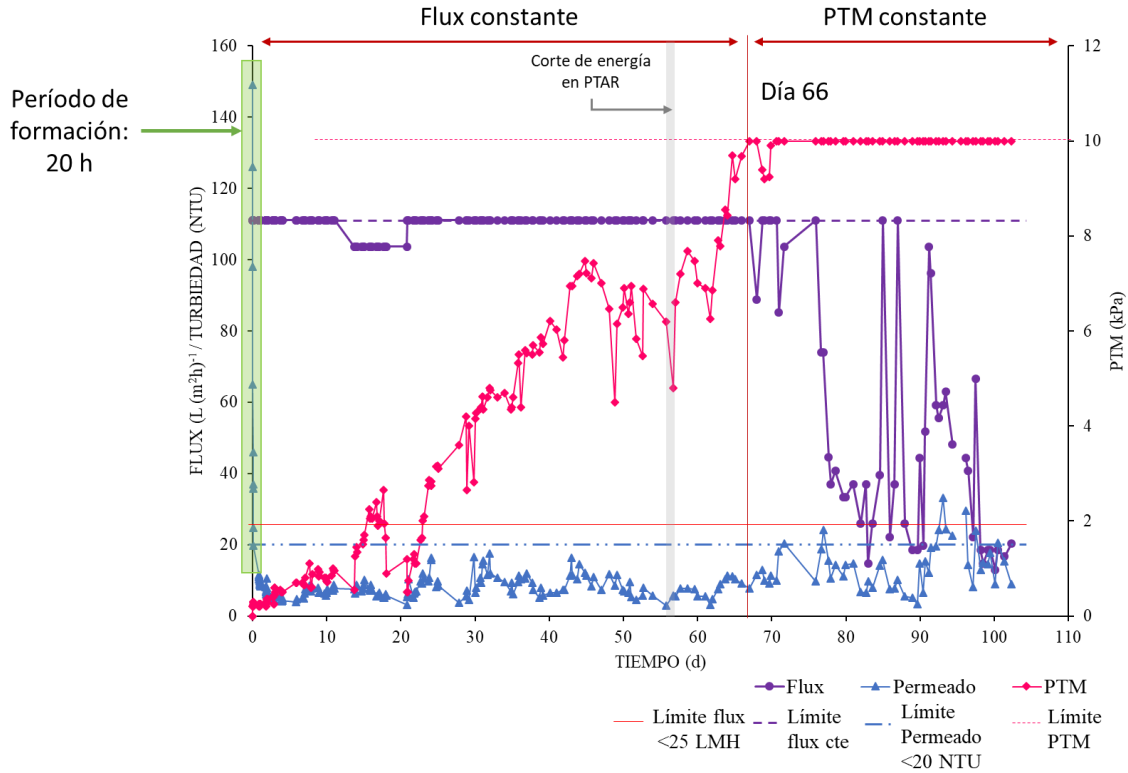


Figura 4. 2. Comportamiento de la turbiedad, productividad y PTM de B1.

Como se puede observar en la gráfica de la figura 4.3, la turbiedad de A1 y B2 se mantuvo semejante durante las corridas de filtración. Ambas cámaras con una calidad con el 75% de sus valores por debajo de 11 NTU y una mediana de 8 NTU. A1 presentó un porcentaje de remoción promedio de  $77 \pm 17\%$ , mientras que B1 logró un  $81 \pm 15\%$ .

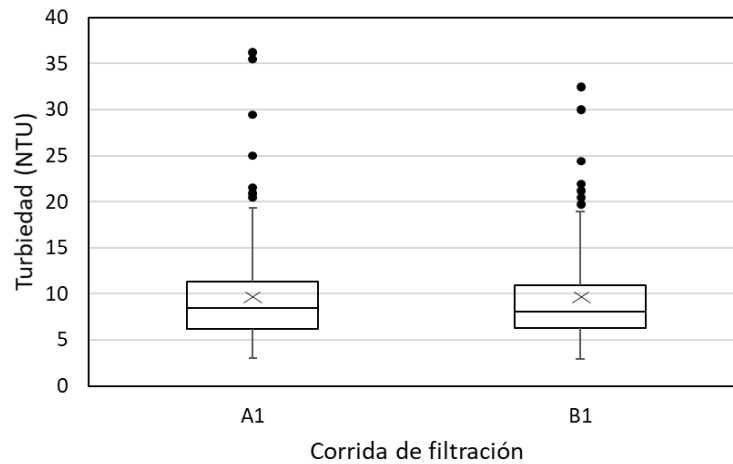


Figura 4. 3. Comparación de la turbiedad de permeados de A1 y B1.

### 4.1.2 Corrida experimental 2

A diferencia de la corrida anterior, A2 y B2 sólo operaron durante 29 días y 28 días, respectivamente. Como se puede observar en las figuras 4.4 y 4.5, ambas cámaras comenzaron el experimento con una PTM de 4.7 y 4.5 kPa, respectivamente, a pesar de que se utilizó nuevo material de soporte en cada inicio de corrida. Esto sugiere que se formó una biopelícula en el textil a los pocos segundos de arranque, hecho marcadamente diferente a lo observado en la corrida 1.

A las 24 horas de haber iniciado el experimento se alcanzó la PTM de trabajo; sin embargo, un corte en la corriente eléctrica de la PTAR de Ciudad Universitaria ocasionó que la MD ligeramente consolidada se disgregara y se liberara la presión llegando a valores de 0.4 kPa para A2 y cero kPa para B2.

A pesar de que A2 alcanzó la PTM de trabajo en el día 3, se presentaron dos perturbaciones sin explicación que hicieron que decayera nuevamente, primero a un valor de 8 kPa para subir y de nuevo caer hasta llegar a 2 kPa en el día 11. Posteriormente presentó valores en un rango de 7 a 9 kPa en los días 11 a 19. La etapa de PTM constante comenzó en el día 19, y con esto, 6 días después, el flux de permeado comenzó a decaer rápidamente hasta un valor de  $30 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ .

A pesar de las variaciones en la PTM durante el periodo de flux constante, la calidad del permeado fue satisfactoria, ya que en sólo tres ocasiones la turbiedad rebasó ligeramente el valor límite de 20 NTU. La calidad se mantuvo durante el periodo a PTM constante, de nuevo con limitados puntos por arriba del valor límite.

Debido al comportamiento errático en la PTM inicial y a que se rebasó el criterio de calidad (20 NTU), se tomó la decisión de detener la corrida en el día 29.

El tiempo de formación de la MD de ambas cámaras fue de 3 días, de acuerdo a la definición de Fan and Huang (2002), ya que la turbiedad disminuyó de 416 NTU a 18 NTU en A2, mientras que en B2 pasó de 448 NTU a 15 NTU (rectángulos verdes en figuras 4.4 y 4.5).

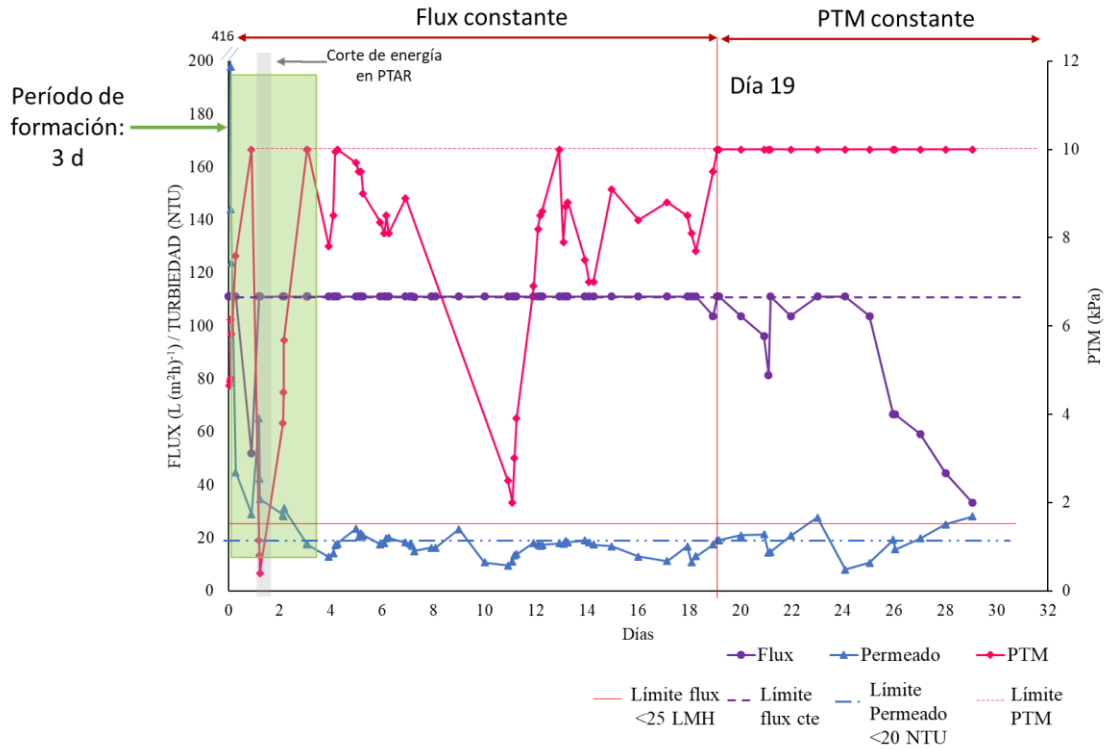


Figura 4. 4. Comportamiento de la calidad (NTU), productividad y PTM de A2.

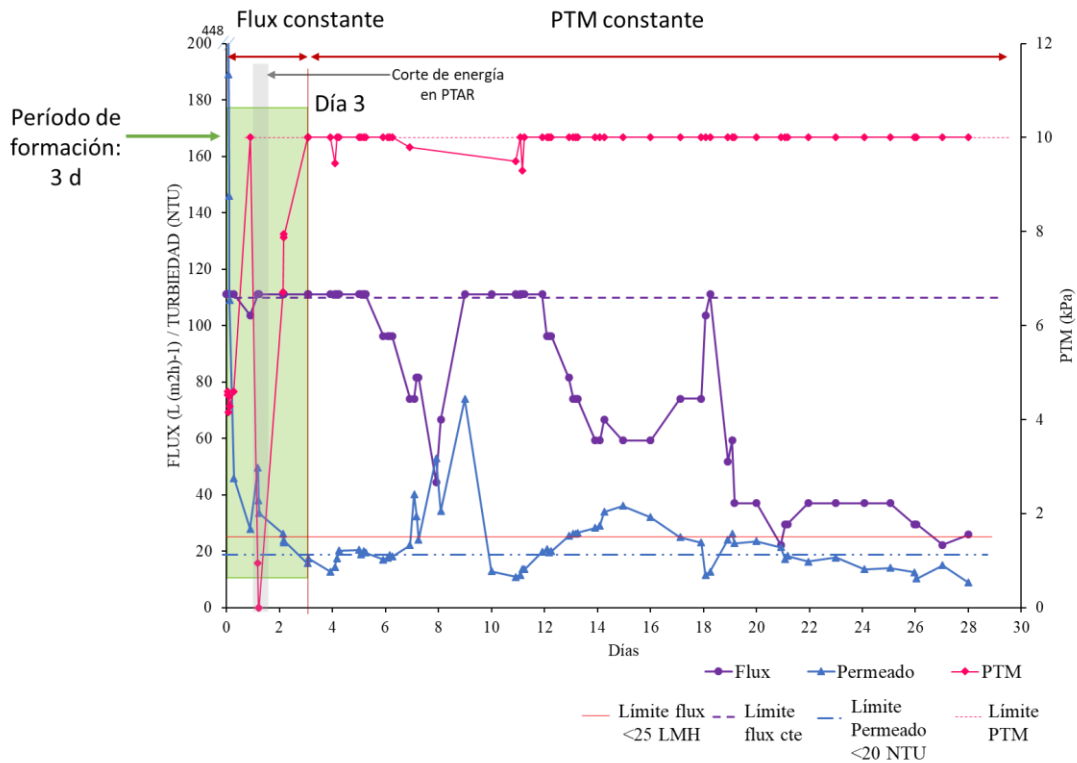
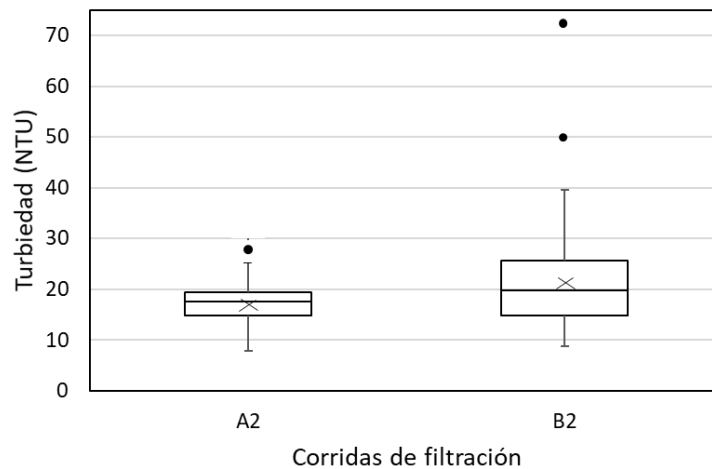


Figura 4. 5. Comportamiento de la turbiedad, productividad y PTM de B2.

Para B2, la PTM llegó a los 10 kPa en el tercer día de operación, al igual que para A2. Sin embargo, en este caso se mantuvo así durante el resto del experimento, salvo pequeñas variaciones en el día 4 y del 7 al 12 (variación inferior a 1 kPa). Desde que se alcanzó la PTM se presentó inestabilidad en el flux y la turbiedad del permeado, con periodos de baja calidad en el permeado. Debido a estas variaciones se detuvo el experimento en el día 28 de operación, un día antes del paro de A2.

Como se puede observar en la figura 4.6, la cámara B de la corrida 2 presentó un permeado con mayor turbiedad comparado con el producido por la cámara A, ya que el 75% de los valores de turbiedad se encuentran por debajo de 19 NTU y los de la cámara B por debajo de 26 NTU, mientras que sus medianas son 18 y 20 NTU, respectivamente. Los porcentajes de remoción de la turbiedad fueron  $76\pm 14\%$  para A2 y  $73\pm 10\%$  para B2.



**Figura 4. 6.** Comparación de la turbiedad de permeados de A2 y B2.

### 4.1.3 Corrida experimental 3

La corrida 3 se llevó a cabo en el mes de enero de 2019. En la tercera corrida se realizó determinación de sólidos suspendidos totales y la demanda química de oxígeno total y su fracción soluble. También, en esta corrida se incorporó el sistema de medición de gas descrito en el capítulo anterior. Tal modificación incrementó la TMP de operación de 10 a 10.7 kPa.

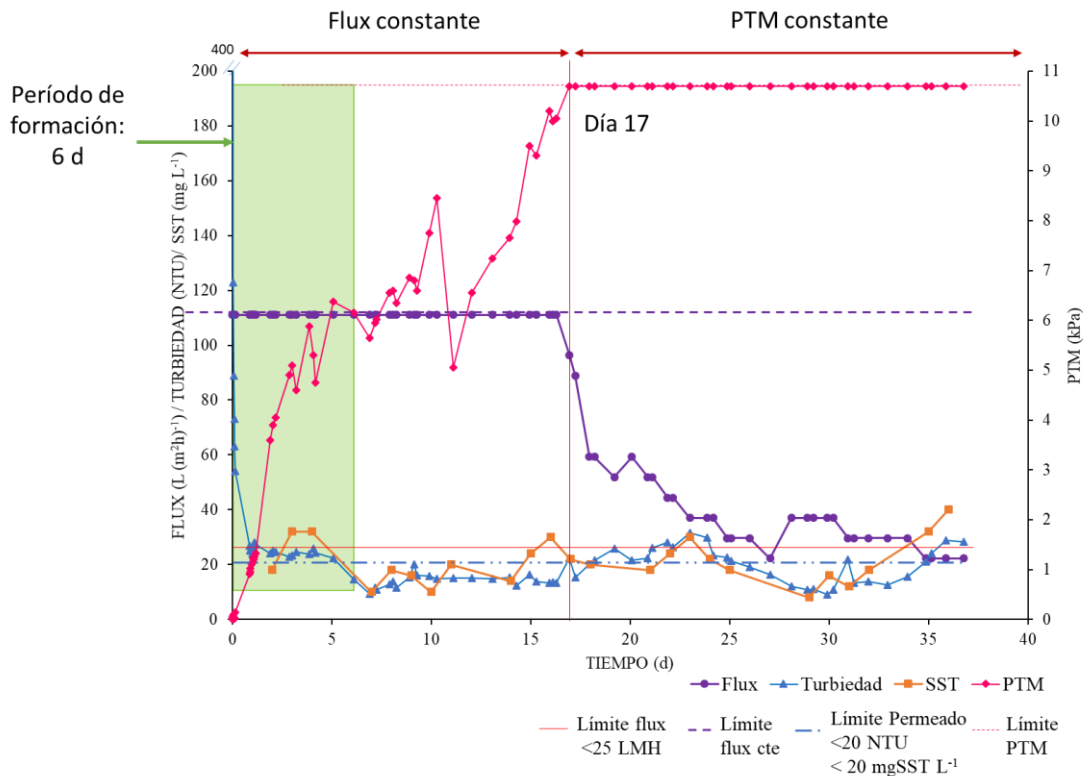
Basados en la definición de la formación de la MD de Fan and Huang (2002), se puede observar en las figuras 4.7 y 4.8 que los tiempos de formación de la membrana dinámica fueron de 6 y 7 días para A3 y B3, respectivamente (rectángulo verde). La turbiedad de la cámara A decayó de 400 NTU a 16 NTU, mientras que en la cámara B fue de 380 NTU a 19 NTU.

Tanto en las cámaras A y B de las corridas 2 y 3 (ver figuras 4.4, 4.5, 4.7 y 4.8) se observa que, al día siguiente (24 h) de haber iniciado los experimentos, la turbiedad en el permeado disminuyó rápidamente a valores por debajo de los 30 NTU. Debido a lo anterior se puede concluir que la membrana dinámica se formó a las 24 horas de arranque, aunque no proporcionó la calidad fijada

como satisfactoria para este trabajo (20 NTU), situación que se alcanzó hasta el tercer día para A2 y B2, y en los días 6 y 7 para A3 y B3, respectivamente.

La PTM de trabajo se alcanzó hasta el día 17 en la cámara A. Durante ese tiempo se produjo un flux de  $111 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  con una turbiedad de  $19 \pm 5 \text{ NTU}$  y sólidos suspendidos totales de  $21 \pm 8 \text{ mg L}^{-1}$ .

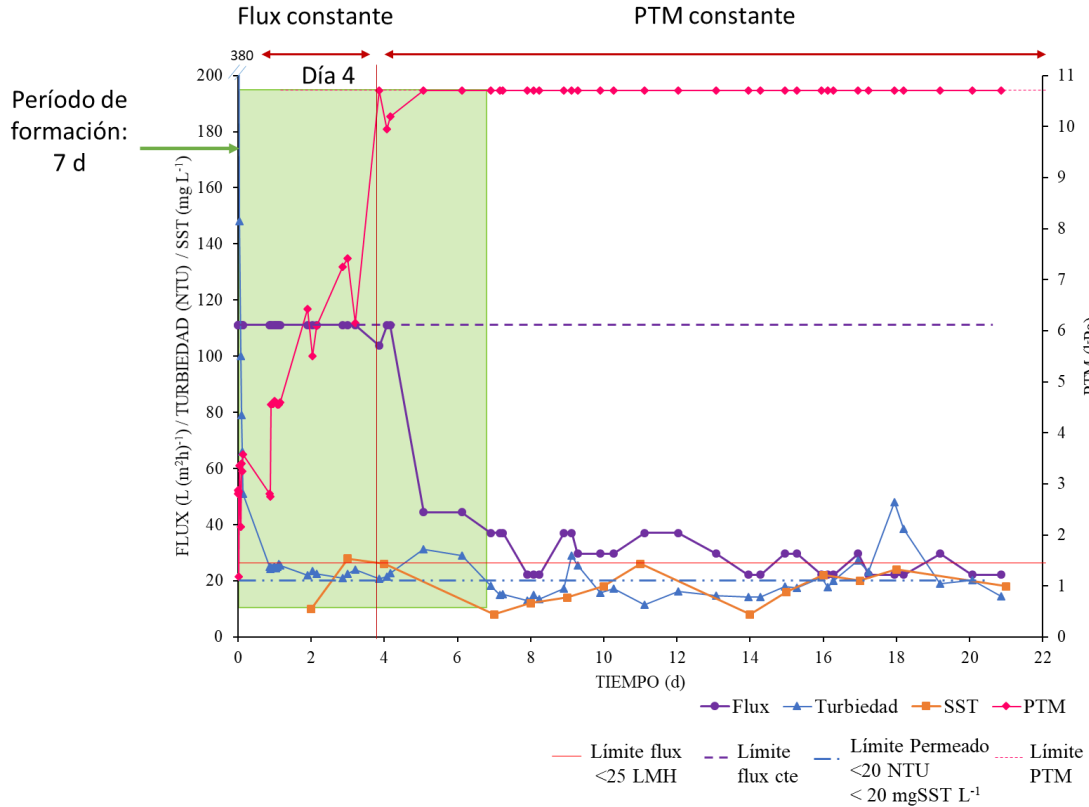
A partir del día 17 el flux disminuyó, primero rápidamente y luego de forma gradual durante 20 días hasta llegar a un valor de  $22 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ , por abajo del límite satisfactorio ( $25 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ ) en el día 27. Posterior a este día, el flux se recuperó levemente a valores promedio de  $33 \pm 4 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  durante 7 días más hasta regresar nuevamente a los  $22 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ , por lo que se detuvo el experimento.



**Figura 4. 7.** Comportamiento de la turbiedad, productividad y PTM de A3.

Por su parte, y similar a lo que sucedió en la corrida 2, B3 comenzó con una PTM de 2.9 kPa y rápidamente se incrementó hasta llegar al valor de operación de 10.7 kPa en el día 4. Como se puede observar en la figura 4.8, en un día el flux decayó de  $111 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  a  $40 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y continuó disminuyendo hasta que se alcanzó un valor inferior a  $25 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  en el día 8. Se continuó el experimento, con el fin de observar su comportamiento; sin embargo, como es notorio en la gráfica de la figura 4.8, durante los 13 días restantes de la corrida, el flux se encontró por debajo de  $35 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ , a pesar de contar con una calidad de  $18 \pm 8.6 \text{ NTU}$  y  $18 \pm 5.5 \text{ mgSST L}^{-1}$ , se tomó la decisión de detener la corrida en el día 21.





**Figura 4. 8.** Comportamiento de la calidad, productividad y PTM de B3.

En las figuras 4.9 y 4.10 se muestra el análisis estadístico de la corrida 3 en términos de calidad. La turbiedad (figura 4.9) de ambas cámaras se encuentra con el 75% de sus datos por debajo de 25 NTU y una mediana de 21 NTU, mientras que en los sólidos suspendidos totales (figura 4.10) se tiene una ligera diferencia con el 75% de sus valores por debajo de 28  $\text{mgL}^{-1}$  (mediana igual a 19  $\text{mgL}^{-1}$ ) y 25  $\text{mgL}^{-1}$  (con mediana de 18  $\text{mgL}^{-1}$ ) para A3 y B3, respectivamente.

Ambas cámaras presentaron porcentajes de remoción similares de turbiedad y SST. La remoción de la turbiedad de A3 y B3 fue de  $82\pm 8\%$  y de  $80\pm 10\%$ , respectivamente; mientras que la eliminación de SST fue de  $86\pm 7\%$  para la cámara A y  $87\pm 7\%$  para la cámara B.

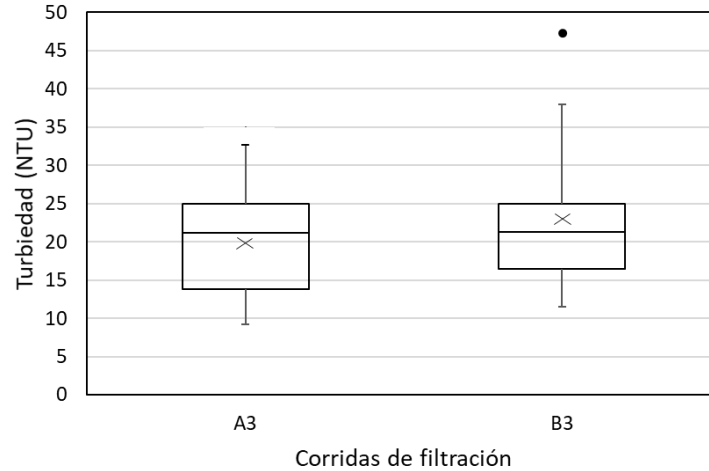


Figura 4. 9. Comparación de la turbiedad de permeados de A3 y B3.

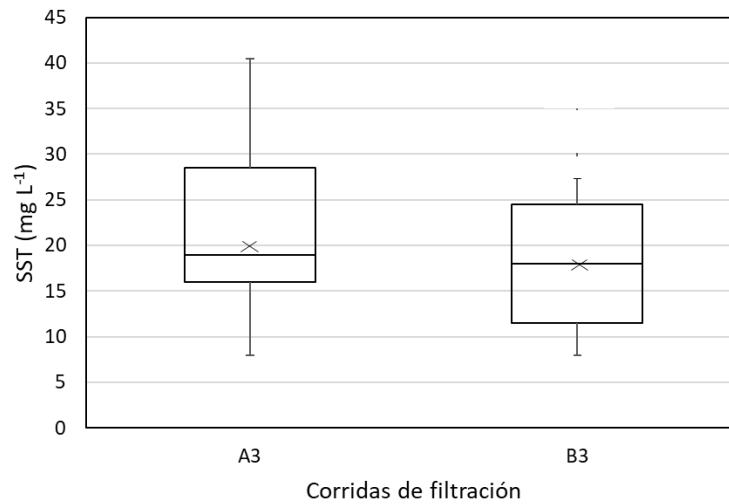


Figura 4. 10. Comparación de los sólidos suspendidos en permeados de A3 y B3.

#### 4.1.4 Comparación entre corridas experimentales

En la tabla 4.1 se muestra la comparación de las 6 corridas respecto al tiempo, calidad y flux presentados cuando el permeado cumplió con el criterio de filtración efectiva (i.e.  $\text{flux} > 25 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y  $\text{calidad} < 20 \text{ NTU}$  o  $20 \text{ mgSST L}^{-1}$ ). Además, en la tabla 4.1 se muestra el tiempo total de cada corrida; sin embargo, este valor no es relevante, ya que, si se quiere que el proceso sea rentable, es necesario producir un efluente con la calidad y productividad esperada. Para fines de este trabajo, se definió que el periodo de filtración efectiva terminó cuando dos datos seguidos de turbiedad o sólidos suspendidos totales estuvieron por arriba del límite del parámetro de calidad.

Como se puede observar, A1 y B1 brindaron un permeado que cumplió durante el mayor tiempo con los parámetros fijados a lo largo del experimento. A1 tuvo 65 días de filtración efectiva con un flux promedio de  $88 \pm 36 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y una turbiedad de  $9 \pm 4 \text{ NTU}$ , mientras que B1 cumplió durante 90 días, donde presentó un flux de  $105 \pm 20 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y una turbiedad de  $9 \pm 3 \text{ NTU}$ .

A2 y B2 tuvieron un comportamiento diferente en relación con las corridas 1 y 3, y en cierto grado, fuera de lo esperado. Ambas tuvieron un tiempo de operación de 29 y 28 días para A2 y B2, respectivamente. El permeado de A2 cumplió con el criterio de filtración efectiva con un flux promedio de  $107 \pm 14 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y una turbiedad de  $17 \pm 4 \text{ NTU}$ . Sin embargo, B2 únicamente operó alcanzando el criterio en los siete primeros días de la corrida, con un flux promedio de  $105 \pm 11 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y una turbiedad de  $20 \pm 6 \text{ NTU}$ ; posteriormente tuvo un incremento de hasta 74 NTU y a pesar de que disminuyó al día siguiente, la turbiedad nuevamente aumentó a 25 y 36 NTU.

En la corrida 3, A y B operaron 37 y 21 días, respectivamente, de los cuales A3 produjo un permeado que logró la filtración efectiva durante 23 días con un flux promedio de  $102 \pm 22 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y una calidad de  $20 \pm 5 \text{ NTU}$  y  $21 \pm 7 \text{ mgSST L}^{-1}$ , mientras que B3 sólo presentó filtración efectiva durante 8 días con un flux promedio de  $94 \pm 33 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y una calidad de  $22 \pm 5 \text{ NTU}$  y  $17 \pm 9 \text{ mgSST L}^{-1}$ .

Como se puede observar, cada experimento tuvo diferentes resultados entre cámaras y corridas. Esta falta de reproducibilidad puede deberse al hecho que las membranas dinámicas dependen de una correcta formación de la biopelícula, un proceso complejo que incluye mecanismos fisicoquímicos y microbiológicos (Ersahin et al., 2012), que está determinado por los parámetros de operación (e.g. naturaleza y características de las partículas del medio, material de soporte y tamaño de poro, concentración de sólidos suspendidos totales, y las condiciones hidrodinámicas) (Saleem et al., 2017). Estos resultados confirman que la reproducibilidad de las membranas dinámicas es uno de los principales retos que presenta la aplicación a escala real de esta tecnología, aspecto que será tratado más adelante, al abordar las características de lodo introducido a la cámara de filtración, con la finalidad de profundizar en el entendimiento del tema.

**Tabla 4. 1.** Filtración efectiva: comparación entre corridas.

Corrida	Duración total (d)	Duración de filtración efectiva (d)	Calidad en el efluente		Porcentaje de remoción		Flux promedio ( $\text{L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ )
			Turbiedad (NTU)	SST ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Turbiedad (%)	SST (%)	
A1	84	65	$9 \pm 4$	nd	$78 \pm 16$	nd	$88 \pm 36$
B1	102	90	$9 \pm 3$	nd	$81 \pm 15$	nd	$105 \pm 20$
A2	29	28	$17 \pm 4$	nd	$78 \pm 8$	nd	$107 \pm 14$
B2	28	7	$20 \pm 6$	nd	$73 \pm 10$	nd	$105 \pm 11$
A3	37	23	$20 \pm 5$	$21 \pm 7$	$80 \pm 9$	$83 \pm 6$	$102 \pm 22$
B3	21	8	$22 \pm 5$	$17 \pm 9$	$77 \pm 9$	$84 \pm 11$	$94 \pm 33$

nd.: No determinado

Nota: La calidad y el flux corresponden al promedio de los datos obtenidos durante el periodo de filtración efectiva.

Cuando se opera a PTM constante, la presión se mantiene en un valor fijo durante la corrida de filtración, mientras que el flux se convierte en la variable dependiente (Vyas et al., 2002). Como se puede observar en las gráficas de ambas cámaras de la corrida 1 (figuras 4.1 y 4.2), corrida 2 (figuras 4.4 y 4.5) y corrida 3 (figura 4.7 y 4.8), al llegar a la presión de trabajo y comenzar la operación a PTM constante, el flux disminuyó rápidamente, al igual que la calidad del permeado. En la corrida 2 este comportamiento es menos notorio.

En la cámara A de la corrida 1, el flux disminuyó un 53% del valor inicial en tan solo 27 horas de alcanzar la PTM constante de trabajo, mientras que la cámara B tuvo un decremento del 68% en 10 días después de llegar a este punto. El experimento B1 fue el que presentó los mejores resultados en este trabajo. La corrida 2, en ambas cámaras A2 y B2, presentó un menor desempeño, alcanzando una reducción del 70% del flux en 10 días y 47% en 3 días, respectivamente, después de llegar a la PTM de trabajo. B2 continuó con la disminución del flux hasta un valor de 80% en 5 días más. Por último, en la corrida 3, CA tuvo un decremento de la mitad de su valor inicial de flux a los tres días, y CB disminuyó un 60 % en 21 horas.

Respecto a la calidad, en las seis cámaras se observó que cuando se llegó a la etapa de PTM constante la calidad del permeado disminuyó; sin embargo, este fenómeno fue más notorio conforme aumentaba el tiempo de operación y el flux continuaba en decremento. Por ejemplo, como se observa en la figura 4.1, en los días 62 al 65 la turbiedad aumentó a valores de 40 NTU, mientras que en B1 durante los días 92 al 97 se aumentó a valores cercanos a 30 NTU.

De igual manera, en la corrida 2, en el caso A2 (ver figura 4.4) es notorio que, en los 6 días previos al paro del experimento, el flux comenzó a disminuir mientras que la turbiedad aumentó. En B2 (figura 4.5) se observan dos periodos en los que se presentó este fenómeno. El primer periodo abarca del día 7 al 9, en donde se tuvo un valor mínimo de flux de  $44 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  y una turbiedad máxima de 74 NTU. El segundo periodo corresponde a los días 12 al 18, en el cual se presenta un valor mínimo de flux de  $59 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ , que coincide con el valor máximo de turbiedad de 36 NTU.

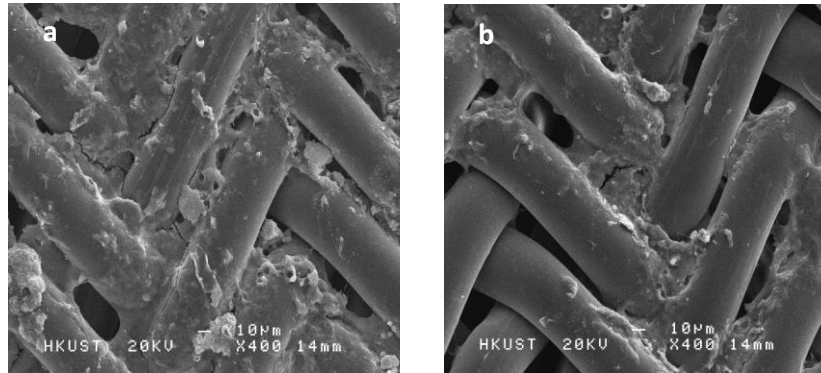
En relación con la tercera corrida, los sólidos suspendidos totales de A3 aumentaron a medida que se alcanzó la etapa de PTM constante (día 17). Posteriormente, se presentaron valores de hasta  $30 \text{ mgSST L}^{-1}$  y 30 NTU en el día 23, como se muestra en la figura 4.7, y dos días antes de detener el experimento disminuyó la calidad cuando se tuvieron los valores más bajos de flux ( $22 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ ), con una turbiedad de 29 NTU y sólidos suspendidos totales de  $40 \text{ mg L}^{-1}$ . En el caso de la cámara B3, después de alcanzar la PTM, el flux se mantuvo en valores muy bajos durante los 16 días restantes, teniendo incrementos puntuales en la turbiedad, como es el caso del día 18, en donde se tuvo un flux menor a  $25 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$  con una turbiedad cercana a 50 NTU como se puede observar en la figura 4.8.

Loderer et al. (2012) encontraron en sus experimentos que cuando se aumenta la presión transmembrana, se tiene un incremento en la fuerza de empuje en la membrana dinámica, lo que ocasiona que esta se comprima y se arrastren partículas de lodo a través del material de soporte, lo que causa una pérdida en la calidad del efluente.

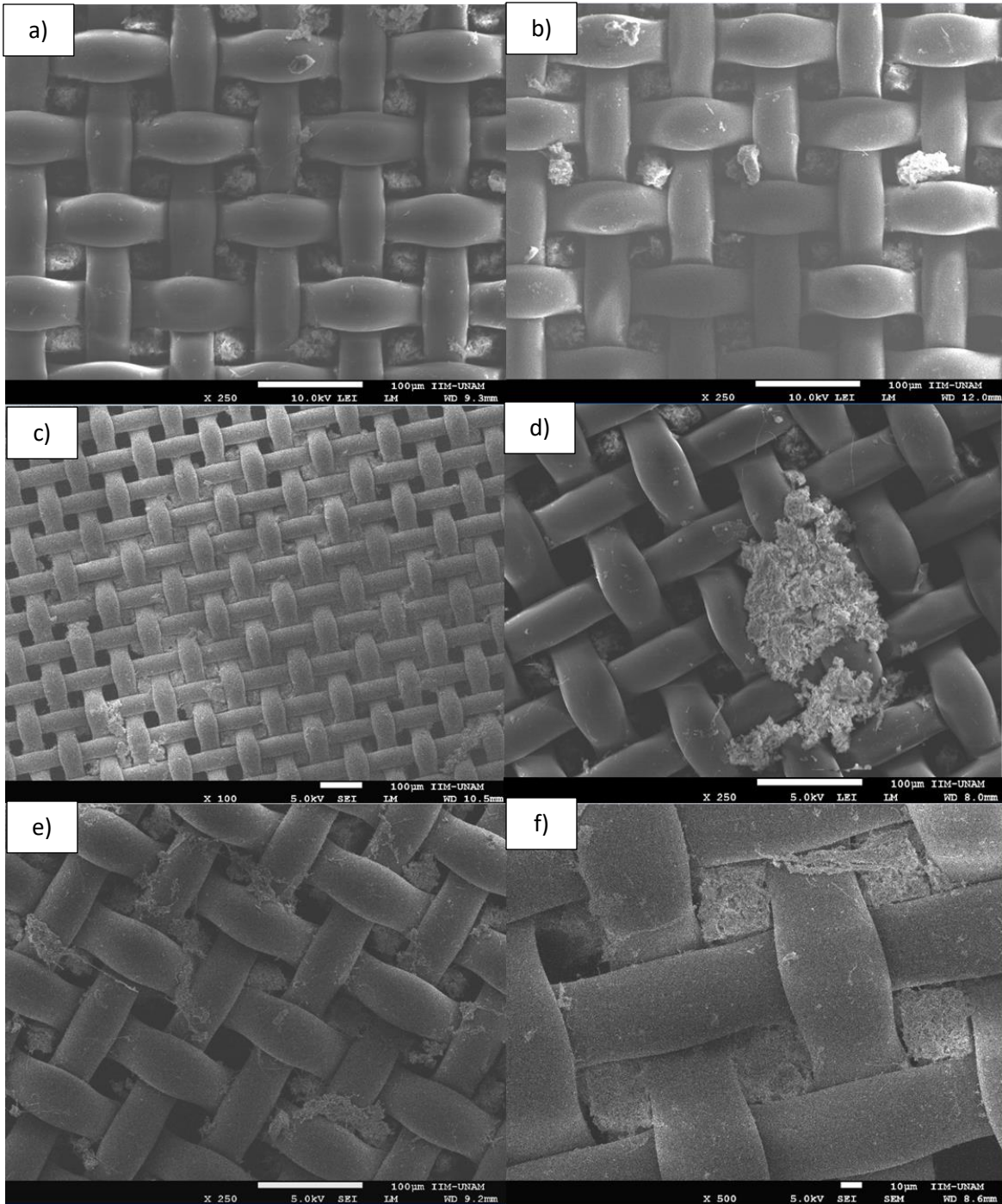
Guan et al. (2018) buscaron confirmar lo observado por Loderer et al. (2012), por lo cual realizaron varios experimentos donde formaron membranas dinámicas sumergidas dentro de un reactor a escala laboratorio, operadas a diferentes PTM (i.e. 20, 40, 60 y 80 kPa). Sus resultados mostraron que la membrana dinámica se rompió al alcanzar PTM superiores a 40 kPa, lo que presionó partículas de lodo a través del textil y desprendió material que se encontraba adherido al reverso del material de soporte. En las figuras 4.11 y 4.12 se muestra una comparación entre el trabajo de Guan y colaboradores en el 2018 y el presente trabajo. La figura 4.11 corresponde a las fotografías tomadas al microscopio electrónico de barrido de Guan et al. (2018) del material de soporte empleado en su experimentación (malla tejida de nylon 6 con tamaño de poro promedio de  $20.71 \pm 4.60 \mu\text{m}$ ), mientras que en la figura 4.12 se presentan las fotografías al MEB obtenidas en el presente trabajo, en los

cuales se tiene evidencia de la extrusión y colonización en la parte superior del material que logró pasar a través de la poliamida tejida.

Con base en estas observaciones, se puede especular que el incremento en la resistencia a la filtración ocasionada por la formación de la capa taponante, resultó en un aumento en la fuerza de empuje del sobrenadante a través de la membrana dinámica, lo que generó una compresión en la biopelícula, provocando que material retenido atravesara el textil.



**Figura 4. 11.** Imagen tomada con MEB de la vista posterior del material de soporte (Guan et al., 2018): a) Experimento de largo tiempo de operación (87 días) a 40 kPa de PTM, y b) Experimento en lote a 20 kPa de PTM.



**Figura 4. 12.** Imagen tomada con MEB de la vista posterior del material de soporte con evidencia de extrusión y colonización del material que a través la MD al término de las corridas: a) A1, b) B1, c) A2, d) B2, e) A3, y f) B3.



#### 4.1.5 Productividad

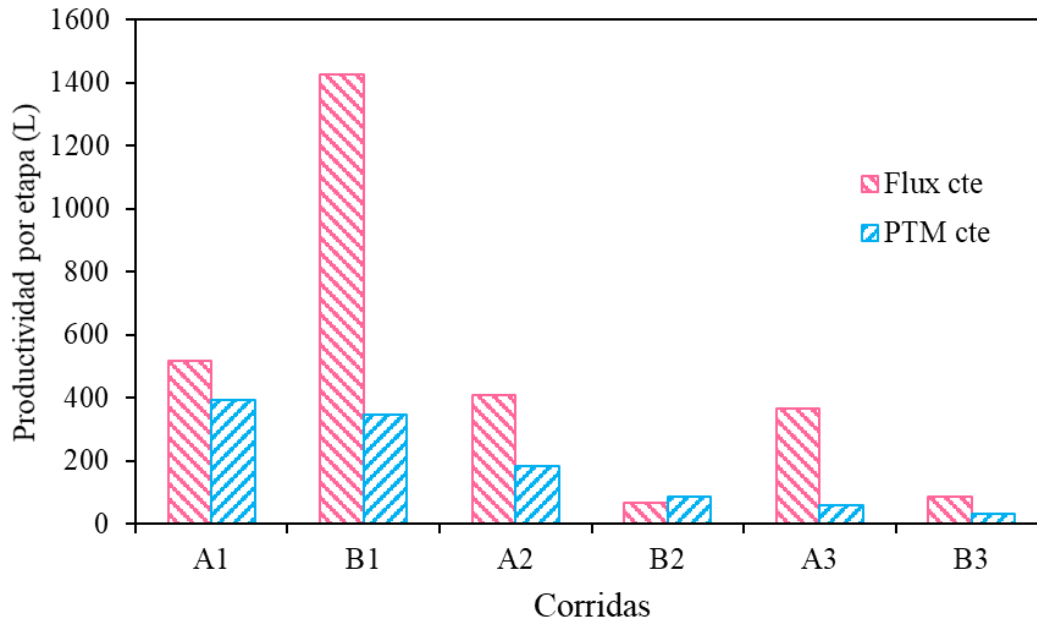
Para medir la productividad que se tuvo en ambas etapas y conocer cuál de ellas tiene un mejor desempeño, se calculó el valor de flux de permeado promedio y se multiplicó por la duración, representada en días, de cada experimento, periodo acotado al criterio de filtración efectiva. En la tabla 4.2 se presentan los valores de flux promedio y el tiempo de operación de las etapas de flux y PTM constante, mientras que en la gráfica de la figura 4.13 se muestra el valor de dicha multiplicación, es decir, el valor de la productividad.

En la etapa de flux constante el flux promedio es evidente; sin embargo, para conocer el valor de la etapa a PTM constante se realizó un análisis estadístico representado por un diagrama de box-plot, la cual se encuentra en el Anexo B (ver figura B1). Para ello se tomó la cifra correspondiente al cuartil 2 (Q2), es decir, el valor que representa el 50% de los datos (mediana).

**Tabla 4. 2.** Duración y flux promedio de cada corrida en las etapas de flux y PTM constante (solo periodo de filtración efectiva).

Corrida	Flux constante		PTM constante		Tiempo total de filtración efectiva (d)	Productividad total (L)
	Duración (d)	Flux promedio ( $L\ m^{-2}h^{-1}$ )	Duración (d)	Flux promedio ( $L\ m^{-2}h^{-1}$ )		
A1	24	111	41	$45 \pm 28$	65	911
B1	66	111	24	$74 \pm 36$	90	1770
A2	19	111	9	$104 \pm 20$	28	591
B2	3	111	4	$111 \pm 7$	7	151
A3	17	111	6	$52 \pm 18$	23	427
B3	4	111	4	$41 \pm 10$	8	118

Como se esperaba y se observa en la figura 4.13, la productividad de la etapa a flux constante fue mayor en la mayoría de las corridas, excepto en una ocasión (B2). A1, B1, A2, A3 y B3 trabajaron a su flux máximo durante el 37%, 73%, 68%, 74% y 50%, respectivamente, del tiempo total de la corrida a filtración efectiva; mientras que, B2 operó a flux constante durante tres días y a PTM constante durante los cuatro días siguientes. Durante el inicio de la etapa de la PTM constante, se perdió la calidad del permeado de B2, mientras que el flux se mantuvo en valores constantes.



**Figura 4. 13.** Productividad en las etapas de Flux y PTM constante para el periodo de filtración efectiva.

Con base en los datos anteriores, es posible afirmar que se tiene una mayor productividad y mejor desempeño en la etapa de operación a flux constante, ya que no sería rentable continuar produciendo un bajo flux de permeado en la etapa de PTM constante, aunque sea por un largo tiempo.

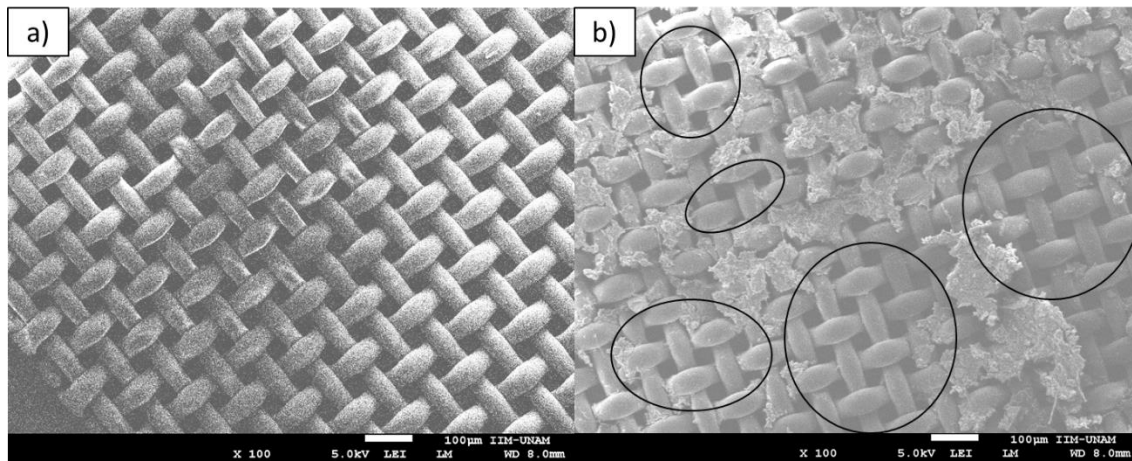
De esta manera, se sugiere que en futuros trabajos en el grupo de investigación se opte por operar el proceso a flux constante y que cuando se alcance la máxima PTM se aplique un método de limpieza (e.g. retrolavado), con el fin de renovar la membrana dinámica e iniciar una nueva corrida de filtración; todo lo anterior manteniendo el lodo anaerobio que se encuentra en la cámara externa. Para apoyar este procedimiento, en la figura 4.14 se muestran dos fotografías tomadas con el microscopio electrónico de barrido: de lado izquierdo se presenta el soporte de poliamida tejida completamente nuevo (figura 4.14a), mientras que en el lado derecho se exhibe una muestra del soporte primario de B2, del cual se ha desprendido en forma natural la biopelícula, débilmente adherida, al término del experimento (figura 4.14b). Como se observa en la fotografía de la figura 4.14b, el soporte de poliamida conserva restos de biopelícula. Sin embargo, en las zonas marcadas con un círculo se puede observar que el textil se asemeja a la fotografía de la figura 4.14a, lo cual indica que es posible remover la membrana dinámica mediante un lavado simple, volviendo en buen grado a sus características iniciales para comenzar una nueva corrida de filtración.

Varios autores le han atribuido a la capa gel de la membrana dinámica, aquella remanente después de un lavado, la capacidad de facilitar el desarrollo de una nueva biopelícula, lo cual acorta el tiempo de formación de la membrana secundaria (Alibardi et al., 2016; Cinar et al., 2016; Ersahin et al., 2012; Fan and Huang, 2002; González-Ortega, 2014; Rodríguez-Medina, 2016; Zhang et al., 2010). Esto podría ser una ventaja, ya que si se tiene menor tiempo de formación de la MD se tendrá rápidamente un permeado en cantidad y calidad adecuada en la etapa de filtración estable.



En el trabajo de Rodríguez-Medina (2016), se muestra que el tiempo de formación de la membrana dinámica desarrollada en un textil de polipropileno no tejido de 50  $\mu\text{m}$ , disminuyó de 26 horas en el arranque del experimento a tan sólo 10 minutos después de la aplicación de un primer retrolavado con agua potable, después de 26 días de operación. En la segunda limpieza, el tiempo de formación de la biopelícula volvió a disminuir a 5 minutos después de 68 días de operación. Estos resultados se le atribuyen al hecho de que se aplicó un método de limpieza que remueve parcialmente la membrana secundaria, lo que ocasionó que la capa taponante se regenerara en un menor tiempo, debido a la presencia de la capa gel.

De igual manera, se recomienda realizar observaciones al MEB con el textil después de un número determinado de lavados, con el fin de observar la evolución de la capa gel remanente. Esto mostraría si se alcanza un taponamiento más severo a pesar de las limpiezas, que obligara a cambiar el textil o bien a aplicarle una limpieza química.



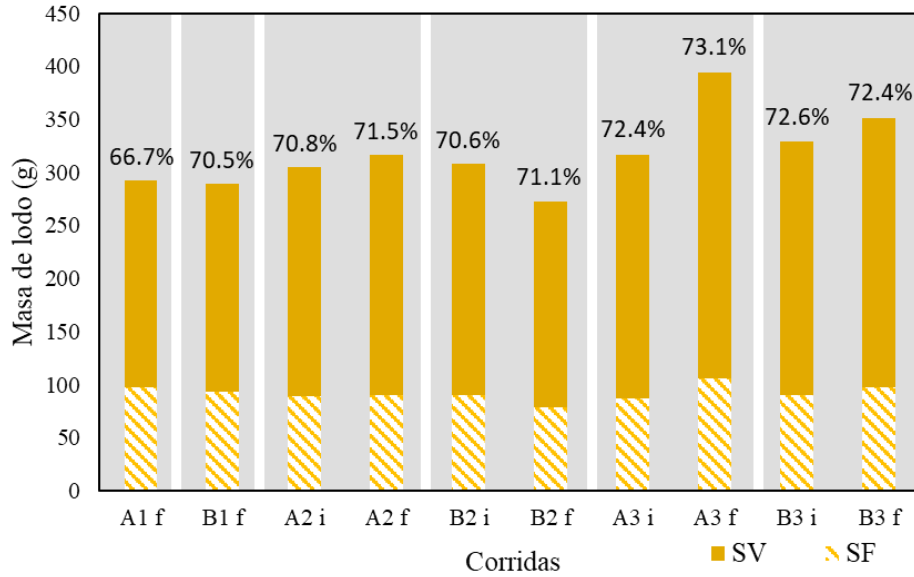
**Figura 4. 14.** Imágenes al MEB: a) Material de soporte nuevo, y b) soporte primario de B2 al término de la corrida de filtración con desprendimiento natural de la biopelícula, donde se observan zonas totalmente limpias.

## 4.2 CARACTERIZACIÓN DEL LODO ANAEROBIO PROCEDENTE DE LAS CÁMARAS

### 4.2.1 Masa inicial y final de lodo anaerobio

En la figura 4.15 se muestra la masa de sólidos volátiles (SV) y sólidos fijos (SF) del lodo inicial y final que se encontraba dentro de las cámaras en cada una de las tres series experimentales. Una excepción es la primera corrida (A1 y B1), a la cual no se le determinaron estos parámetros al inicio. El color más claro representa la masa de SF, mientras que el color más oscuro muestra los SV.

Como se puede observar, la masa inicial y final de sólidos fijos se mantuvo relativamente constante en las cámaras durante las 6 corridas de filtración, con un valor de  $92 \pm 7$  g que representó una fracción de  $28.8 \pm 0.02\%$  de los sólidos totales. La masa de sólidos volátiles presentó un incremento en la masa final con relación a la inicial, salvo en el experimento B2, que como ya se mencionó, presentó un comportamiento atípico y un periodo de filtración efectiva muy corto (7 días).



**Figura 4. 15.** Masa inicial (i) y final (f) de ST, SV y SF del lodo procedente de las cámaras. En la primera serie experimental no se realizó la determinación inicial. En la parte superior de cada barra se encuentra el porcentaje de SV con respecto a los totales.

La masa de lodo que se añadió a las cámaras al inicio de cada experimento fue similar en todos los casos (sin considerar A1 y B1, ya que no se determinó), con un promedio de  $315 \pm 11$  g de ST, lo que equivale a una concentración de  $70 \pm 2.4$  g L<sup>-1</sup>. La fracción volátil inicial varió de 70.6 a 72.6%.

Como se observa en la tabla 4.3, ambas cámaras A1 y B1 al término del experimento presentaron una masa de SV de 195 g. En la segunda corrida, A2 tuvo un ligero aumento de 216 a 226 g (4.6% de incremento), mientras que su réplica (cámara B, con un periodo de filtración efectiva de solo 7 días) tuvo una reducción de 217 a 194 g (10.6% de decremento), y de nuevo, un comportamiento atípico. Por su parte, en la tercera corrida, ambas cámaras tuvieron un aumento con respecto a la masa inicial: en A3 de 230 g a 288 g (25.2% de incremento) y en B3 de 239 g a 254 g (6.2% de incremento).

**Tabla 4. 3.** Masa de lodo inicial y final en cada corrida de filtración.

Parámetro	A1		B1		A2		B2		A3		B3	
	final	final	inicial	final	inicial	final	inicial	final	inicial	final	inicial	final
Concentración ST (g L <sup>-1</sup> )	65.1	70.4	67.9	70.4	68.4	60.4	70.5	87.5	73.2	78		
ST (g)	293	317	306	317	308	272	317	394	329	351		
SV (g)	195	195	216	226	217	194	230	288	239	254		
%SV/ST	66.7	70.5	70.8	71.5	70.6	71.1	72.4	73.1	72.6	72.4		
SF (g)	98	94	89	90	90	79	87	106	90	97		
%SF/ST	33.3	29.5	29.2	28.5	29.4	28.9	27.6	26.9	27.4	27.6		

El aumento de la masa de SV en el lodo final de A2, A3 y B3 es de esperarse, debido a que la membrana dinámica es un método de separación física y las partículas que son arrastradas en el efluente del reactor UASB son retenidas en la cámara lo que ocasiona un incremento en la masa del

lodo de las cámaras. Sin embargo, se desconoce el motivo de la disminución en la masa final de SV en la cámara B de la corrida 2, la cual puede deberse a un error durante la realización de la técnica analítica, además del corto tiempo de operación. En el anexo C se muestran estimados de balance de masa, respecto al incremento de la masa de lodo y la fracción de flóculo.

Debido a que la concentración inicial de los sólidos totales en todas las corridas fue similar ( $70 \pm 2.4$  g L<sup>-1</sup>, sin considerar A1 y B1, que no se determinaron) y los resultados de cada cámara –en términos de calidad y productividad– fueron diferentes, se descartó que la concentración de sólidos totales afecte el desempeño y la formación de la membrana dinámica bajo las condiciones de trabajo empleadas en el presente trabajo.

#### 4.2.2 Efecto de la granulometría en el desempeño de las MDs

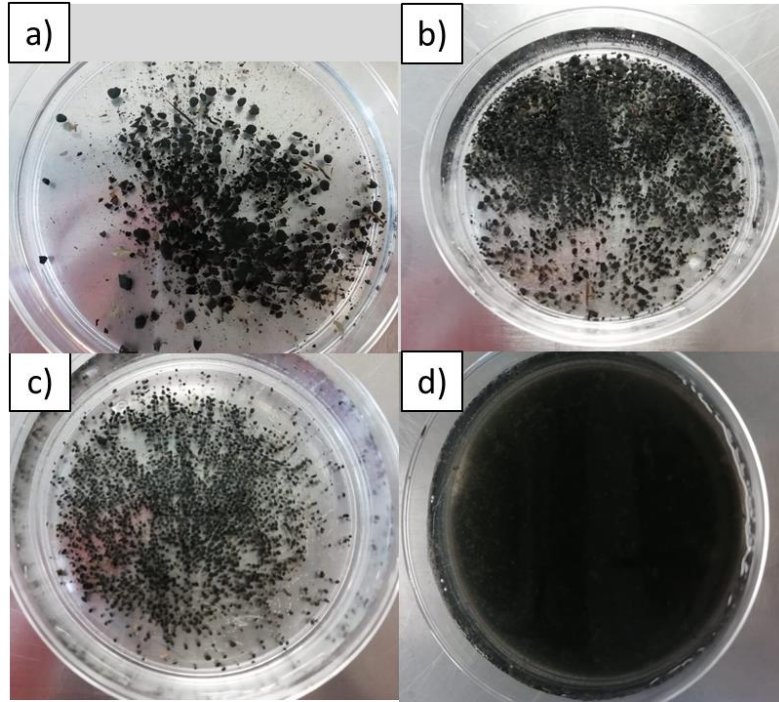
El proceso de filtración dinámica depende de una adecuada formación de la película filtrante sobre el soporte, ya que ésta es la encargada de llevar a cabo la separación sólido-líquido. Dado que el material de soporte se encuentra en contacto con lodo anaerobio procedente de la cama de lodos del reactor UASB, se espera que la formación de la MD se vea afectada por las características de lodo. Con el fin de identificar esta influencia, se analizó el tamaño de grano y la concentración de sustancias poliméricas extracelulares, con su fracción de carbohidratos y proteína, en el lodo adicionado a las cámaras en el inicio y al final. De nuevo, estos análisis no fueron realizados en el lodo al inicio de la primera corrida, sólo al final.

Se realizó una granulometría de la muestra inicial y final del lodo presente en las cámaras. Con el tamiz 16 (M16) se separaron partículas superiores a 1.2 mm, con el 30 (M30) se retuvieron los gránulos con tamaño superior a 0.6 mm, con la malla 40 (M40) se retuvieron sólidos con tamaño superior a 0.4 mm. Estas fracciones sumadas conforman la fracción granular del lodo; el restante se denominó flóculo (F). En la figura 4.16 se presentan, en forma ilustrativa, las fotografías de una muestra de 20 ml de cada fracción obtenida en al término de la corrida B3.

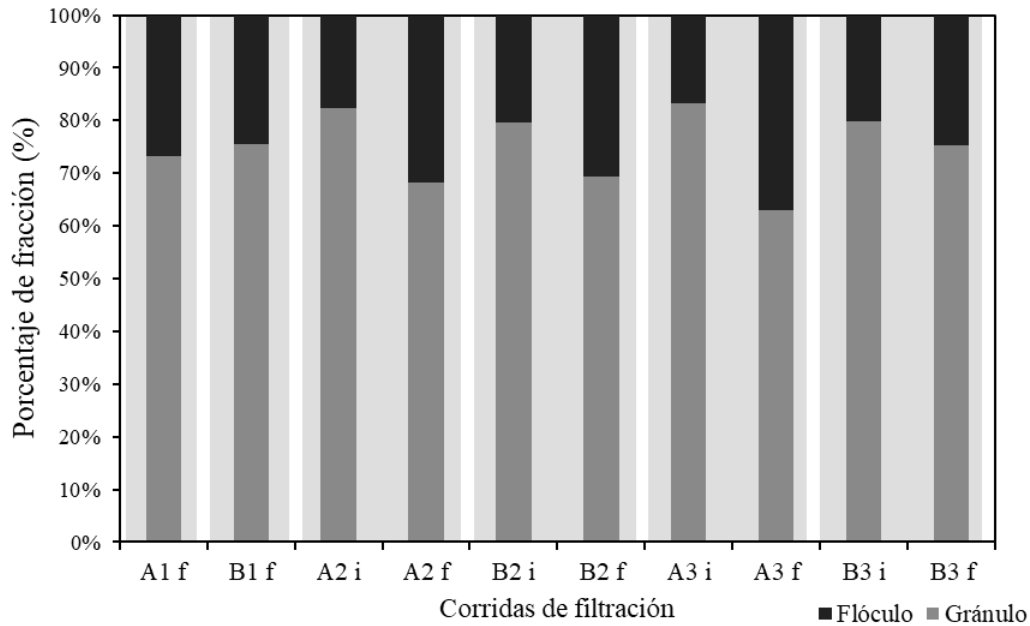
Como se puede observar en la figura 4.17, el lodo anaerobio inicial de todas las corridas (salvo la primera, por no haberse determinado) fue de tipo granular, con un 82.3% de gránulo para A2, 79.6% para B2, 83.2% para A3 y 79.9% para B3.

Al término del experimento se encontró que la proporción de flóculo aumentó en ambas cámaras de las últimas dos corridas: de 17.7 a 31.8% en A2, de 20.4 a 30.7% en B2, de 16.8% a 37% en A3, y de 20.1 a 24.6% en B3. Por su parte, el flóculo del lodo final de A1 y B1 fue de 26.8% y 24.5% (fracción granular de 73.2% y 75.5%, respectivamente).

Durante la operación de los reactores UASB es común que se pierdan flóculos pequeños, partículas finas y material coloidal en el efluente anaerobio debido a una pobre granulación y baja sedimentabilidad por una alta velocidad ascendente (Hu et al., 2018a). En su mayoría, estos materiales son retenidos por la membrana dinámica y en consecuencia quedan atrapados en la cámara externa. Es posible que esta sea la razón del incremento de la proporción del flóculo en las muestras finales de lodo.



**Figura 4. 16.** Fotografía de los diferentes tamaños de grano al término de la corrida B3: a) Malla 16 (1.2 mm), b) Malla 30 (0.6 mm), c) Malla 40 (0.4 mm), y d) Flóculo.



**Figura 4. 17.** Gráfica de proporción de gránulo y flóculo (partículas inferiores a 0.4 mm) en las cámaras externas al inicio (i) y final (f) del experimento.

En la tabla 4.4 se muestran las proporciones de las fracciones de grano y flóculo en la muestra inicial de las cámaras de las corridas 2 y 3, los resultados de la corrida 1 no se muestran, ya que no se realizó

la determinación de la granulometría al inicio de los experimentos. Como se observa, las proporciones de las cámaras A de las corridas 2 y 3 son similares, ambas cuentan con aproximadamente 35% de grano superior a 1.1 mm, 36% de grano superior a 0.6 mm, 12% de grano superior a 0.4 mm y 17.5% de flóculo. Mientras que las cámaras B de las corridas 2 y 3 son semejantes entre ellas: 16% de grano M16, 38% de grano M30, 12% de partícula M40 y 35% de flóculo. Es importante mencionar que durante el montaje del experimento no se controló la fracción del grano en el lodo de las cámaras; sin embargo, se buscó homogenizar el lodo entre ambos duplicados de cada corrida.

En el apartado 4.1 “Seguimiento de las corridas experimentales” se demostró que las cámaras que tuvieron un mejor desempeño de cada corrida fueron B1, A2 y A3. Considerando que no se tiene el dato inicial de distribución de grano para B1, puede identificarse que las dos últimas coinciden en este parámetro, con una relación inicial de 2.9: 3: 1: 1.5 de M16, M30, M40 y F, respectivamente.

Por su parte, los resultados de la granulometría de B2 y B3 mostraron una proporción de grano M16 de 15%, de grano M30 de 38%, grano M40 de 13% y flóculo de 35%, obteniendo una relación de 1.3: 3.2: 1: 2.9, (menor proporción de grano superior a 1.1 mm y mayor proporción de flóculo). Esta distribución, pudo no favorecer la formación y desempeño de la membrana dinámica.

Liang y colaboradores mencionaron que las partículas superiores a 120  $\mu\text{m}$  en sistemas aerobios propician una mejor formación y desempeño de la membrana dinámica, debido a que las partículas de un menor tamaño atraviesan el textil o se quedan atrapadas dentro de los poros del material de soporte (Liang et al., 2013). Razón por la cual, se puede pensar que cuando se tiene una mayor proporción de flóculo, la membrana dinámica se tapaná con mayor rapidez y el tiempo de operación será menor. Situación que sucedió con B2 y B3, ya que ambas tuvieron un 35% de flóculo en el lodo inicial y su tiempo de operación fue de 21 días y 8 días, respectivamente, contrario a los casi 30 días que alcanzaron las cámaras A de las corridas 2 y 3.

Se observó que cuando se tuvo una mayor proporción de grano con un tamaño entre 0.6 a 1.1 mm las membranas no tuvieron un buen desempeño, posiblemente por una mala formación de la membrana dinámica. Según los resultados presentados, la mejor proporción corresponde con la de las cámaras A en las corridas 2 y 3. Esto debido a que la membrana dinámica se formó con partículas de mayor tamaño en igual proporción, lo que dio origen a una membrana dinámica con menor resistencia a filtración y mayor tiempo de operación (Chang et al., 2006). Además, otra ventaja de contar con una MD formada con partículas de gran tamaño es que estas protegerán el textil de la adhesión de partículas finas propensas al taponamiento.

**Tabla 4. 4.** Proporción de granulometría final para la corrida 1 e inicial para las corridas 2 y 3.

Tamaño de grano	Corrida 2		Corrida 3	
	A2 inicial	B2 inicial	A3 inicial	B3 inicial
<b>M16 (%)</b>	34	15	36	16
<b>M30 (%)</b>	37	39	35	37
<b>M40 (%)</b>	11	14	12	10
<b>F (%)</b>	18	32	17	37



En la tabla 4.5 se presentan los resultados de la masa de cada fracción en las muestras iniciales y finales de las cámaras en las corridas 2 y 3, mientras que se muestran los resultados de la masa final de la corrida 1. A lado derecho la masa final de las cámaras de las corridas 2 y 3 se muestra el incremento o decremento que tuvo la masa al término del experimento, con un signo positivo o negativo, respectivamente.

En el caso de la cámara A de la corrida 2, el grano M16 disminuyó un 50% al término del experimento, mientras que la masa del grano M30, la del grano M40 y el flóculo aumentaron un 21%, 39% y 104%, respectivamente. La masa de los granos M16, M30 y M40 disminuyeron un 19%, 28% y 4%, respectivamente, mientras que la masa del flóculo aumentó hasta un 154% de su valor original para la cámara B de la corrida 2.

La masa de las partículas superiores a 1.2 mm de A3 disminuyó más de la mitad con respecto a la masa inicial, el grano M30 se mantuvo igual y el grano M40 disminuyó 22%; mientras que la masa del flóculo aumentó un 142% de su masa original.

Respecto a B3, la variación de cada uno de los tamaños de grano no fue notoria. Solo disminuyó un 13% del grano M16, un 6% del grano M30, un 8% del grano M40 y casi aumentó un 50% de la fracción del flóculo.

El aumento en la masa del flóculo de 104% en el experimento A2, 154% en B2, 142% en A3 y el 45% en el experimento B3 con base en sus respectivos valores iniciales, principalmente se debe a la retención de los sólidos suspendidos que son arrastrados en el efluente del reactor anaerobio. Sin embargo, el aumento en la fracción del flóculo también puede ser provocada por la desintegración de los gránulos del lodo.

La desintegración de los gránulos puede ser ocasionada por una baja carga orgánica volumétrica (COV) aportada por el influente de la cámara de filtración (salida del reactor UASB), ya que se presentaron valores promedio de 0.42 kg DQO m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> durante las corridas 1 y 2, y de 0.44 kg DQO m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> durante la corrida 3. Bajo esta condición de sustrato limitante, es posible que los gránulos de gran tamaño comenzaran a disgregarse hasta formar pequeñas partículas y flóculos (Xiao et al., 2008).

**Tabla 4. 5.** Masa de las fracciones de grano al inicio y término de los experimentos.

El signo positivo representa el incremento, mientras que el signo negativo simboliza una disminución.

Tamaño de grano	Corrida 1		Corrida 2						Corrida 3					
	A1	B1	A2			B2			A3			B3		
	final	final	inicial	final	Δ	inicial	final	Δ	inicial	final	Δ	inicial	final	Δ
M16 (g)	89	77	54	27	-50%	72	58	-19%	71	31	-56%	46	40	-13%
M30 (g)	19	67	58	70	+21%	95	69	-28%	68	68	0%	68	64	-6%
M40 (g)	19	19	18	25	+39%	23	22	-4%	23	18	-22%	24	22	-8%
F (g)	47	53	28	57	+104%	26	66	+154%	33	80	+142%	35	51	+45%
Total (g)	174	216	158	179	+13%	216	215	-0.5%	195	197	+1%	173	177	+2%

Se recomienda realizar un estudio más detallado respecto a la influencia que tiene el fraccionamiento del lodo sobre la formación y desempeño de la membrana dinámica en sistemas anaerobios, ya que la información con la que se cuenta es de reactores aerobios (Christensen et al., 2018; Liang et al.,

2013). Se sugiere realizar corridas con lodo anaerobio constituido con las fracciones que favorecieron el proceso, es decir, una proporción de 2.9: 3: 1: 1.5 de M16, M30, M40 y F, respectivamente.

Además, se sugiere llevar a cabo un análisis de la muestra inicial, intermedia y final del lodo. Con la muestra inicial es posible observar las características que llevan a la formación de la membrana dinámica, mientras que con la muestra final se puede analizar la evolución del lodo que llevó al taponamiento y a detener el experimento. Sin embargo, se desconocen las propiedades del lodo presente en la cámara externa que tuvo una incidencia durante la operación de la membrana dinámica, es decir, lo que favoreció o no su desempeño.

De igual manera, se recomienda realizar una determinación de granulometría sobre el lodo que forma la MD, con el fin de observar la distribución del tamaño de grano y flóculo que se encuentra en la biopelícula.

#### 4.4.3 Sustancias poliméricas extracelulares

El buen funcionamiento de un reactor UASB es caracterizado por una buena formación de gránulos de lodo metanogénico, lo cual resulta en un elevado contenido de biomasa dentro del reactor (Gavala et al., 1999). Las sustancias poliméricas extracelulares (SPE) actúan como el pegamento que mantiene las células adheridas para formar agregados microbianos (flóculos o gránulos) (Li and Yang, 2007). Con el fin de evaluar los cambios en las SPE en el lodo al inicio y final de la operación, así como en la membrana dinámica, y relacionarlos con la formación y el desempeño de la MD, fue necesario determinar estas sustancias y diferenciarlas en sus fracciones fuertemente (tightly-bound: TB SPE) o débilmente ligadas (loosely-bound: LB SPE) a los sólidos suspendidos; así como las partes asociadas a proteínas y a carbohidratos.

En la figura 4.18 se presenta la concentración inicial y final de las SPE en el lodo anaerobio de los experimentos A2, B2, A3, B3. En los experimentos A1 y B1 no se realizó la determinación de las SPE al inicio de la corrida de filtración, por lo que solo se cuenta con el valor final.

La concentración final de SPE totales en A1 fue de  $65.9 \text{ mg (g SV)}^{-1}$ , de los cuales el 85.3% corresponde a las SPE fuertemente ligadas (TB SPE), mientras que el 14.7% restante se refiere a las SPE débilmente ligadas (LB SPE). En cuanto al contenido total de SPE de B1 se obtuvo un valor de  $93 \text{ mg (g SV)}^{-1}$ , con un 85.4% de TB SPE y un 14.6% de LB SPE.

Los resultados de A2 mostraron un contenido inicial de EPS de  $95.9 \text{ mg (g SV)}^{-1}$  y una reducción del 16.4% como se puede observar en la tabla 4.6, alcanzado un valor de  $80.2 \text{ mg (g SV)}^{-1}$ . El experimento B2 tuvo un ligero decremento del 3.5%, partiendo de un valor de  $118.7 \text{ mg (g SV)}^{-1}$  hasta llegar a  $114.5 \text{ mg (g SV)}^{-1}$ .

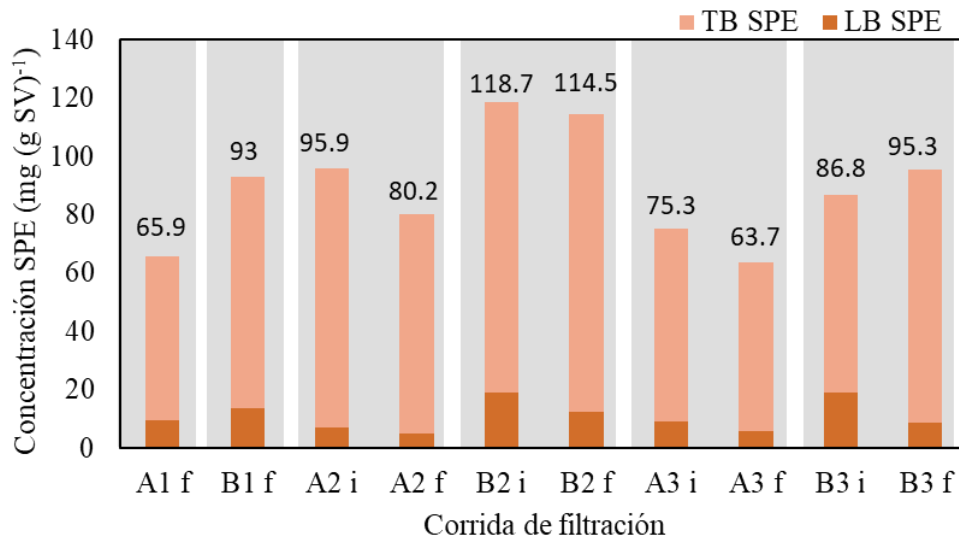
A3 mostró una disminución del 15.4% de su valor inicial (i.e.  $75.3 \text{ mg (g SV)}^{-1}$ ), obteniendo una concentración final de  $63.7 \text{ mg (g SV)}^{-1}$ . A diferencia de las corridas anteriores, B3 presentó un aumento del 11%, con una concentración inicial de  $86.8 \text{ mg (g SV)}^{-1}$  y una concentración final de  $95.3 \text{ mg (g SV)}^{-1}$ .

Durante condiciones de estrés (e.g. baja concentración de sustrato, cortos tiempos de retención hidráulica que llevan a una alta velocidad ascendente, el esfuerzo cortante ocasionado por burbujeo

de biogás como método de control de taponamiento y tiempos de retención celular bajos) se tiene un aumento en la producción de las sustancias poliméricas extracelulares, como un mecanismo de defensa propio de los microorganismos presentes en el medio (Ceron-Vivas, 2013; Salazar Peláez, 2011; Wang et al., 2009).

Las cargas orgánicas volumétricas disponibles en los seis experimentos fueron iguales a  $0.25 \pm 0.006$  kg DBO  $m^{-3} d^{-1}$  y  $0.43 \pm 0.011$  kg DQO  $m^{-3} d^{-1}$ , lo cual, de acuerdo con lo revisado anteriormente, se presentó una carga orgánica muy baja (Xiao et al., 2008). Con esto se puede asumir que, durante la operación de los experimentos, se produjo una liberación de sustancias poliméricas celulares; sin embargo, como estas condiciones de estrés se prolongaron durante 84 días en A1, 102 días en B1, 29 y 28 días en B1 y B2, respectivamente, y 37 y 21 días en A3 y B3, respectivamente, se llegó a un decaimiento endógeno. En el cual, los microorganismos emplearon las SPE como sustrato (Kang and Yuan, 2019).

Otra posibilidad es que la disminución de la concentración de las SPE se debe a la unión de los grupos ionizables de las SPE con los cationes divalentes, como el calcio ( $Ca^{+2}$ ) y el magnesio ( $Mg^{+2}$ ), presentes en el sobrenadante de la cámara. Esto no sólo ocasiona que las cargas negativas de los exopolímeros se neutralicen parcialmente, sino que se forman estructuras complejas que refuerzan la estructura de la biopelícula, facilitando la adherencia de sustancias taponantes e incrementando la resistencia a la filtración (Lin et al., 2014).



**Figura 4. 18.** Concentración de sustancias poliméricas extracelulares al inicio y final de cada experimento. Sobre las barras se muestra la concentración total de las SPE.

En la tabla 4.6 se presentan el incremento o decremento que presentaron las concentraciones de las SPE totales y sus fracciones. Como se puede observar el contenido inicial de LB SPE disminuyó un  $31.2 \pm 3.5\%$  en A2, B2 y A3, mientras que en el experimento B3 se tuvo un decremento del 54% con respecto a su valor inicial. Las LB SPE son la capa más difusa y externa que rodea la célula, y como su nombre lo indica están débilmente ligadas al núcleo del aglomerado (Li and Yang, 2007). Puede especularse que el notorio decremento de las LB SPE sea debido a la adhesión de estas sustancias a la biopelícula de la membrana dinámica; sin embargo, en el presente trabajo no se obtuvieron



suficientes resultados para comprobar la hipótesis. Otra hipótesis es que el lodo de la cámara de filtración está activo y recibe una baja carga orgánica, como fue mencionado en la sección anterior. Ante una fuerte limitación de sustrato, los microorganismos recurren a sus reservas (consumo endógeno), siendo las SPE una fuente de sustrato en tales casos.

Adicional a esto, según Ding y colaboradores (2015), la fracción de SPE débilmente ligada es la que presenta una mayor incidencia de taponamiento de la membrana dinámica.

En cuanto a la concentración de las TB SPE, en los experimentos A2 y A3 se tuvo un decremento del  $14.5 \pm 1.8\%$  con respecto a su valor inicial, mientras que B2 presentó un ligero aumento del 2.1% y B3 mostró un incremento del 27.6%.

**Tabla 4. 6.** Concentración inicial y final de las SPE totales, débilmente ligadas (LB SPE) y fuertemente ligadas (TB SPE).

El signo positivo representa el incremento, mientras que el signo negativo simboliza una disminución.

Concentración de SPE	A1		A2			B2			A3			B3		
	Final	Final	Inicial	Final	$\Delta$ %	Inicial	Final	$\Delta$ %	Inicial	Final	$\Delta$ %	Inicial	Final	$\Delta$ %
<b>LB SPE</b> (mg (g SV) <sup>-1</sup> )	9.7	13.5	7	5.1	-27.1	18.9	12.6	-33.3	9	6	-33.3	19	8.8	-54
<b>TB SPE</b> (mg (g SV) <sup>-1</sup> )	56.2	79.5	88.9	75.1	-15.5	99.8	101.9	+2.1	66.3	57.7	-13	67.8	86.5	+27.6
<b>Total</b> (mg (g SV) <sup>-1</sup> )	65.9	93	95.9	80.2	-16.4	118.7	114.5	-3.5	75.3	63.7	-15.4	86.8	95.3	+11

En la figura 4.19 se muestra la concentración de carbohidratos y proteínas extracelulares que se presentó en las muestras de lodo al inicio y final del experimento. Nuevamente no se determinó la concentración inicial en los experimentos A1 y B1, por lo que únicamente se presentan los valores finales. En la parte superior de cada par de barras se muestra la relación de proteínas y carbohidratos (P/C).

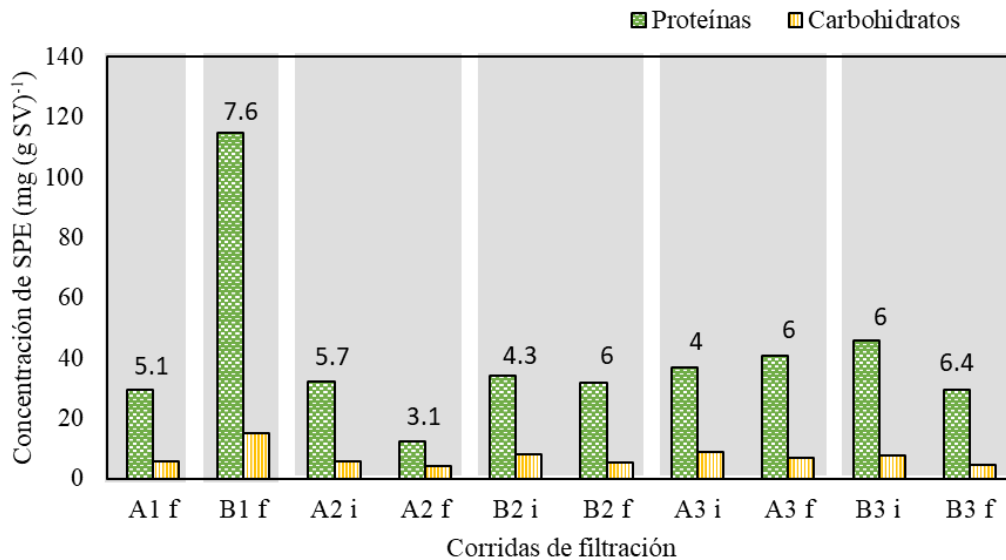
Como se puede observar, el contenido de proteínas es superior en todos los experimentos, tanto en la concentración inicial como en la final. En A1 y B1 se presentaron valores finales de  $29.5 \text{ mg (g SV)}^{-1}$  y  $114.5 \text{ mg (g SV)}^{-1}$ , respectivamente. El contenido de A2 a la entrada y la salida es de  $32.4 \text{ mg (g SV)}^{-1}$  y  $12.4 \text{ mg (g SV)}^{-1}$ , respectivamente. La concentración final de proteínas de B2 se mantuvo similar con respecto a la entrada con un promedio de  $33.11 \pm 1.6 \text{ mg (g SV)}^{-1}$ . De igual forma, en el experimento A3 se tuvo una concentración promedio de  $38.8 \pm 3 \text{ mg (g SV)}^{-1}$ , mientras que la concentración final de B3 tuvo un decremento de  $45.7 \text{ mg (g SV)}^{-1}$  a  $29.7 \text{ mg (g SV)}^{-1}$ . Los carbohidratos se mantuvieron en una concentración promedio de  $7.2 \pm 3.2 \text{ mg (g SV)}^{-1}$  durante los seis experimentos, siendo la concentración final de la corrida B1 la que presentó el mayor valor:  $15 \text{ mg (g SV)}^{-1}$ .

La relación de P/C que se presentó en los experimentos (i.e. 5.1 para A1, 5.7 y 3.1 para A2, 4.3 y 6 para B2, 4 y 6 para A3, y 6 y 6.4 para B3) se encuentra dentro de los valores reportados por Schmidt y Ahring (1996), quienes reportan un valor de 2 a 6. Mientras que B1 presentó una relación P/C ligeramente superior a los valores mencionados anteriormente.

Los microorganismos presentan mayor afinidad por los carbohidratos como fuente de carbono (Mandigan et al., 2015). Como se mencionó en apartados anteriores, las corridas estuvieron expuestas a períodos con hambruna. Es posible que en el caso del experimento B1, que fue el que tuvo mayor tiempo de operación, los microorganismos se alimentaran de los carbohidratos extracelulares que estaban presentes en el lodo anaerobio.

Varios estudios han reportado que la proteína es más abundante que los carbohidratos en la biomasa de sistemas de tratamiento de agua residual municipal (Ding et al., 2015; Ersahin et al., 2016b; Lin et al., 2011; Nouha et al., 2018; Quek et al., 2017; Schmidt and Ahring, 1996; Zhang et al., 2007), lo que sugiere que la proteína extracelular cuenta con un papel muy importante en la granulación.

En el estudio de Zhang y colaboradores (2007) se reportó que cuando aumentó la concentración de proteínas, de igual forma incrementó la granulación del lodo. Lo cual se relaciona con los resultados de desgranulación que se presentaron anteriormente, ya que al término de cada corrida se tuvo una disminución en el gránulo de lodo y un aumento de la masa del floculo, mientras que en la gráfica de la figura 4.19 se observa que al término de cada corrida se tuvo una disminución en la concentración de proteínas.



**Figura 4. 19.** Concentración de proteínas y carbohidratos extracelulares en el lodo de las cámaras de filtración al inicio (i) y al final (f). Sobre las barras se encuentra la relación P/C.

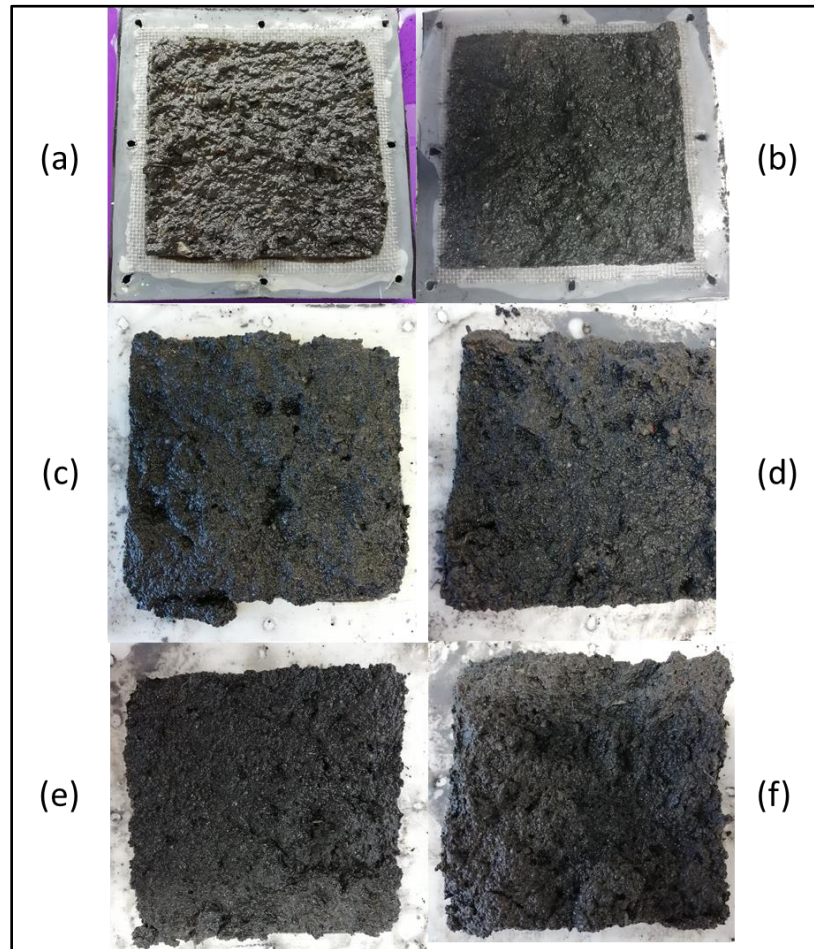
### 4.3 CARACTERIZACIÓN DE LA MEMBRANA DINÁMICA

Al término de cada experimento se llevó la membrana dinámica al laboratorio para realizar una determinación de sólidos totales, volátiles y fijos, así como extraer las sustancias poliméricas extracelulares con su fracción de carbohidratos y proteínas. Además, se le realizaron observaciones al MEB.

Zhang et al. (2011) consideró a la membrana dinámica como formada de dos capas: la membrana interna, que se encuentra más adherida a la superficie del soporte, y la capa externa, la cual está más suelta y puede desprenderse al retirar el módulo de filtración del sistema, sin necesidad de utilizar una fuerza externa. Como se detalla en el capítulo de Metodología, previo a cada análisis se realizó

un suave “barrido” con agua potable a la membrana dinámica (movimientos verticales del marco con la membrana, dentro de un recipiente con agua), con el fin de eliminar el exceso de biopelícula que no se encontraba adherida al textil. Esta capa se puede considerarse como la capa externa según Zhang y colaboradores.

Como se puede observar en las fotografías de la figura 4.20, las MDs de las cámaras A (figura 4.20a) y B (figura 4.20b) de la corrida 1 se encuentran más adheridas al soporte, mientras que en los experimentos A2, B2, A3 y B3 (figura 4.20 c, d, e, f) la membrana que se formó se encuentra débilmente adherida al textil (textura más esponjosa). Además de las fotografías, esta situación se observó durante la toma de muestra para realizar las determinaciones, ya que la MD de las cámaras A y B de las corridas 2 y 3 se desprendían del soporte sin necesidad de un instrumento externo. La razón de la diferente adhesión y compactación de las MD puede deberse al tiempo de operación de cada experimento, ya que A1 y B1 operaron durante 84 días y 103 días, respectivamente, mientras que A2, B2, A3 y B3 no superaron los 40 días de continuo funcionamiento.



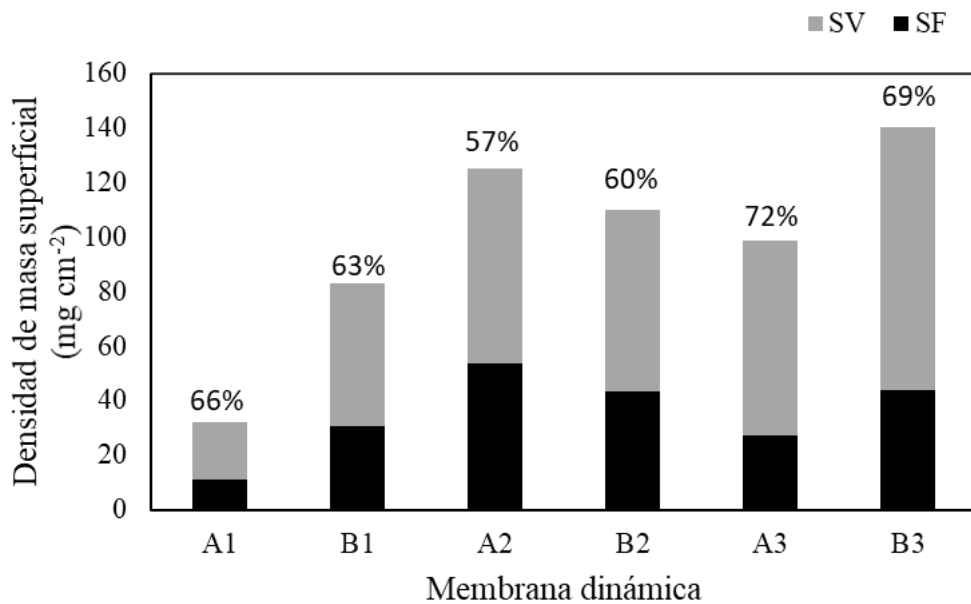
**Figura 4. 20.** Fotografías de las membranas dinámicas de cada corrida: a) A1, b) B1, c) A2, d) B2, e) A3, y f) B3.

En la figura 4.21 se muestra la densidad de masa superficial ( $\text{mg cm}^{-2}$ ), es decir, la masa por unidad de área, de las membranas dinámicas de los 6 experimentos. Como se puede observar, A1 presentó

la menor densidad superficial con respecto a las demás corridas con un valor de  $32.4 \text{ mg cm}^{-2}$ . B1 tuvo una densidad de  $83 \text{ mg cm}^{-2}$ , A2 y B2 presentaron una densidad de  $125 \text{ mg cm}^{-2}$  y  $110 \text{ mg cm}^{-2}$ , mientras que A3 y B3 mostraron resultados de  $98.5 \text{ mg cm}^{-2}$  y  $140.3 \text{ mg cm}^{-2}$ , respectivamente. Para ejemplificar el grosor de las membranas dinámicas, en las figuras 4.22 y 4.23 se muestran fotografías de la vista frontal y lateral de las membranas de los experimentos B1 y B2, las imágenes de los experimentos A1, A2, A3 y B3 se encuentran en el anexo C (ver figuras C1, C2, C3 y C4). El grosor promedio se calculó tomando la altura de diferentes puntos en la superficie de la membrana. El grosor promedio de la biopelícula de A1 es de 60 mm, mientras que B1, A2, B2, A3 y B3 tuvieron un grosor promedio de 1.14 cm, 1.14 cm, 94 mm, 1 cm y 1.3 cm, respectivamente. Es importante mencionar que la superficie de la membrana dinámica no es regular, por lo cual el grosor promedio es solo una estimación. Se sugiere que se busque realizar una medición (topografía) de la superficie completa de la membrana dinámica, con el propósito de conocer su volumen total.

Varios autores han reportado la relación que existe entre el buen desempeño de la corrida de filtración y el grosor de la membrana dinámica, como es el caso de Loderer y colaboradores (2012), quienes aseguraron que cuando se tiene un mayor grosor de la biopelícula se tendrá un mayor rechazo de las partículas y un permeado de mejor calidad. Sin embargo, otro factor que tiene gran incidencia en el desempeño de la membrana dinámica es el tiempo de operación, ya que entre mayor sea el tiempo de operación, mayor será la compactación de dicha biopelícula, y como consecuencia se tendrá una mejor separación sólido- líquido (Siddiqui et al., 2019).

Como se mencionó anteriormente en los resultados, A1 y B2 tuvieron una mayor compactación comparado con los otros experimentos, debido a que el tiempo de operación fue de 84 y 103 días, respectivamente, siendo estas cámaras las que tuvieron un mejor desempeño, lo que va en sentido de lo que mencionan Siddiqui y colaboradores. A1 presentó un tiempo de filtración efectiva de 65 días, mientras que B1 produjo un permeado que cumplió con el criterio de filtración efectiva durante 90 días.



**Figura 4. 21.** Densidad de masa superficial de la MD en cada corrida. Sobre las barras se muestra la fracción de sólidos volátiles de la biopelícula.

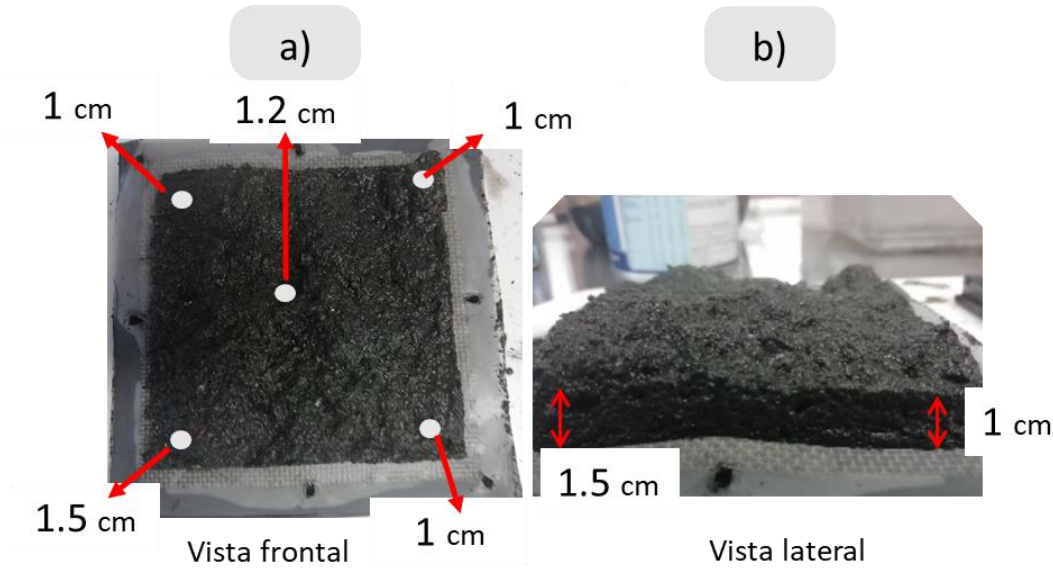


Figura 4. 22. Grosor de la membrana dinámica B1: a) Vista frontal, y b) Vista lateral.

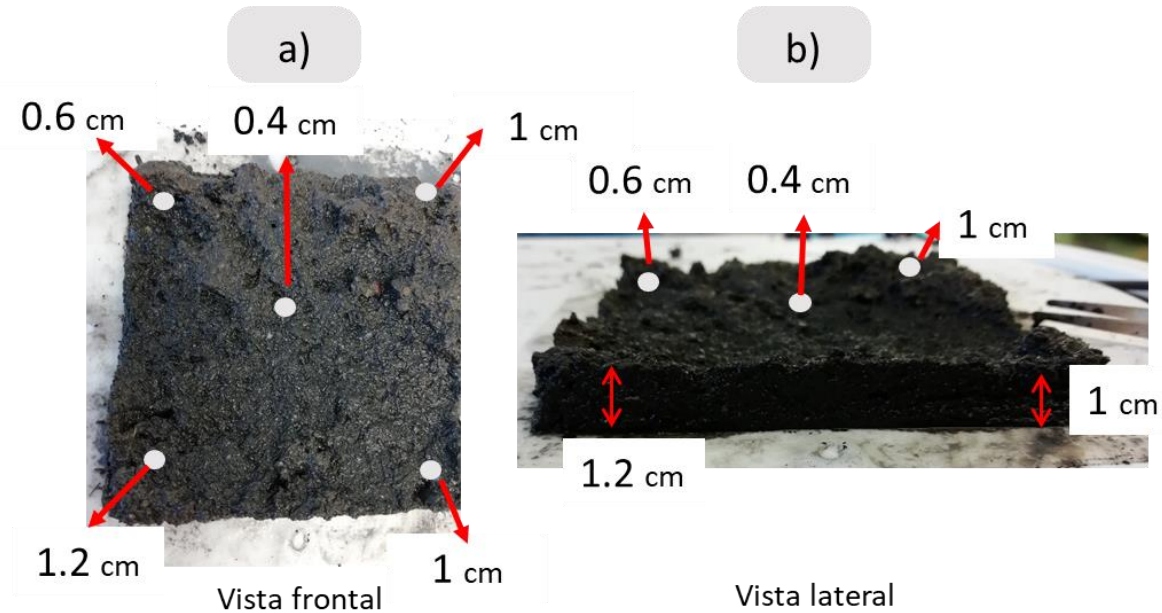
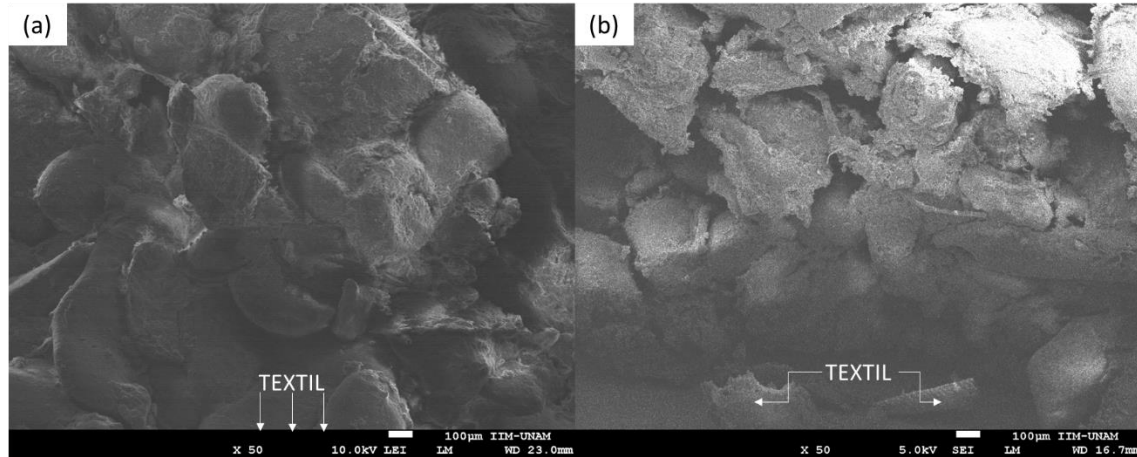


Figura 4. 23. Grosor de la membrana dinámica B2: a) Vista frontal, y b) Vista lateral.

La capa gel tiene un papel muy importante en la filtración dinámica, ya que se le atribuye el rechazo de partículas finas (inferiores a  $1.0 \mu\text{m}$ ), por lo cual un buen desempeño de la membrana dinámica dependerá de la formación de la capa gel (Fan and Huang, 2002). Durante la formación de la MD, Cinar y colaboradores (2016) mencionan que principalmente se consolida la capa gel en el soporte y posteriormente se depositan las partículas de lodo presentes en el medio, las cuales irán aumentando la resistencia a la filtración. En la figura 4.24 se muestran las fotografías al MEB de la vista lateral de



la membrana secundaria en los experimentos B1 (figura 4.24a) y A3 (figura 4.24b). No es posible distinguir una capa gel en ambas imágenes; sin embargo, se identifica que la biopelícula está compuesta de varias capas, es decir, una estratificación de las partículas presentes en el medio. La capa gel es un campo que aún no se ha estudiado suficientemente (Cinar et al., 2016), por lo que representa una línea de interés para futuros trabajos.



**Figura 4. 24.** Imágenes al MEB: Vista lateral de la membrana dinámica en experimentos: a) B1 y b) A3.

Las EPS y los productos microbianos solubles proveen adhesión de las bacterias en forma de agregados y biopelículas (Ersahin et al., 2016b; Kunacheva and Stuckey, 2014; Wang et al., 2012); razón por la cual su estudio es importante en los sistemas de membranas dinámicas, tanto en términos de filtración dinámica como sustancias taponantes (Quek et al., 2017).

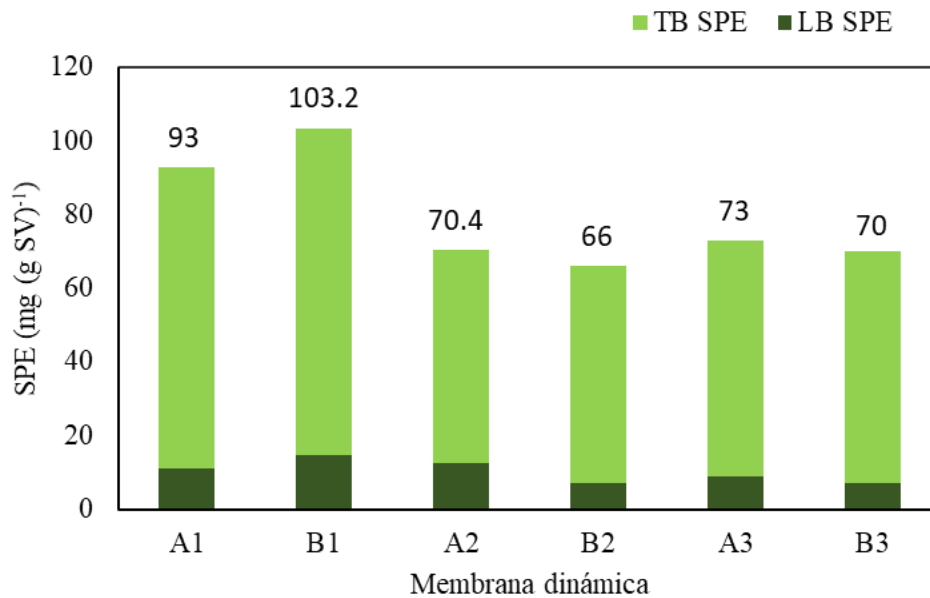
En la figura 4.25 se muestra la comparación de la concentración de las sustancias poliméricas extracelulares extraídas de la biopelícula de cada membrana dinámica. Se puede observar que las SPE débilmente ligadas (LB SPE) se mantuvieron en muy baja concentración en todas las biopelículas: 11 mg LB SPE (g SV)<sup>-1</sup>, 14.8 mg LB SPE (g SV)<sup>-1</sup>, 12.4 mg LB SPE (g SV)<sup>-1</sup>, 6.93 mg LB SPE (g SV)<sup>-1</sup>, 9 mg LB SPE (g SV)<sup>-1</sup>, y 6.93 mg LB SPE (g SV)<sup>-1</sup> para A1, B1, A2, B2, A3 y B3, respectivamente; representando solo un 12.7±0.02% de la concentración total de SPE.

En cuanto a los exopolímeros fuertemente ligados (TB SPE) se presentaron concentraciones de 82 mg TB SPE (g SV)<sup>-1</sup> para A1, 88.4 mg TB SPE (g SV)<sup>-1</sup> para B1, 58 mg TB SPE (g SV)<sup>-1</sup> para A2, 59 mg TB SPE (g SV)<sup>-1</sup> para B2, 63.9 mg TB SPE (g SV)<sup>-1</sup> para A3, y 63 mg TB SPE (g SV)<sup>-1</sup> para B3; representando el 87.3±0.02% restante de la concentración total de las SPE.

Se espera que la membrana dinámica presente una mayor concentración de SPE que el medio en el que se sumerge (Siddiqui et al., 2019); sin embargo, en este experimento el soporte se sumergió directamente en lodo anaerobio, razón por la cual, las concentraciones del lodo son ligeramente superiores a las de la membrana dinámica.

El aumento de las SPE en los experimentos A1 y B1 se podría explicar con el tiempo de operación, ya que, al operar durante 84 y 103 días, respectivamente, se propició la acumulación y síntesis de compuestos extracelulares en la biopelícula. Una mayor concentración de SPE ayudarán a que la

membrana dinámica se mantenga unida gracias a las interacciones poliméricas que se llevan a cabo (Ersahin et al., 2016b; Liang et al., 2013).



**Figura 4. 25.** Concentración de sustancias poliméricas extracelulares en las MD de los seis experimentos. Sobre las barras se encuentra la concentración de SPE totales (mg (g SV)<sup>-1</sup>).

En la figura 4.26 se muestran las concentraciones de carbohidratos y proteínas extracelulares presentes en las membranas dinámicas de los seis experimentos. Se observa que la concentración de proteínas fue superior a la concentración de carbohidratos en todas las corridas. A1 y B1 presentan una relación P/C de 17.8 y 19.8, respectivamente, con una concentración de proteínas de 85 mg (g SV)<sup>-1</sup> y 73.8 mg (g SV)<sup>-1</sup> y una concentración de carbohidratos de 4.8 mg (g SV)<sup>-1</sup> y 3.7 mg (g SV)<sup>-1</sup>, para A1 y B1, respectivamente.

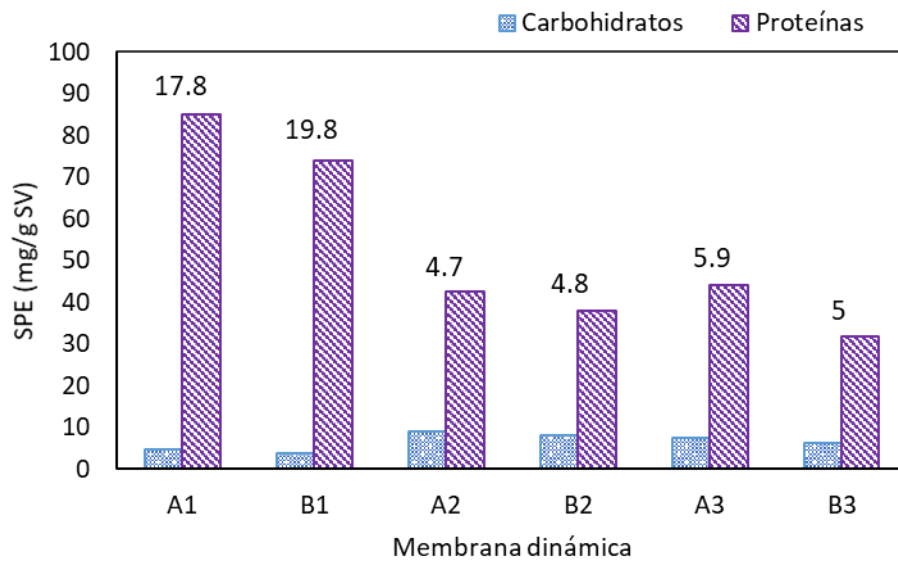
A2 y B2 tuvieron resultados similares, ambas MD presentaron una relación P/C de 4.7 y 4.8, respectivamente. El contenido de proteínas de A2 fue de 42.6 mg (g SV)<sup>-1</sup>, mientras que el de carbohidratos fue de 9 mg (g SV)<sup>-1</sup>. En el caso de B2, la concentración de proteínas y carbohidratos fue de 38 mg (g SV)<sup>-1</sup> y 8 mg (g SV)<sup>-1</sup>, respectivamente. La relación P/C de A3 y B3 fue de 5.9 y 5, respectivamente. A3 presentó valores de 44 mg de proteínas (g SV)<sup>-1</sup> y 7.5 mg de carbohidratos (g SV)<sup>-1</sup>, mientras que B3 mostró resultados de 31.8 mg de proteínas (g SV)<sup>-1</sup> y 6.4 mg de carbohidratos (g SV)<sup>-1</sup>.

La proteína de las sustancias poliméricas extracelulares es el parámetro más importante en la actividad de la aglomeración, debido a los puentes de hidrógeno que se encuentran en dichas moléculas (Nouha et al., 2018). Además, se ha reportado que las partículas de lodo presentan una mayor afinidad por las proteínas que por los polisacáridos (Ersahin et al., 2016b; Lee et al., 2003; Lin et al., 2011). Razón por la cual, se cree que al tener una mayor relación P/C se tendrá una mayor adherencia en las



partículas y como resultado se tendrá una buena formación y desempeño de la membrana dinámica (Quek et al., 2017).

Las relaciones P/C reportadas en los experimentos A2 (4.7), B2 (4.8), A3 (5.9) y B3 (5) se encuentran dentro de los valores reportados en la literatura (i.e. de 2 a 6) (Schmidt and Ahring, 1994), mientras que los valores de A1 y B1, fueron 17.8 y 19.8, respectivamente. Esto puede deberse a que después de un largo tiempo de operación, los microorganismos presentes en la biopelícula utilizaron los carbohidratos extracelulares como fuente de carbono. Lo cual pudo haber llevado al paro del experimento, ya que, según Ersahin y colaboradores (2016b), el aumentar la relación P/C resulta en una mayor resistencia a la filtración y una mayor PTM. Sin embargo, el rol de las sustancias poliméricas extracelulares en la formación y desempeño de la membrana dinámica aún no está claro (Yu et al., 2016).



**Figura 4. 26.** Concentración de carbohidratos y proteínas en MD. Sobre las barras se encuentra la relación Proteína / Carbohidrato (P/C).

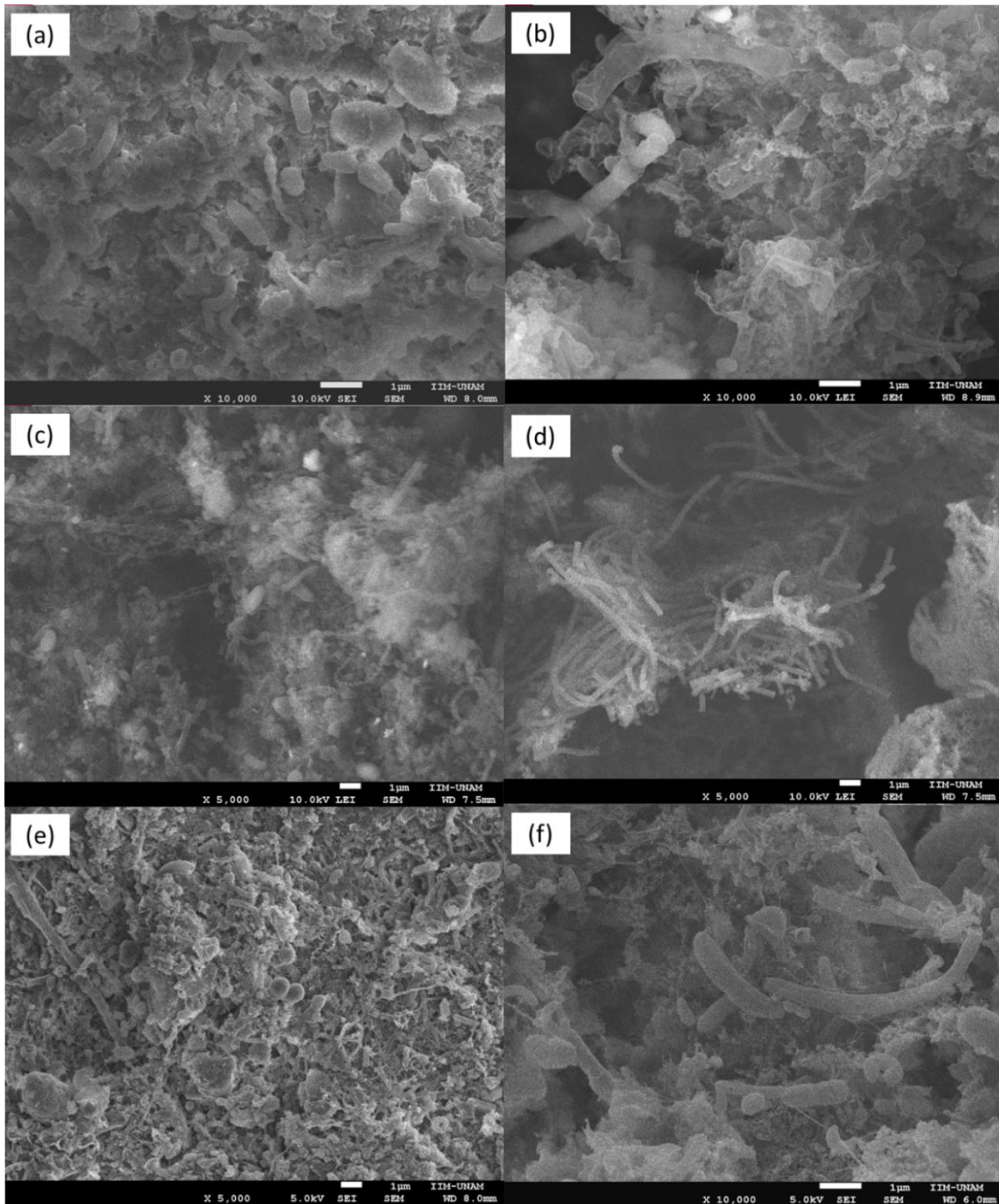
De acuerdo con la literatura, los productos microbianos solubles (PMS) tienen un papel muy importante en el taponamiento de la membrana, ya sea convencional o dinámica, incluso más que las sustancias poliméricas extracelulares, debido a las interacciones que se ocasionan entre el medio, los microorganismos presentes, las SPE, el textil y la biopelícula (Barker and Stuckey, 1999; Cinar et al., 2016; Ersahin et al., 2016b; Kunacheva et al., 2017; Laspidou and Rittmann, 2002; Lin et al., 2009; Luna et al., 2014; Ni et al., 2011; Wang et al., 2008; Zhang et al., 2010). Debido a lo anterior, se recomienda realizar un análisis de la cuantificación y composición de los PMS, con el fin de intentar entender el papel que juegan en la formación y desempeño de las membranas dinámicas.

De igual forma, además de realizar la determinación de SPE y SMP en el lodo al inicio y término de la corrida, así como en la biopelícula de la membrana dinámica, se sugiere llevar a cabo un seguimiento, tanto de SPE como de SMP, en el efluente del reactor UASB (entrada) y en el permeado de la cámara externa (salida), para tener un balance de masa completo y conocer la cantidad de

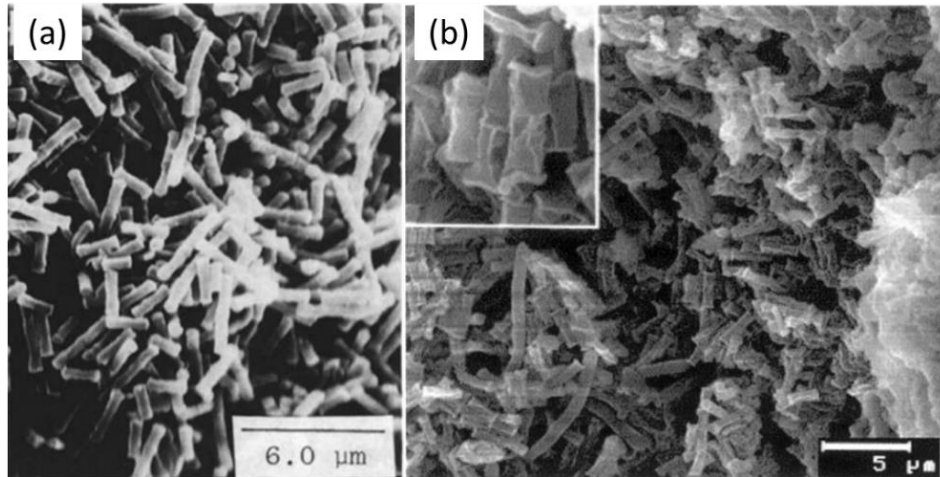
sustancia que es retenida (también removida en el caso de las SPE) en la cámara y relacionarlo con su interacción con la biopelícula de la MD.

La membrana dinámica es una biopelícula que se forma con las sustancias que están presentes en el medio a filtrar, como pueden ser sólidos en suspensión (SS) en aguas residuales (Ersahin et al., 2012). La figura 4.27 muestra imágenes típicas al microscopio electrónico de barrido de la capa taponante, en las cuales se pueden observar flóculos de lodo y microorganismos en formas de coco, bacilos, espiroquetas y bacterias filamentosas.

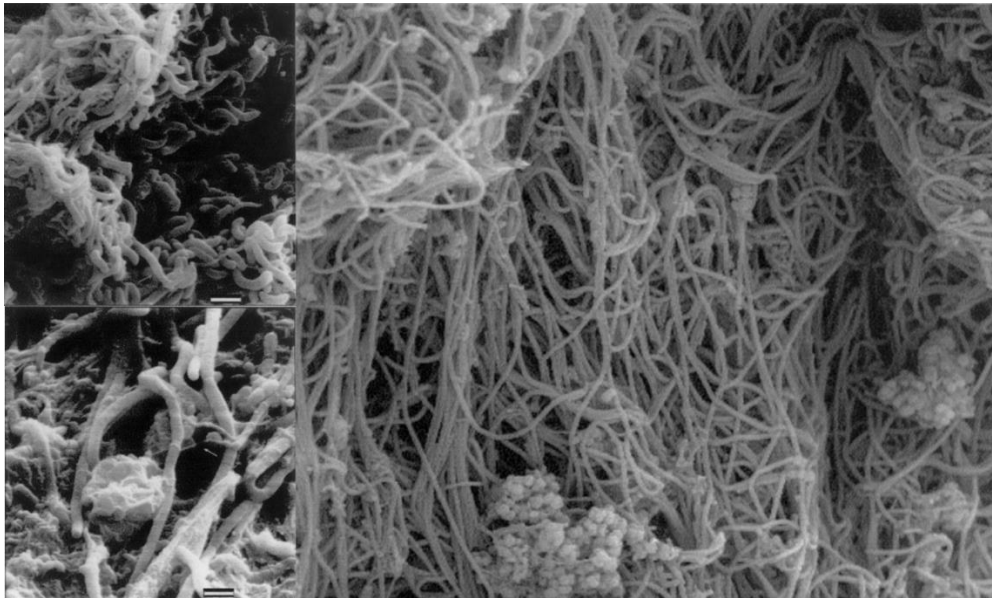
La presencia del organismo *Methanosaeta spp* en el estudio de muestras de lodo anaerobio es de esperarse, ya que este microorganismo es el encargado de convertir acetato en metano en medio anaerobio con bajas condiciones de acetato (Araujo et al., 2003). Comúnmente se puede encontrar en dos formas morfológicas en los gránulos: una bacteria en forma de barra en fragmentos de cuatro a cinco células y un tipo filamentosos que consiste en bacterias multicelulares largas en forma de barra (Schmidt and Ahring, 1996) o de espaguete. En la figura 4.27b y 4.27f, se tienen algunas estructuras tubulares que se sugiere son especies de *Methanosaeta spp* del primer tipo morfológico descrito por Schmidt y Ahring (1996). De igual forma, se asemejan con las imágenes al MEB tomadas por Araujo et al. (2003) y Chang et al. (1993), como se muestra en la figura 4.28. En la figura 4.27d se presenta el segundo tipo morfológico de la bacteria *Methanosaeta spp*, la cual se compara con las imágenes obtenidas por Araujo y colaboradores (2003), las cuales se presentan en la figura 4.29.



**Figura 4. 27.** Imágenes al MEB de la biopelícula que forma las MD: a) A1, b) B1, c) A2, d) B2, e) A3, y f) B3.



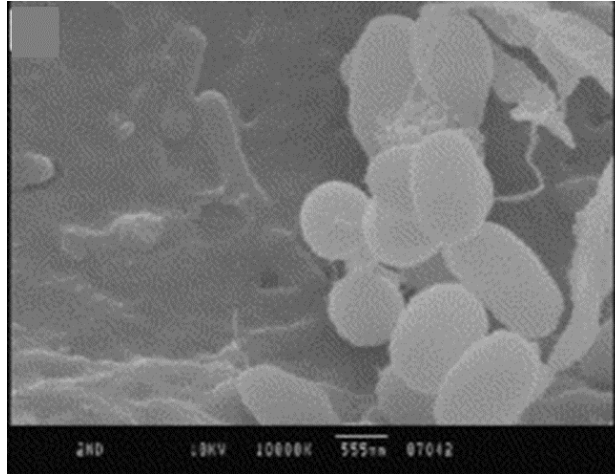
**Figura 4. 28.** Imágenes de *Methanosaeta spp* vista al MEB: a) Chang et al. (1993), y b) Araujo et al. (2003).



**Figura 4. 29.** Imágenes de *Methanosaeta spp*. proveniente de un gránulo anaerobio vista al MEB (Araujo et al., 2003).

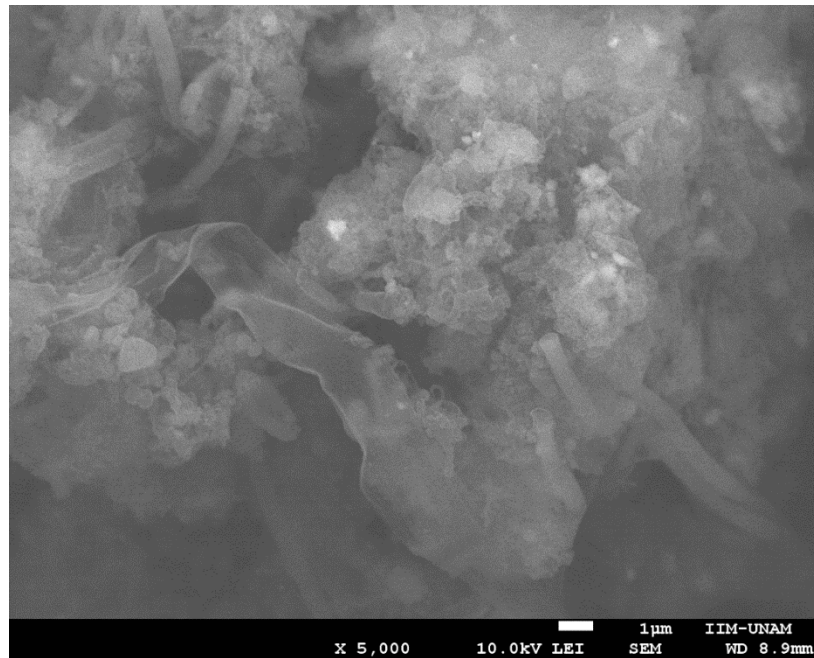
Otro microorganismo que está presente en los medios anaerobios es la *Methanosarcina spp*, la cual es una arquea en forma de coco que se encuentra principalmente en gránulos anaerobios con diámetro de 1-3 mm (Schmidt and Ahring, 1996). En el centro de la figura 4.27e se observan estructuras de tipo morfológico coco, lo cual sugiere que puedan ser alguna especie de *Methanosarcina spp*. En la figura 4.30 se muestra una imagen tomada al microscopio electrónico de barrido de dicha arquea realizada por Yang y colaboradores (2004).





**Figura 4. 30.** *Methanosarcina spp* tomada al MEB de un reactor con esponja vegetal como soporte (Yang et al., 2004).

En la fotografía de la figura 4.31, además de observar la arquea *Methanosaeta spp* (antes llamada *Methanoprix spp*), se puede notar que los microorganismos se encuentran rodeados de materia, lo cual puede ser la matriz de sustancias poliméricas extracelulares.



**Figura 4. 31.** Imágenes al MEB de la biopelícula de la MD de la corrida B1.

Como se mostró, cada una de las biopelículas (figuras 4.27a, b, c, d, e y f) mostró diferentes formas de microorganismos. Según Quek y colaboradores (2017), es posible que cada microorganismo tenga una función específica, tanto en el medio como en la biopelícula. Razón por la cual se sugiere se realice un análisis metagenómico, con el fin de conocer la diversidad microbiológica que existe e identificar que propicien una mejora en la producción de biogás o aquellas que contribuyan a la producción de las sustancias poliméricas extracelulares.

#### 4.4 REMOCIÓN DE DQO TOTAL Y SOLUBLE

Durante la corrida 3, se realizó la determinación de la demanda química de oxígeno (DQO) para ambas cámaras. En las figuras 4.32, 4.33, 4.34 y 4.35 se muestran las gráficas del seguimiento de la DQO total y la DQO soluble con respecto a tiempo para A3 y B3. Los puntos indican la concentración de la DQO en el sobrenadante, los rombos representan la concentración en el permeado y el porcentaje de remoción se muestra con una línea continua.

Como se puede observar en las gráficas de la DQO total, los valores del permeado comenzaron a disminuir con el paso del tiempo a pesar del incremento de la concentración en el sobrenadante. Se obtuvieron valores mínimos de 62 mg L<sup>-1</sup> en A3 y de 49 mg L<sup>-1</sup> en B3, alcanzando porcentajes de remoción promedio de 73±12% y 81±15%, respectivamente.

En las tablas 4.7 y 4.8 se muestran los resultados de una recopilación de los trabajos existentes de biorreactores anaerobios de membrana dinámica que presentan datos de remoción de DQO. Como se puede observar en la mayoría de los trabajos, la DQO total en el efluente es igual o mayor a 100 mg L<sup>-1</sup> (referencias número 1, 2, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 11, 12, 14 y 15), con porcentajes de remoción superiores a 75%. Todos los autores afirman que la remoción de la DQO total se debe a que la membrana dinámica actúa como un filtro que retiene el material particulado reduciendo de esta forma la concentración de la DQO.

A pesar de las altas eficiencias de remoción de la DQO presentada en la literatura consultada, las membranas dinámicas de las cámaras A3 y B3 lograron valores muy por debajo de los 100 mg L<sup>-1</sup> con un agua de alimentación de 432±201 mgDQO L<sup>-1</sup> y 388±107 mgDQO L<sup>-1</sup>, respectivamente. Siendo estos los valores más bajos que se han reportado en biorreactores anaerobios de membrana dinámica, sin considerar a Yang y colaboradores (2017) que alcanzaron una DQO por debajo de los 20 mg L<sup>-1</sup>, ya que emplearon un agua residual sintética compuesta únicamente de ácidos grasos volátiles (i.e. acetato, butirato y propionato).

Se calculó el valor teórico de la Demanda Bioquímica de Oxígeno a los cinco días (DBO<sub>5</sub>) de los valores obtenidos en el experimento empleando la siguiente relación para agua residual municipal de baja carga (DQOt = 500 mg L<sup>-1</sup>) (Henze, 2008).

$$\frac{DQO}{DBO_5} = 1.75$$

Despejando:

$$DBO_5 = \frac{DQO}{1.75}$$

Por lo tanto, la DBO promedio de A3 y B3 es igual a 53±11 mg L<sup>-1</sup> y 29±12 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. B3 cumplió con los límites marcados por la normatividad mexicana para agua tratada con calidad de reúso con contacto directo (i.e. 30 mg L<sup>-1</sup>) durante el 71% del tiempo de operación.

Pese a que los valores de A3 no estuvieron dentro del rango dictado por la NOM-003-SEMARNAT-1997, los resultados reflejan un acercamiento prometedor a los valores deseados aprobados por el Estado.

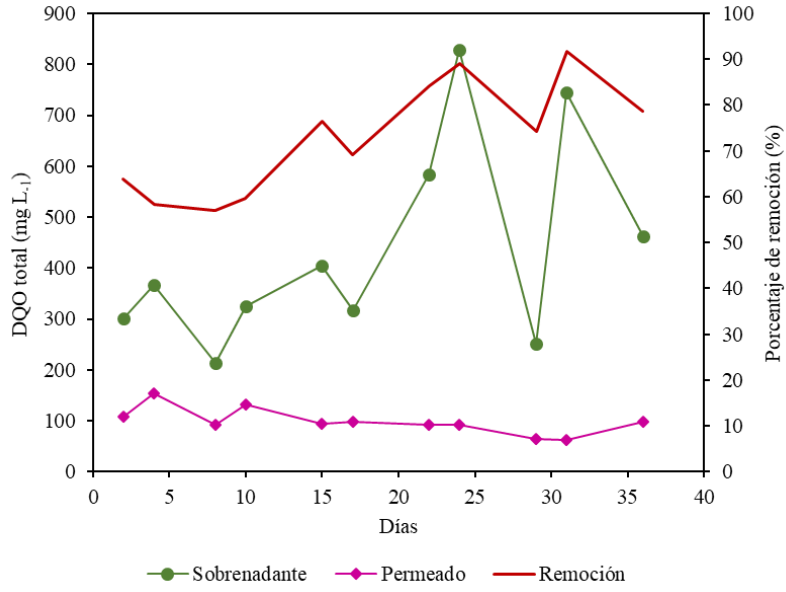


Figura 4. 32. Seguimiento de la DQO total de A3.

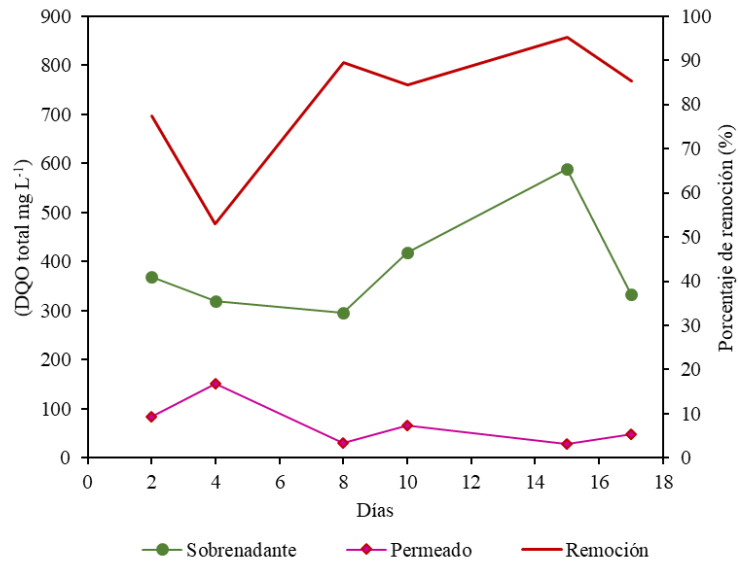


Figura 4. 33. Seguimiento de la DQO total de B3.



**Tabla 4. 7.** Comparación entre trabajos de biorreactores anaerobios de membrana dinámica.

Sustrato DQO Influyente (mg L <sup>-1</sup> )	Módulo (material de soporte)	Flux (L m <sup>-2</sup> h <sup>-1</sup> )	DQO total Permeado (mg L <sup>-1</sup> )	DQO soluble Permeado (mg L <sup>-1</sup> )	Ref.	Referencia
Agua residual real (DQOt = 302±87)	Hoja plana Dacron 61 µm	65	120.8±34	ND	1	(Zhang et al., 2010)
Efluente desarenador (DQOt = 298±75.7)	Hoja plana Dacron 61 µm	65	105.3±31.5	ND	2	(Zhang et al., 2011)
Agua residual real (DQOt = 413.4±156.4)	Hoja plana Dacron 61 µm	60	76.2±29.7	ND	3	(Ma et al., 2013a)
Agua residual sintética (DQOt = 5000)	Hoja plana CF Poliamida/nylon tejido de monofilamento 200 µm	1-7.2	1250	ND	4	(Alibardi et al., 2014)
Agua residual sintética (DQOt = 20,100±310) (DQOs = 360±50)	Hoja plana Polipropileno de monofilamento 10 µm	2.6	115±20 95±12	ND	5	(Ersahin et al., 2014)
Agua residual real (DQOt = 991±274)	Hoja plana Poliéster y polipropileno 25, 50 y 100µm	82	212±78 Con la mejor combinación	ND	6	(González-Ortega, 2014)
Agua residual real (DQOt = 247-570)	Hoja plana Polipropileno 50 µm	25-100	200	90	7	(Villalba Pastrana, 2015)
Agua residual sintética (DQOt = 900)	Hoja plana CF Poliamida/nylon tejida 200 µm	1.4-28	~100	≤100	8	(Alibardi et al., 2016)
Agua residual sintética (DQOt = 20,100±75.7) (DQOs = 11500±35)	Hoja plana Polipropileno de monofilamento 10 µm	2.2	200	115±15	9	(Ersahin et al., 2016a)
Agua residual sintética (DQOt = 20,100±310) (DQOs = 11500±35)	Hoja plana Polipropileno de monofilamento 10 µm	2.2	ND	105±25	10	(Ersahin et al., 2016b)
Agua residual real (DQOt = 120-757) (DQOs = 60-293)	Hoja plana Polipropileno 50 µm	25-100	140 - 220	80-120	11	(Rodríguez- Medina, 2016)
Agua residual sintética (DQOt = 5000)	Hoja plana CF Poliamida/nylon tejido de monofilamento 200 µm	3.3-5.1	1254±420 990±250	ND	12	(Saleem et al., 2016)
Filtrado de lodo aerobio (DQOs = 30±17)	Hoja plana Dacron 39 µm	~15	ND	110±40	13	(Yu et al., 2016)
Agua residual sintética (DQOt = 20,100±75.7) (DQOs = 240±30)	Hoja plana Polipropileno de monofilamento 10 µm	2.2	100±10	85±10	14	(Ersahin et al., 2017)

ND: No determinado

**Tabla 4. 8.** Comparación entre trabajos de biorreactores anaerobios de membrana dinámica (*Continuación*).

Sustrato DQO Influyente (mg L <sup>-1</sup> )	Módulo (material de soporte)	Flux (L m <sup>-2</sup> h <sup>-1</sup> )	DQO total Permeado (mg L <sup>-1</sup> )	DQO soluble Permeado (mg L <sup>-1</sup> )	Ref.	Referencia
Agua residual real (DQOt = 375±94) (DQOs = 92±20)	Hoja plana PET 28 y 46 µm	30, 60 y 30	110±10	ND	15	(Quek et al., 2017)
Sustrato sintético compuesto de ácidos grasos volátiles (DQOt = 350- 430)	Personalizado tipo tubular Tela de mezclilla	15-20	~20	ND	16	(Yang et al., 2017)

ND: No determinado

En las gráficas de las figuras 4.34 y 4.35, al igual que sucedió con la DQO total, la concentración de la DQO soluble disminuyó a lo largo del tiempo aumentando a su vez la eficiencia de remoción. El valor mínimo de DQO soluble para A3 y B3 fue de 22 mg L<sup>-1</sup> y 8 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. Mientras que la concentración promedio durante la corrida experimental fue de 53±20 mg L<sup>-1</sup> para la cámara A y de 29±16 mg L<sup>-1</sup> para la cámara B, con porcentajes de remoción de 57±19% y 79±10%, respectivamente. Nuevamente la cámara B presentó mejores resultados en cuanto a remoción de la DQO soluble comparado con la cámara A.

Los porcentajes de remoción son bajos comparados con los que se reportan en la literatura (Ref. 9, 10 y 14) aunque éstos trataban agua residual sintética con alta concentración de DQO, sobre todo el de la cámara A. La temperatura promedio en ambos experimentos fue de 18.4°C para la cámara A y 17.5°C para la cámara B, lo cual pudo haber disminuido la acción de los microorganismos, ya que estos operan mejor a mayor temperatura. Sin embargo, aún con la baja temperatura del ambiente, se obtuvieron concentraciones de DQO soluble por debajo de los 53 mg L<sup>-1</sup>.

Como se puede observar en la tabla 4.7, los trabajos previos al 2015 no reportaron datos de la concentración de DQO soluble a la salida, ya que consideraban que la MD únicamente retiene la DQO particulada, pero no contribuye a la remoción de la DQO en su fracción soluble (Wang et al., 2018, 2012; Zhang et al., 2010). Sin embargo, Alibardi et al. (2016) realizó un experimento con una membrana dinámica formada en condiciones anaerobias, la cual introdujo en un reactor con agua residual sintética y DQO de 900 mg L<sup>-1</sup> y alcanzó una remoción de la DQO soluble del 90% a un flux de 5 L m<sup>-2</sup>h<sup>-1</sup> y un TRH de 1.5 d. Con estos resultados quedó demostrada la aportación de la membrana dinámica en la eliminación de la DQO soluble por acción microbiana de la biopelícula.

Pese a que los resultados de Alibardi y colaboradores fueron favorables, ellos operaron con un flux bajo (i.e. 5 L m<sup>-2</sup>h<sup>-1</sup>) y a un TRH más alto (i.e. 1.5 d) que el empleado en el presente trabajo. El TRH tan alto logró un mayor tiempo de contacto con la baja concentración de microorganismos presente en la biopelícula, lo que dio como resultado una mayor remoción de la DQO.

Razón por la cual, la mayor ventaja con la que cuenta el sistema operado en la presente tesis es que puede alcanzar concentraciones de DQO soluble por debajo de los 53 mg L<sup>-1</sup> con un TRH de 1.6 h en la cámara (sin considerar las 8 h de TRH del reactor UASB) a un flux de 111 L m<sup>-2</sup>h<sup>-1</sup>, debido a que la cámara en donde la membrana dinámica se encuentra sumergida está llena de lodo anaerobio activo

a una concentración de  $70 \text{ g L}^{-1}$  que funciona como un tratamiento adicional que mejora la calidad del permeado.

Al igual que sucedió en los trabajos de Alibardi et al. (2016) y Ersahin et al. (2017, 2016b, 2016a), cuando se disminuyó el flux de permeado de la cámara B a valores promedio de  $44 \text{ L m}^{-2}\text{h}^{-1}$ , se aumentó el TRH en la cámara a 4 h y, como consecuencia, se tuvo una mayor remoción de la DQO soluble. Razón por la cual, B3 tuvo un mayor porcentaje de remoción que A3. A pesar de lo anterior, el TRH continúa siendo inferior a los 1.5 días reportados en los otros trabajos.

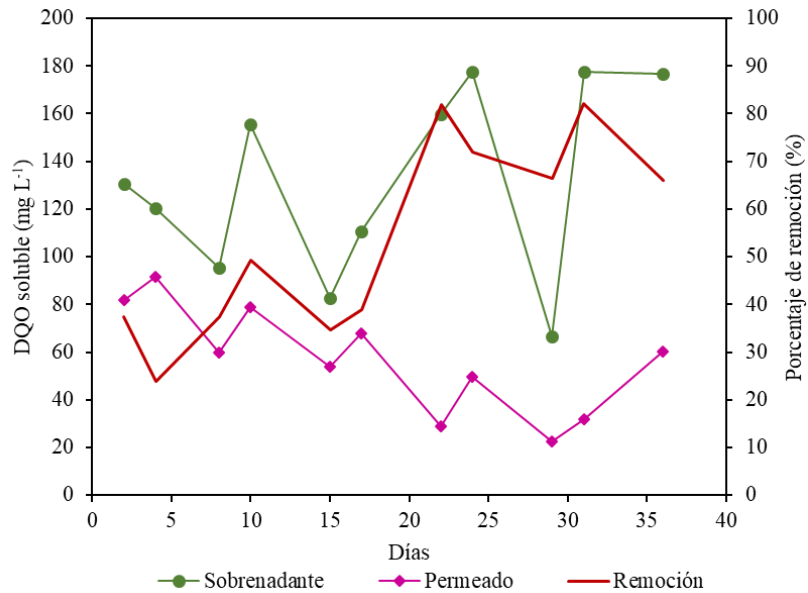


Figura 4. 34. Seguimiento de la DQO soluble de A3.

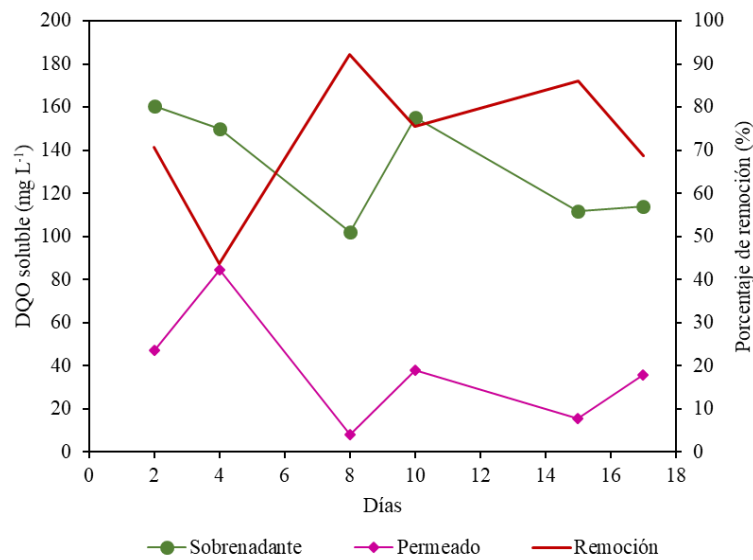


Figura 4. 35. Seguimiento de la DQO soluble B3.

Al tener una remoción de la DQO por acción de los microorganismos se espera que se esté llevando a cabo un proceso de digestión anaerobia en la cámara externa, razón por la cual se instaló un sistema de medición de biogás con probeta invertida. Además, se calculó la producción de biogás esperada a través de los resultados obtenidos con las ecuaciones 3.1, 3.2 y 3.3 de la metodología, y se comparó con el valor medido. Los resultados se presentan en la tabla 4.9.

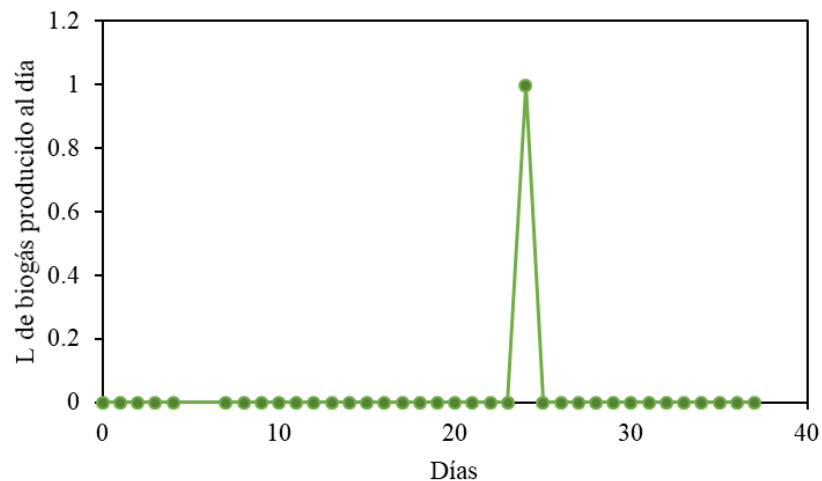
**Tabla 4. 9.** Cálculos de estimación de biogás producido en experimentos A3 y B3.

A3	B3
DQO s promedio en la entrada de 132 mg L <sup>-1</sup> DQO s promedio en la salida de 53 mg L <sup>-1</sup> Caudal de entrada es igual a 15 ml min <sup>-1</sup> Temperatura promedio de 18.4°C.	DQO s promedio en la entrada de 132 mg L <sup>-1</sup> DQO s promedio en la salida de 29 mg L <sup>-1</sup> Caudal de entrada igual a 15 ml min <sup>-1</sup> Temperatura promedio de 17.5°C.
$DQO_{CH_4} = 21.6 \frac{L}{d} \left( 0.132 \frac{g}{L} - 0.053 \frac{g}{L} \right) - \left( 0.11 \frac{g}{g \text{ in}} \times 21.6 \frac{L}{d} \times 0.132 \frac{g \text{ in}}{L} \right)$	$DQO_{CH_4} = 21.6 \frac{L}{d} \left( 0.132 \frac{g}{L} - 0.029 \frac{g}{L} \right) - \left( 0.11 \frac{g}{g \text{ in}} \times 21.6 \frac{L}{d} \times 0.132 \frac{g \text{ in}}{L} \right)$
$DQO_{CH_4} = 1.39 \frac{g_{DQO}}{d}$	$DQO_{CH_4} = 1.91 \frac{g_{DQO}}{d}$
$K(T) = \frac{0.77 \text{ atm} \times 64 \frac{g \text{ DQO}}{\text{mol}}}{0.08206 \frac{\text{atm L}}{\text{mol K}} \times (273 + 18.4) K}$	$K(T) = \frac{0.77 \text{ atm} \times 64 \frac{g \text{ DQO}}{\text{mol}}}{0.08206 \frac{\text{atm L}}{\text{mol K}} \times (273 + 17.5) K}$
$K(T) = 2.06 \frac{g_{DQO}}{L}$	$K(T) = 2.07 \frac{g_{DQO}}{L}$
$Q_{CH_4} = \frac{1.39 \frac{g_{DQO}}{d}}{2.06 \frac{g_{DQO}}{L}}$	$Q_{CH_4} = \frac{1.91 \frac{g_{DQO}}{d}}{2.07 \frac{g_{DQO}}{L}}$
$Q_{CH_4} = 0.676 \frac{L}{d}$	$Q_{CH_4} = 0.924 \frac{L}{d}$
$Q_{biogas} = \frac{0.676 \frac{L}{d}}{0.75}$	$Q_{biogas} = \frac{0.924 \frac{L}{d}}{0.75}$
$Q_{biogas} = 0.9 \frac{L}{d}$	$Q_{biogas} = 1.23 \frac{L}{d}$

Como era de esperarse la cámara B obtuvo una producción de biogás teórica ligeramente superior a la calculada en la cámara A, debido a que la eficiencia de remoción fue mayor en B3. Sin embargo, los datos recabados durante la experimentación no concuerdan con lo antes mencionado.

Mientras que los cálculos teóricos de producción de biogás de las cámaras A y B son de  $0.9 \pm 0.6 \text{ L d}^{-1}$  y de  $1.23 \pm 0.3 \text{ L d}^{-1}$ , respectivamente, las gráficas de las figuras 4.36 y 4.37 muestran resultados totalmente opuestos. La cámara A sólo reportó una medición de casi 1 litro de biogás en el día 24 y la cámara B tuvo valores de 0.29 L en el día 11, 0.85 L en el día 14 y 0.79 L en el día de paro de la corrida. Es importante señalar que el dispositivo para cuantificar la producción de biogás, que fue adoptado en la etapa final de la experimentación, mostró problemas que llevan a dudar sobre la confiabilidad de sus resultados.

De cualquier modo, una de las hipótesis planteadas fue que la cama de lodo en la cámara atrapó las burbujas de biogás e impidió que estas subieran hacia la superficie, ya que cuando se abrieron las cámaras durante el desmontaje de la corrida, se observó que había mucha actividad (burbujeo) en ellas, como se muestra en las figuras 4.38 y 4.39. Otra posibilidad fue que el metano permaneció disuelto, ya que cuando las concentraciones de DQO y la temperatura son bajas es común que el metano quede disuelto en el efluente (Noyola et al., 1988; SENER et al., 2017). Razón por la cual se recomienda realizar una determinación de metano y sulfuro de hidrógeno disuelto en el permeado y mejorar el sistema de medición de biogás, con el objetivo de contar con el balance completo.



**Figura 4. 36.** Datos experimentales de la producción de biogás por día de A3.

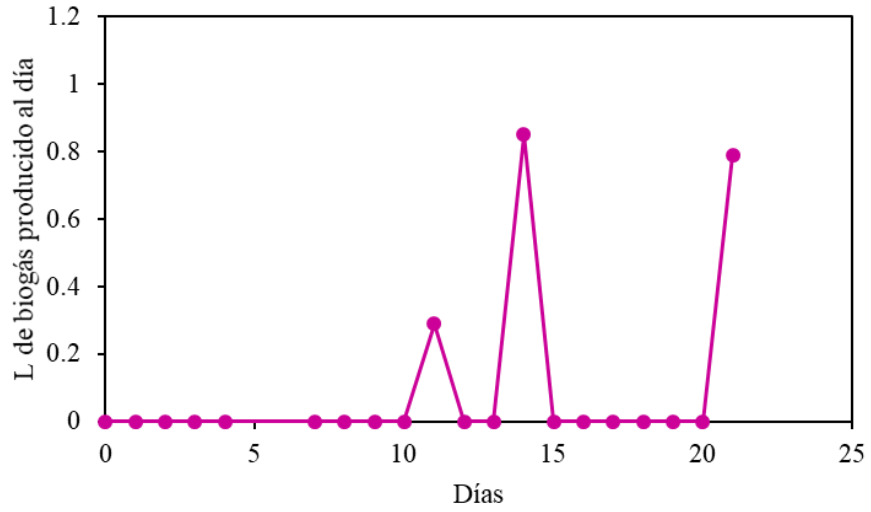


Figura 4. 37. Datos experimentales de la producción de biogás por día de B3.

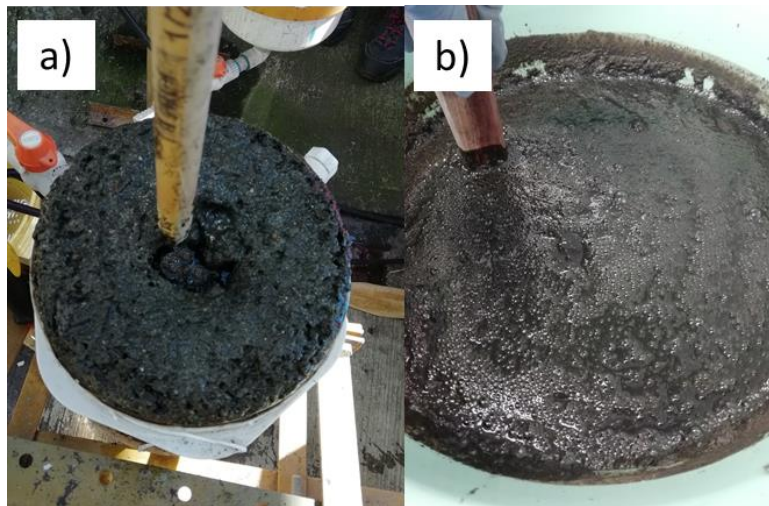
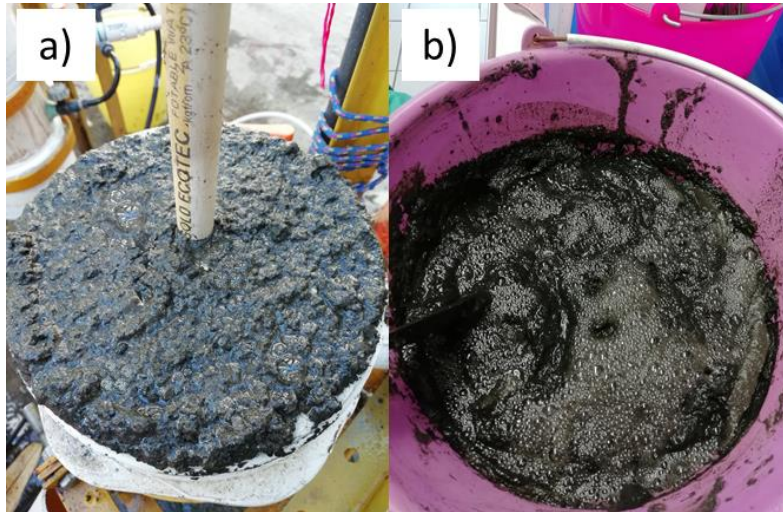


Figura 4. 38. Cámara A3 durante el desmontaje al término del experimento: a) Aspecto del lodo anaerobio cuando se destapó la cámara, y b) Lodo en el laboratorio 1 hora después.



**Figura 4. 39.** Cámara B3 durante el desmontaje al término del experimento: a) Aspecto del lodo anaerobio cuando se destapó la cámara, y b) Lodo en el laboratorio 1 hora después.



## CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 5.1 CONCLUSIONES

1. La reproducibilidad representa un reto en el desempeño de las membranas dinámicas. A pesar de que los tres experimentos se realizaron por duplicado bajo las mismas condiciones de operación, se obtuvieron resultados en cada uno de ellos diferentes en cuanto tiempo de formación de la MD, tiempo de operación, producción de flux, incremento de la PTM y calidad en el permeado.
2. Durante la etapa de flux constante, se obtuvo un permeado que cumplió con el criterio de filtración efectiva fijado en este trabajo ( $\text{flux} \geq 25 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$  y turbiedad  $\leq 20 \text{ NTU}$  o  $\text{SST} \leq 20 \text{ mg L}^{-1}$ ). Al alcanzar la PTM deseada, la calidad del permeado y la productividad se perdió en ocasiones puntuales, recuperando en algunos casos el criterio establecido. Con este criterio, el experimento B1 logró el máximo tiempo de filtración efectiva (90 días) con la máxima productividad acumulada de permeado (1,770 L; esto es  $218.5 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2}$ ).
3. La concentración inicial de los sólidos totales en el lodo introducido a las cámaras ( $70 \pm 2.4 \text{ g L}^{-1}$ ) no tuvo efecto directo en el desempeño y la formación de la membrana dinámica bajo las condiciones de trabajo empleadas en la presente investigación.
4. Las proporciones de grano de 2.9: 3: 1: 1.5 de las fracciones M16 ( $>1.1 \text{ mm}$ ), M30 ( $>0.6 \text{ mm}$ ), M40 ( $>0.4 \text{ mm}$ ) y F, respectivamente, de lodo anaerobio, favorecieron la formación y un mejor desempeño de las membranas dinámicas de los experimentos A2 y A3, en comparación con los experimentos B2 y B3 que se presentaron menor proporción de grano superior a 1.1 mm y mayor proporción de flóculo.
5. Las membranas dinámicas de los experimentos A1 y B1 presentaron una menor densidad de masa superficial (i.e. A1 con  $32.4 \text{ mg cm}^{-2}$  y B1 con de  $83 \text{ mg cm}^{-2}$ ), debido a una mayor compactación de la biopelícula ocasionada por el largo tiempo de operación (84 días y 102 días, respectivamente).
6. El lodo anaerobio de las cámaras externas y la biopelícula activa de la MD actuaron como un postratamiento que permitió reducir la DQO soluble a valores inferiores a  $53 \text{ mg L}^{-1}$ .

## 5.2 RECOMENDACIONES

Basados en los resultados obtenidos en la presente tesis, se sugiere:

1. Optar por operar la membrana dinámica sumergida en cámara externa a modo de flux constante y que al llegar a la PTM máxima se realice un método de recuperación de flux, como aplicación de retrolavado, para no perturbar, en manera de lo posible, el lodo anaerobio de la cámara. Esto con el fin de renovar la membrana dinámica e iniciar una nueva corrida de filtración.
2. Realizar un seguimiento a través de imágenes al MEB de la capa gel después de la aplicación del método de limpieza, con el objetivo de conocer la eventual acumulación de la capa gel a lo largo del tiempo de operación y varios lavados.
3. Realizar un estudio más detallado sobre el efecto que tiene el fraccionamiento del lodo anaerobio respecto a la formación y desempeño de la membrana dinámica. Se propone realizar corridas con lodo anaerobio construido con las fracciones que favorecieron el proceso (i.e. 3: 3: 1: 1.5 de las fracciones M16, M30, M40 y F, respectivamente), así como un análisis de la muestra inicial (para conocer la formación), intermedia (respecto a la evaluación del desempeño) y final (evolución del lodo que llevó a detener el experimento).
4. Efectuar una determinación de granulometría a la membrana dinámica, comparando la distribución de granos en el lodo inicial y final contra lo que queda retenido en la biopelícula.
5. Llevar a cabo una medición del espesor de la superficie completa de la membrana dinámica, con el propósito de conocer su volumen total, su distribución en la superficie y un estimado de su masa total.
6. Realizar un análisis de la cuantificación y composición de los PMS, con el fin de avanzar en el entendimiento del papel que juegan en la formación y desempeño de las membranas dinámicas.
7. Llevar a cabo un seguimiento, tanto de SPE como de SMP, en el efluente del reactor UASB (entrada) y en el permeado de la cámara externa (salida), para tener un balance de masa completo y conocer la cantidad de sustancia que es retenida en la cámara y relacionarlo con su interacción con la biopelícula de la MD.
8. Realizar un análisis metagenómico, con el fin de conocer la diversidad microbológica que existe en el medio y la biopelícula.
9. Realizar una determinación del metano disuelto en el permeado y mejorar la implementación del sistema de medición de biogás.

## BIBLIOGRAFÍA

- Agrawal, L.K., Harada, H., Okui, H., 1997. Treatment of dilute wastewater in a UASB reactor at a moderate temperature: Performance aspects. *J. Ferment. Bioeng.* 83, 179–184. doi:10.1016/S0922-338X(97)83579-9
- Agua Industriales, 2014. MBR para el tratamiento de aguas industriales: Comparativo de membranas [WWW Document]. URL <http://aguasindustriales.es/tag/membrana-plana/> (accessed 6.10.19).
- Alibardi, L., Bernava, N., Cossu, R., Spagni, A., 2016. Anaerobic dynamic membrane bioreactor for wastewater treatment at ambient temperature. *Chem. Eng. J.* 284, 130–138. doi:10.1016/j.cej.2015.08.111
- Alibardi, L., Cossu, R., Saleem, M., Spagni, A., 2014. Development and permeability of a dynamic membrane for anaerobic wastewater treatment. *Bioresour. Technol.* 161, 236–244. doi:10.1016/j.biortech.2014.03.045
- APHA, AWWA, WEF, 2012. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 22nd ed, Standard Methods. American Public Health Association, Washington D.C. doi:ISBN 9780875532356
- Araujo, J., Teran, F., Oliveira, R., Nour, E., 2003. Comparison of hexamethyldisilazane and critical point drying treatments for SEM analysis of .... *J. Electron Microsc.* (Tokyo). 52, 429–433.
- ASC Medio Ambiente, n.d. Configuración de membranas [WWW Document]. URL <http://www.acsmedioambiente.com/cmembranas.html> (accessed 6.10.19).
- Barker, D.J., Stuckey, D.C., 1999. A review of soluble microbial products (SMP) in wastewater treatment systems. *Water Res.* 33, 3063–3082. doi:10.1016/S0043-1354(99)00022-6
- Beaubien, A., Bâty, M., Jeannot, F., Francoeur, E., Manem, J., 1996. Design and operation of anaerobic membrane bioreactors: Development of a filtration testing strategy. *J. Memb. Sci.* 109, 173–184. doi:10.1016/0376-7388(95)00199-9
- Behling, E., Diaz, A., Colina, G., Herrera, M., 1997. Domestic Wastewater Treatment using a UASB Reactor. *Water* 61, 239–245.
- Brauns, E., 2003. Could fuzzy logic be the key to membrane fouling control? *Desalin. Water Reuse* 13, 18–24.
- Cao, D.W., Chu, H.Q., Jin, W., Dong, B.Z., 2010. Characteristics of the biodiatomite dynamic membrane (cake layer) for municipal wastewater treatment. *Desalination* 250, 544–547. doi:10.1016/j.desal.2009.09.020
- Ceron-Vivas, A., 2013. Taponamiento de membranas de ultrafiltración sumergidas en la zona superior de un reactor USB bajo difrenetes condiciones hidrodinámicas. Universidad Nacional Autónoma de México UNAM.
- Chan, Y.J., Chong, M.F., Law, C.L., Hassell, D.G., 2009. A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. *Chem. Eng. J.* 155, 1–18. doi:10.1016/j.cej.2009.06.041
- Chang, M.C., Horng, R.Y., Shao, H., Hu, Y.J., 2006. Performance and filtration characteristics of non-woven membranes used in a submerged membrane bioreactor for synthetic wastewater treatment. *Desalination* 191, 8–15. doi:10.1016/j.desal.2005.06.032

- Chang, Y.J., Nishio, N., Maruta, H., Nagai, S., 1993. Characteristics of granular methanogenic sludge grown on glucose in a UASB reactor. *J. Ferment. Bioeng.* 75, 430–434. doi:10.1016/0922-338X(93)90090-U
- Chen, L., Gu, Y., Cao, C., Zhang, J., Ng, J.W., Tang, C., 2014. Performance of a submerged anaerobic membrane bioreactor with forward osmosis membrane for low-strength wastewater treatment. *Water Res.* 50, 114–123. doi:10.1016/j.watres.2013.12.009
- Chernicharo, C.A.L., van Lier, J.B., Noyola, A., Bressani Ribeiro, T., 2015. Anaerobic sewage treatment: state of the art, constraints and challenges. *Rev. Environ. Sci. Biotechnol.* 14, 649–679. doi:10.1007/s11157-015-9377-3
- Cho, B.D., Fane, A.G., 2002. Fouling transients in nominally sub-critical flux operation of a membrane bioreactor. *J. Memb. Sci.* 209, 391–403. doi:10.1016/S0376-7388(02)00321-6
- Christensen, M.L., Niessen, W., Sørensen, N.B., Hansen, S.H., Jørgensen, M.K., Nielsen, P.H., 2018. Sludge fractionation as a method to study and predict fouling in MBR systems. *Sep. Purif. Technol.* 194, 329–337. doi:10.1016/j.seppur.2017.11.055
- Chu, H., Cao, D., Dong, B., Qiang, Z., 2010. Bio-diatomite dynamic membrane reactor for micro-polluted surface water treatment. *Water Res.* 44, 1573–1579. doi:10.1016/j.watres.2009.11.006
- Chu, H. qiang, Cao, D. wen, Jin, W., Dong, B. zhi, 2008. Characteristics of bio-diatomite dynamic membrane process for municipal wastewater treatment. *J. Memb. Sci.* 325, 271–276. doi:10.1016/j.memsci.2008.07.040
- Chu, L., Li, S., 2006. Filtration capability and operational characteristics of dynamic membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. *Sep. Purif. Technol.* 51, 173–179. doi:10.1016/j.seppur.2006.01.009
- Chudacek, M.W., Fane, A.G., 1984. The dynamics of polarisation in unstirred and stirred ultrafiltration. *J. Memb. Sci.* 21, 145–160. doi:10.1016/S0376-7388(00)81551-3
- Cinar, O., Kizilet, A., Isik, O., Cemanovic, A., Veral, mehmet akif, Duman, S., 2016. A Review on Dynamic Membrane Bioreactors : Comparison of Membrane Bioreactors and Different Support Materials, Transmembrane Pressure. *ICENS Int. Conf. Eng. Nat. Sci.* 2505–2013.
- CONAGUA, 2015. Manual de Agua Potable Alcantarillado y Saneamiento No. 28. Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales: Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente. [WWW Document]. URL <http://aneas.com.mx/manual-de-agua-potable-alcantarillado-y-saneamiento-mapas-conagua-2015/> (accessed 6.10.19).
- Demirel, B., Yenigun, O., Onay, T.T., 2005. Anaerobic treatment of dairy wastewaters: A review. *Process Biochem.* 40, 2583–2595. doi:10.1016/j.procbio.2004.12.015
- Ding, Y., Tian, Y., Li, Z., Zuo, W., Zhang, J., 2015. A comprehensive study into fouling properties of extracellular polymeric substance (EPS) extracted from bulk sludge and cake sludge in a mesophilic anaerobic membrane bioreactor. *Bioresour. Technol.* 192, 105–114. doi:10.1016/j.biortech.2015.05.067
- Drews, A., 2010. Membrane fouling in membrane bioreactors-Characterisation, contradictions, cause and cures. *J. Memb. Sci.* 363, 1–28. doi:10.1016/j.memsci.2010.06.046

- Dubois, M., Gilles, K.A., Hamilton, J.K., Rebers, P.A., Smith, F., 1956. Colorimetric method for determination of sugars and related substances. *Anal. Chem* 28, 350–356.
- Elmaleh, S., Ghaffor, N., 1996. Cross-flow ultrafiltration of hydrocarbon and biological solid mixed suspensions. *J. Memb. Sci.* 118, 111–120. doi:10.1016/0376-7388(96)00090-7
- Ersahin, M.E., Gimenez, J.B., Ozgun, H., Tao, Y., Spanjers, H., van Lier, J.B., 2016a. Gas-lift anaerobic dynamic membrane bioreactors for high strength synthetic wastewater treatment: Effect of biogas sparging velocity and HRT on treatment performance. *Chem. Eng. J.* 305, 46–53. doi:10.1016/j.cej.2016.02.003
- Ersahin, M.E., Ozgun, H., Dereli, R.K., Ozturk, I., Roest, K., van Lier, J.B., 2012. A review on dynamic membrane filtration: Materials, applications and future perspectives. *Bioresour. Technol.* 122, 196–206. doi:10.1016/j.biortech.2012.03.086
- Ersahin, M.E., Ozgun, H., Tao, Y., van Lier, J.B., 2014. Applicability of dynamic membrane technology in anaerobic membrane bioreactors. *Water Res.* 48, 420–429. doi:10.1016/j.watres.2013.09.054
- Ersahin, M.E., Ozgun, H., van Lier, J.B., 2013. Effect of Support Material Properties on Dynamic Membrane Filtration Performance. *Sep. Sci. Technol.* 48, 2263–2269. doi:10.1080/01496395.2013.804840
- Ersahin, M.E., Tao, Y., Ozgun, H., Gimenez, J.B., Spanjers, H., van Lier, J.B., 2017. Impact of anaerobic dynamic membrane bioreactor configuration on treatment and filterability performance. *J. Memb. Sci.* 526, 387–394. doi:10.1016/j.memsci.2016.12.057
- Ersahin, M.E., Tao, Y., Ozgun, H., Spanjers, H., van Lier, J.B., 2016b. Characteristics and role of dynamic membrane layer in anaerobic membrane bioreactors. *Biotechnol. Bioeng.* 113, 761–771. doi:10.1002/bit.25841
- Fan, B., Huang, X., 2002. Characteristics of a self-forming dynamic membrane coupled with a bioreactor for municipal wastewater treatment. *Environ. Sci. Technol.* 36, 5245–5251. doi:10.1021/es025789n
- Flemming, H.C., Wingender, J., 2010. The biofilm matrix. *Nat. Rev. Microbiol.* 8, 623–633. doi:10.1038/nrmicro2415
- Gahleitner, B., Loderer, C., Saracino, C., Pum, D., Fuchs, W., 2014. Chemical foam cleaning as an efficient alternative for flux recovery in ultrafiltration processes. *J. Memb. Sci.* 450, 433–439. doi:10.1016/j.memsci.2013.09.046
- Gander, M., Jefferson, B., Judd, S., 2000. Aerobic MBRs for domestic wastewater treatment: A review with cost considerations. *Sep. Purif. Technol.* 18, 119–130. doi:10.1016/S1383-5866(99)00056-8
- Gavala, H.N., Kopsinis, H., Skiadas, I. V., Stamatelatou, K., Lyberatos, G., 1999. Treatment of dairy wastewater using an upflow anaerobic sludge blanket reactor. *J. Agric. Eng.* 73, 59–63. doi:10.1006/jaer.1998.0391
- Goldstein, J., 1975. *Practical Scanning Electron Microscopy*, First. ed. Springer US, Boston, MA. doi:10.1007/978-1-4613-4422-3

- González-Ortega, J.A., 2014. Evaluación de un sistema de membranas dinámicas para el tratamiento de aguas residuales tratadas por vía anaerobia.
- Guan, D., Dai, J., Watanabe, Y., Chen, G., 2018. Changes in the physical properties of the dynamic layer and its correlation with permeate quality in a self-forming dynamic membrane bioreactor. *Water Res.* 140. doi:<https://doi.org/10.1016/j.watres.2018.04.041>
- Hai, F.I., Yamamoto, K., 2011. *Membrane Biological Reactors*, Treatise on Water Science. doi:[10.1016/B978-0-444-53199-5.00096-8](https://doi.org/10.1016/B978-0-444-53199-5.00096-8)
- Henze, M., 2008. *Biological Wastewater Treatment*, 1st ed. IWA Publishing, London, UK.
- Hermia, J., 1982. Constant Pressure Blocking Filtration Laws-Application to Power-Law Non-Newtonian Fluids. *Trans. Inst. Chem. Eng. Transactions Inst. Chem. Eng. London* 60, 183–187.
- Herrera-Robledo, M., Morgan-Sagastume, J.M., Noyola, A., 2010. Biofouling and pollutant removal during long-term operation of an anaerobic membrane bioreactor treating municipal wastewater. *Biofouling* 26, 23–30. doi:[10.1080/08927010903243923](https://doi.org/10.1080/08927010903243923)
- Hlavacek, M., Bouchet, F., 1993. Constant flowrate blocking laws and an example of their application to dead-end microfiltration of protein solutions. *J. Memb. Sci.* 82, 285–295. doi:[10.1016/0376-7388\(93\)85193-Z](https://doi.org/10.1016/0376-7388(93)85193-Z)
- Hu, A.Y., Stuckey, D.C., 2006. Treatment of Dilute Wastewaters Using a Novel Submerged Anaerobic Membrane Bioreactor. *J. Environ. Eng.* 132, 190–198. doi:[10.1061/\(ASCE\)0733-9372\(2006\)132:2\(190\)](https://doi.org/10.1061/(ASCE)0733-9372(2006)132:2(190))
- Hu, Y., Wang, X.C., Ngo, H.H., Sun, Q., Yang, Y., 2018a. Anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for wastewater treatment: A review. *Bioresour. Technol.* 247, 1107–1118. doi:[10.1016/j.biortech.2017.09.101](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.09.101)
- Hu, Y., Yang, Y., Yu, S., Wang, X.C., Tang, J., 2018b. Psychrophilic anaerobic dynamic membrane bioreactor for domestic wastewater treatment: Effects of organic loading and sludge recycling. *Bioresour. Technol.* 270, 62–69. doi:[10.1016/j.biortech.2018.08.128](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2018.08.128)
- Iorhemen, O.T., Hamza, R.A., Tay, J.H., 2017. Membrane fouling control in membrane bioreactors (MBRs) using granular materials. *Bioresour. Technol.* 240, 9–24. doi:[10.1016/j.biortech.2017.03.005](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.03.005)
- Iorhemen, O.T., Hamza, R.A., Tay, J.H., 2016. Membrane bioreactor (Mbr) technology for wastewater treatment and reclamation: Membrane fouling. *Membranes (Basel)*. 6, 13–16. doi:[10.3390/membranes6020033](https://doi.org/10.3390/membranes6020033)
- Jeison, D., Díaz, I., Van Lier, J.B., 2008. Anaerobic membrane bioreactors: Are membranes really necessary? *Electron. J. Biotechnol.* 11. doi:[10.2225/vol11-issue4-fulltext-9](https://doi.org/10.2225/vol11-issue4-fulltext-9)
- Judd, S., 2008. *The MBR book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment*, Elsevier. doi:[10.1016/B978-185617481-7/50005-2](https://doi.org/10.1016/B978-185617481-7/50005-2)
- Judd, S., Jefferson, B., 2003. *Membranes Industrial*. Elsevier Ltd, United Kingdom.
- Kang, A.J., Yuan, Q., 2019. Effect of anaerobic COD utilization on characteristics and treatment performance of aerobic granular sludge in anaerobic/anoxic/oxic SBRs. *J. Water Process Eng.* 28, 100–106. doi:[10.1016/j.jwpe.2019.01.008](https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2019.01.008)

- Kiso, Y., Jung, Y.J., Park, M.S., Wang, W., Shimase, M., Yamada, T., Min, K.S., 2005. Coupling of sequencing batch reactor and mesh filtration: Operational parameters and wastewater treatment performance. *Water Res.* 39, 4887–4898. doi:10.1016/j.watres.2005.05.025
- Kovalsky, P., Bushell, G., Waite, T.D., 2009. Prediction of transmembrane pressure build-up in constant flux microfiltration of compressible materials in the absence and presence of shear. *J. Memb. Sci.* 344, 204–210. doi:10.1016/j.memsci.2009.08.005
- Krzeminski, P., Leverette, L., Malamis, S., Katsou, E., 2017. Membrane bioreactors – A review on recent developments in energy reduction, fouling control, novel configurations, LCA and market prospects. *J. Memb. Sci.* doi:10.1016/j.memsci.2016.12.010
- Kunacheva, C., Soh, Y.N.A., Trzcinski, A.P., Stuckey, D.C., 2017. Soluble microbial products (SMPs) in the effluent from a submerged anaerobic membrane bioreactor (SAMBR) under different HRTs and transient loading conditions. *Chem. Eng. J.* 311, 72–81. doi:10.1016/j.cej.2016.11.074
- Kunacheva, C., Stuckey, D.C., 2014. Analytical methods for soluble microbial products (SMP) and extracellular polymers (ECP) in wastewater treatment systems: A review. *Water Res.* 61, 1–18. doi:10.1016/j.watres.2014.04.044
- Lapidou, C.S., Rittmann, B.E., 2002. A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products, and active and inert biomass. *Water Res.* doi:10.1016/S0043-1354(01)00413-4
- Le-Clech, P., Chen, V., Fane, T.A.G., 2006. Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *J. Memb. Sci.* 284, 17–53. doi:10.1016/j.memsci.2006.08.019
- Lee, C.H., Park, P.K., Lee, W.N., Hwang, B.K., Hong, S.H., Yeon, K.M., Oh, H.S., Chang, I.S., 2008. Correlation of biofouling with the bio-cake architecture in an MBR. *Desalination* 231, 115–123. doi:10.1016/j.desal.2007.10.026
- Lee, W., Kang, S., Shin, H., 2003. Sludge characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors. *J. Memb. Sci.* 216, 217–227. doi:10.1016/S0376-7388(03)00073-5
- Lettinga, G., van Velsen, A.F.M., Hobma, S.W., de Zeeuw, W., Klapwijk, A., 1980. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnol. Bioeng.* 22, 699–734. doi:10.1002/bit.260220402
- Li, H., Fane, A.G., 2003. Characteristics of membrane fouling by biological materials and optimal operating strategies for membrane bioreactors 1–6.
- Li, X.Y., Yang, S.F., 2007. Influence of loosely bound extracellular polymeric substances (EPS) on the flocculation, sedimentation and dewaterability of activated sludge. *Water Res.* 41, 1022–1030. doi:10.1016/j.watres.2006.06.037
- Liang, S., Qu, L., Meng, F., Han, X., Zhang, J., 2013. Effect of sludge properties on the filtration characteristics of self-forming dynamic membranes (SFDMs) in aerobic bioreactors: Formation time, filtration resistance, and fouling propensity. *J. Memb. Sci.* 436, 186–194. doi:10.1016/j.memsci.2013.02.021
- Liang, S., Zhao, T., Zhang, J., Sun, F., Liu, C., Song, L., 2012. Determination of fouling-related



- critical flux in self-forming dynamic membrane bioreactors: Interference of membrane compressibility. *J. Memb. Sci.* 390–391, 113–120. doi:10.1016/j.memsci.2011.11.026
- Liao, B.Q., Bagley, D.M., Kraemer, H.E., Leppard, G.G., Liss, S.N., Bagley, D.M., Kraemer, H.E., Liss, S.N., 2004. A Review of Biofouling and Its Control in Membrane Separation Bioreactors. *Water Environ. Res.* 76, 425–436.
- Liao, B.Q., Kraemer, J.T., Bagley, D.M., 2006. Anaerobic membrane bioreactors: Applications and research directions, *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*. doi:10.1080/10643380600678146
- Lin, H., Liao, B.Q., Chen, J., Gao, W., Wang, L., Wang, F., Lu, X., 2011. New insights into membrane fouling in a submerged anaerobic membrane bioreactor based on characterization of cake sludge and bulk sludge. *Bioresour. Technol.* 102, 2373–2379. doi:10.1016/j.biortech.2010.10.103
- Lin, H., Peng, W., Zhang, M., Chen, J., Hong, H., Zhang, Y., 2013. A review on anaerobic membrane bioreactors: Applications, membrane fouling and future perspectives. *Desalination* 314, 169–188. doi:10.1016/j.desal.2013.01.019
- Lin, H., Zhang, M., Wang, F., Meng, F., Liao, B.Q., Hong, H., Chen, J., Gao, W., 2014. A critical review of extracellular polymeric substances (EPSs) in membrane bioreactors: Characteristics, roles in membrane fouling and control strategies. *J. Memb. Sci.* 460, 110–125. doi:10.1016/j.memsci.2014.02.034
- Lin, H.J., Xie, K., Mahendran, B., Bagley, D.M., Leung, K.T., Liss, S.N., Liao, B.Q., 2009. Sludge properties and their effects on membrane fouling in submerged anaerobic membrane bioreactors (SAnMBRs). *Water Res.* 43, 3827–3837. doi:10.1016/J.WATRES.2009.05.025
- Liu, H., Yang, C., Pu, W., Zhang, J., 2009. Formation mechanism and structure of dynamic membrane in the dynamic membrane bioreactor. *Chem. Eng. J.* 148, 290–295. doi:10.1016/j.cej.2008.08.043
- Loderer, C., Pawelka, D., Vatie, W., Hasal, P., Fuchs, W., 2013. Dynamic filtration - Ultrasonic cleaning in a continuous operated filtration process under submerged conditions. *Sep. Purif. Technol.* 119, 72–81. doi:10.1016/j.seppur.2013.09.007
- Loderer, C., Wörle, A., Fuchs, W., 2012. Influence of different mesh filter module configurations on effluent quality and long-term filtration performance. *Environ. Sci. Technol.* 46, 3844–3850. doi:10.1021/es204636s
- Luna, H.J., Baêta, B.E.L., Aquino, S.F., Susa, M.S.R., 2014. EPS and SMP dynamics at different heights of a submerged anaerobic membrane bioreactor (SAMBR). *Process Biochem.* 49, 2241–2248. doi:10.1016/j.procbio.2014.09.013
- Ma, J., Wang, Z., Xu, Y., Wang, Q., Wu, Z., Grasmick, A., 2013a. Organic matter recovery from municipal wastewater by using dynamic membrane separation process. *Chem. Eng. J.* 219, 190–199. doi:10.1016/j.cej.2012.12.085
- Ma, J., Wang, Z., Zou, X., Feng, J., Wu, Z., 2013b. Microbial communities in an anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for municipal wastewater treatment: Comparison of bulk sludge and cake layer. *Process Biochem.* 48, 510–516. doi:10.1016/j.procbio.2013.02.003
- Mandigan, M.T., Martinko, J.M., Bender, K.S., Buckley, D.H., Stahl, D.A., 2015. Brock. *Biología de*

- los microorganismos., 14th ed. Pearson, Madrid, España.
- Maurel, A., 2008. Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres et autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce, 2nd ed. Lavoisier, Domont, France.
- Meng, F., Chae, S.R., Drews, A., Kraume, M., Shin, H.S., Yang, F., 2009. Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material. *Water Res.* 43, 1489–1512. doi:10.1016/j.watres.2008.12.044
- Meng, F., Zhang, S., Oh, Y., Zhou, Z., Shin, H.S., Chae, S.R., 2017. Fouling in membrane bioreactors: An updated review. *Water Res.* 114, 151–180. doi:10.1016/j.watres.2017.02.006
- Metzger, U., Le-Clech, P., Stuetz, R.M., Frimmel, F.H., Chen, V., 2007. Characterisation of polymeric fouling in membrane bioreactors and the effect of different filtration modes. *J. Memb. Sci.* 301, 180–189. doi:10.1016/J.MEMSCI.2007.06.016
- Morgan-Sagastume, F., Morgan-Sagastume, J.M., Noyola Robles, A., 1994. Aplicabilidad de la digestión anaerobia para el tratamiento de aguas residuales municipales.
- Ni, B.-J., Rittmann, B.E., Yu, H.-Q., 2011. Soluble microbial products and their implications in mixed culture biotechnology. *Trends Biotechnol.* 29, 454–463. doi:10.1016/J.TIBTECH.2011.04.006
- Nouha, K., Kumar, R.S., Balasubramanian, S., Tyagi, R.D., 2018. Critical review of EPS production, synthesis and composition for sludge flocculation. *J. Environ. Sci. (China)* 66, 225–245. doi:10.1016/j.jes.2017.05.020
- Noyola, A., Capdeville, B., Roques, H., 1988. Anaerobic treatment of domestic sewage with a rotating stationary fixed-film reactor. *Water Res.* 22, 1585–1592. doi:10.1016/0043-1354(88)90172-8
- Noyola, A., Morgan-Sagastume, J.M., Güereca, L.P., 2013. Selección de Tecnologías para el Tratamiento de Aguas Residuales Municipales. Universidad Nacional Autónoma de México, México, D.F.
- Ozgun, H., Dereli, R.K., Ersahin, M.E., Kinaci, C., Spanjers, H., Van Lier, J.B., 2013. A review of anaerobic membrane bioreactors for municipal wastewater treatment: Integration options, limitations and expectations. *Sep. Purif. Technol.* 118, 89–104. doi:10.1016/j.seppur.2013.06.036
- Peterson, G.L., 1983. Determination of Total Protein. *Methods Enzymol.* 91, 95–119. doi:10.1016/S0076-6879(83)91014-5
- Quek, P.J., Yeap, T.S., Ng, H.Y., 2017. Applicability of upflow anaerobic sludge blanket and dynamic membrane-coupled process for the treatment of municipal wastewater. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 101, 6531–6540. doi:10.1007/s00253-017-8358-6
- Radjenovic, J., Matosic, M., Mijatovic, I., Petrovic, M., Barceló, D., 2008. Membrane Bioreactor (MBR) as an Advanced Wastewater Treatment Technology, in: *Emerging Contaminants from Industrial and Municipal Waste*. Springer-Verlag Berlin Heidelberg, pp. 37–101. doi:10.1007/698\_5\_093
- Regula, C., Carretier, E., Wyart, Y., Gésan-Guiziou, G., Vincent, A., Boudot, D., Moulin, P., 2014. Chemical cleaning/disinfection and ageing of organic UF membranes: A review. *Water Res.* doi:10.1016/j.watres.2014.02.050

- Remy, M., Potier, V., Temmink, H., Rulkens, W., 2010. Why low powdered activated carbon addition reduces membrane fouling in MBRs. *Water Res.* 44, 861–867. doi:10.1016/j.watres.2009.09.046
- Rodríguez-Medina, A., 2016. Evaluación del desempeño de membranas dinámicas para el tratamiento de efluentes anaerobios. Universidad Tecnológica de México.
- Sabaghian, M., Mehrnia, M.R., Esmaili, M., Noormohammadi, D., 2018. Formation and performance of self-forming dynamic membrane (SFDM) in membrane bioreactor (MBR) for treating low-strength wastewater. *Water Sci. Technol.* 78, 904–912. doi:10.2166/wst.2018.368
- Salazar Peláez, M., 2011. Influencia del tiempo de retención hidráulica en el desempeño y taponamiento de un reactor UASB acoplado a una membrana externa de ultrafiltración. Universidad Nacional Autónoma de México UNAM.
- Saleem, M., Alibardi, L., Cossu, R., Lavagnolo, M.C., Spagni, A., 2017. Analysis of fouling development under dynamic membrane filtration operation. *Chem. Eng. J.* 312, 136–143. doi:10.1016/j.cej.2016.11.123
- Saleem, M., Alibardi, L., Lavagnolo, M.C., Cossu, R., Spagni, A., 2016. Effect of filtration flux on the development and operation of a dynamic membrane for anaerobic wastewater treatment. *J. Environ. Manage.* 180, 459–465. doi:10.1016/j.jenvman.2016.05.054
- Santos, A., Ma, W., Judd, S.J., 2011. Membrane bioreactors: Two decades of research and implementation. *Desalination* 273, 148–154. doi:10.1016/j.desal.2010.07.063
- Schmidt, J.E., Ahring, B.K., 1996. Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Biotechnol. Bioeng.* 49, 229–246. doi:10.1002/(SICI)1097-0290(19960205)49:3<229::AID-BIT1>3.0.CO;2-M
- Schmidt, J.E.E., Ahring, B.K., 1994. Extracellular polymers in granular sludge from different upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 42, 457–462. doi:10.1007/BF00902757
- Seghezzi, L., Zeeman, G., Van Lier, J.B., Hamelers, H.V.M., Lettinga, G., 1998. A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Bioresour. Technol.* 65, 175–190. doi:10.1016/S0960-8524(98)00046-7
- SENER, SEMARNAT, GIZ México, CONAGUA, ANEAS, 2017. Guía para el manejo y aprovechamiento de biogás en plantas de tratamiento de aguas residuales, Primera. ed. México.
- Shi, X., Tal, G., Hankins, N.P., Gitis, V., 2014. Fouling and cleaning of ultrafiltration membranes: A review. *J. Water Process Eng.* 1, 121–138. doi:10.1016/j.jwpe.2014.04.003
- Siddiqui, A.M., Dai, J., Guan, D., Chen, G., 2019. Exploration of the formation of self-forming dynamic membrane in an upflow anaerobic sludge blanket reactor. *Sep. Purif. Technol.* 212, 757–766. doi:10.1016/j.seppur.2018.11.065
- Singh, K.S., Harada, H., Viraraghavan, T., 1996. Low-strength wastewater treatment by a UASB reactor. *Bioresour. Technol.* 55, 187–194. doi:10.1016/0960-8524(96)86817-9
- Skouteris, G., Hermosilla, D., López, P., Negro, C., Blanco, Á., 2012. Anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment: A review. *Chem. Eng. J.* 198–199, 138–148.

doi:10.1016/j.cej.2012.05.070

- Smith, A.L., Stadler, L.B., Love, N.G., Skerlos, S.J., Raskin, L., 2012. Perspectives on anaerobic membrane bioreactor treatment of domestic wastewater: A critical review. *Bioresour. Technol.* 122, 149–159. doi:10.1016/j.biortech.2012.04.055
- Smith, P.J., Vigneswaran, S., Ngo, H.H., Ben-Aim, R., Nguyen, H., 2005. Design of a generic control system for optimising back flush durations in a submerged membrane hybrid reactor. *J. Memb. Sci.* 255, 99–106. doi:10.1016/J.MEMSCI.2005.01.026
- Smith, P.J., Vigneswaran, S., Ngo, H.H., Nguyen, H., Ben-Aim, R., 2006. Application of an automation system and a supervisory control and data acquisition (SCADA) system for the optimal operation of a membrane adsorption hybrid system. *Water Sci. Technol.* 53, 179–184.
- Song, K.-G., Kim, Y., Ahn, K.-H., 2008. Effect of coagulant addition on membrane fouling and nutrient removal in a submerged membrane bioreactor. *Desalination* 221, 467–474. doi:10.1016/J.DESAL.2007.01.107
- Stuckey, D.C., 2012. Recent developments in anaerobic membrane reactors. *Bioresour. Technol.* 122, 137–148. doi:10.1016/j.biortech.2012.05.138
- Synder Filtration, n.d. Tubular membranes [WWW Document]. URL <http://synderfiltration.com/learning-center/articles/module-configurations-process/tubular-membranes/> (accessed 6.10.19).
- Villalba Pastrana, M.E., 2015. Evaluación del desempeño de una membrana dinámica acoplada a un reactor anaerobio para el tratamiento de agua residual municipal. Universidad Nacional Autónoma de México UNAM.
- Visvanathan, C., Aim, R. Ben, Parameshwaran, K., 2000. Membrane Separation Bioreactors for Wastewater Treatment. *Crit. Rev. Environ. Sci. Technol.* 30, 1–48. doi:10.1080/10643380091184165
- Vyas, H.K., Bennett, R.J., Marshall, A.D., 2002. Performance of crossflow microfiltration during constant transmembrane pressure and constant flux operations. *Int. Dairy J.* 12, 473–479. doi:10.1016/S0958-6946(02)00020-1
- Vyrides, I., Stuckey, D.C., 2011. Fouling cake layer in a submerged anaerobic membrane bioreactor treating saline wastewaters: Curse or a blessing? *Water Sci. Technol.* 63, 2902–2908. doi:10.2166/wst.2011.461
- Wang, L., Liu, Hongbo, Zhang, W., Yu, T., Jin, Q., Fu, B., Liu, He, 2018. Recovery of organic matters in wastewater by self-forming dynamic membrane bioreactor: Performance and membrane fouling. *Chemosphere* 203, 123–131. doi:10.1016/j.chemosphere.2018.03.171
- Wang, Y.K., Sheng, G.P., Li, W.W., Yu, H.Q., 2012. A pilot investigation into membrane bioreactor using mesh filter for treating low-strength municipal wastewater. *Bioresour. Technol.* 122, 17–21. doi:10.1016/j.biortech.2012.04.020
- Wang, Z., Wu, Z., Tang, S., 2009. Extracellular polymeric substances (EPS) properties and their effects on membrane fouling in a submerged membrane bioreactor. *Water Res.* 43, 2504–2512. doi:10.1016/j.watres.2009.02.026

- Wang, Z., Wu, Z., Yin, X., Tian, L., 2008. Membrane fouling in a submerged membrane bioreactor (MBR) under sub-critical flux operation: Membrane foulant and gel layer characterization. *J. Memb. Sci.* 325, 238–244. doi:10.1016/j.memsci.2008.07.035
- WEF, 2012. *Membrane Bioreactors: WEF Manual of Practice No. 36*. McGraw-Hill Education, New York.
- Wu, J., Le-Clech, P., Stuetz, R.M., Fane, A.G., Chen, V., 2008a. Effects of relaxation and backwashing conditions on fouling in membrane bioreactor. *J. Memb. Sci.* 324, 26–32. doi:10.1016/J.MEMSCI.2008.06.057
- Wu, J., Le-Clech, P., Stuetz, R.M., Fane, A.G., Chen, V., 2008b. Novel filtration mode for fouling limitation in membrane bioreactors. *Water Res.* 42, 3677–3684. doi:10.1016/J.WATRES.2008.06.004
- Xiao, K., Liang, S., Wang, X., Chen, C., Huang, X., 2019. Current state and challenges of full-scale membrane bioreactor applications: A critical review. *Bioresour. Technol.* 271, 473–481. doi:10.1016/j.biortech.2018.09.061
- Xiao, L., Chunjuan, D., Lv, B., Wang, Y., Chen, S., 2008. Anaerobic treatment of domestic wastewater with EGSB reactor. *2nd Int. Conf. Bioinforma. Biomed. Eng. iCBBE 2008* 2780–2783. doi:10.1109/ICBBE.2008.1027
- Xiong, J., Fu, D., Singh, R.P., 2014. Self-adaptive dynamic membrane module with a high flux and stable operation for the municipal wastewater treatment. *J. Memb. Sci.* 471, 308–318. doi:10.1016/j.memsci.2014.08.001
- Yang, J., Ji, X., Lu, L., Ma, H., Chen, Y., Guo, J., Fang, F., 2017. Performance of an anaerobic membrane bioreactor in which granular sludge and dynamic filtration are integrated. *Biofouling* 33, 36–44. doi:10.1080/08927014.2016.1262845
- Yang, Y., Tada, C., Miah, M.S., Tsukahara, K., Yagishita, T., Sawayama, S., 2004. Influence of bed materials on methanogenic characteristics and immobilized microbes in anaerobic digester. *Mater. Sci. Eng. C* 24, 413–419. doi:10.1016/j.msec.2003.11.005
- Ye, M., Zhang, H., Wei, Q., Lei, H., Yang, F., Zhang, X., 2006. Study on the suitable thickness of a PAC-precoated dynamic membrane coupled with a bioreactor for municipal wastewater treatment. *Desalination* 194, 108–120. doi:10.1016/j.desal.2005.11.005
- Yeon, K.-M., Cheong, W.-S., Oh, H.-S., Lee, W.-N., Hwang, B.K., Lee, C.-H., 2009a. Quorum Sensing: A new biofouling control paradigm in a Membrane Bioreactor for advanced wastewater treatment. *Environ. Sci. Technol.* 43, 380–385. doi:10.1021/es8019275
- Yeon, K.-M., Lee, C.-H., Kim, J., 2009b. Magnetic enzyme carrier for effective biofouling control in the Membrane Bioreactor based on enzymatic quorum quenching. *Environ. Sci. Technol.* 43, 7403–7409. doi:10.1021/es901323k
- Yu, H., Wang, Z., Wu, Z., Zhu, C., 2016. Enhanced waste activated sludge digestion using a submerged anaerobic dynamic membrane bioreactor: Performance, sludge characteristics and microbial community. *Sci. Rep.* 6, 1–10. doi:10.1038/srep20111
- Zhang, L., Feng, X., Zhu, N., Chen, J., 2007. Role of extracellular protein in the formation and stability of aerobic granules. *Enzyme Microb. Technol.* 41, 551–557.

doi:10.1016/j.enzmictec.2007.05.001

- Zhang, P., Shen, Y., Guo, J.S., Li, C., Wang, H., Chen, Y.P., Yan, P., Yang, J.X., Fang, F., 2015. Extracellular protein analysis of activated sludge and their functions in wastewater treatment plant by shotgun proteomics. *Sci. Rep.* 5, 1–11. doi:10.1038/srep12041
- Zhang, X., Wang, Z., Wu, Z., Lu, F., Tong, J., Zang, L., 2010. Formation of dynamic membrane in an anaerobic membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. *Chem. Eng. J.* 165, 175–183. doi:10.1016/j.cej.2010.09.013
- Zhang, X., Wang, Z., Wu, Z., Wei, T., Lu, F., Tong, J., Mai, S., 2011. Membrane fouling in an anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for municipal wastewater treatment: Characteristics of membrane foulants and bulk sludge. *Process Biochem.* 46, 1538–1544. doi:10.1016/j.procbio.2011.04.002
- Zhang, Y., Zhao, Y., Chu, H., Dong, B., Zhou, X., 2014. Characteristics of dynamic membrane filtration: Structure, operation mechanisms, and cost analysis. *Chinese Sci. Bull.* 59, 247–260. doi:10.1007/s11434-013-0048-x
- Zhou, Z., He, X., Zhou, M., Meng, F., 2017. Chemically induced alterations in the characteristics of fouling-causing bio-macromolecules – Implications for the chemical cleaning of fouled membranes. *Water Res.* 108, 115–123. doi:10.1016/j.watres.2016.10.065
- Zhu, L., Zhou, J., Lv, M., Yu, H., Zhao, H., Xu, X., 2015. Specific component comparison of extracellular polymeric substances (EPS) in flocs and granular sludge using EEM and SDS-PAGE. *Chemosphere* 121, 26–32. doi:10.1016/j.chemosphere.2014.10.053

## ANEXOS

### A. DIAGRAMA DE BOX-PLOT

Los diagramas de box-plot son gráficos que muestran la distribución de una variable usando cuartiles, de modo que de forma visual podamos inferir características importantes como: la dispersión, ubicación y simetría.

En la figura A.1 se muestra que el diagrama de box-plot se compone de un rectángulo, donde los lados superior e inferior del rectángulo representan el rango intercuartílico (RI), que es la diferencia entre el primer ( $Q_1$ ) y tercer ( $Q_3$ ) cuartil, esto incluye el 50% de las observaciones centrales. En el centro del rectángulo se encuentra una línea horizontal, la cual expresa la mediana ( $Q_2$ ). Los “bigotes” son líneas que salen a los costados de la caja y que sirven como referencia para ubicar las observaciones que se encuentran fuera de los valores centrales de la distribución, representan el valor máximo y el mínimo.

Además, es posible conocer los valores atípicos del experimento, se representan de manera individual y son los valores que se encuentran fuera de los límites de la prolongación de los bigotes. El valor promedio se representa por una equis.

El diagrama de box-plot se puede construir utilizando la tabla A.1.

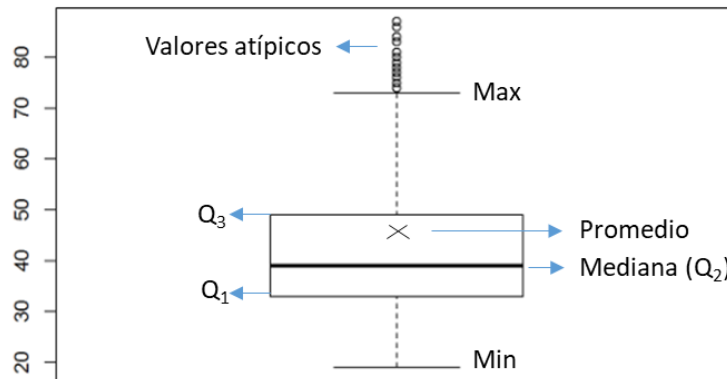


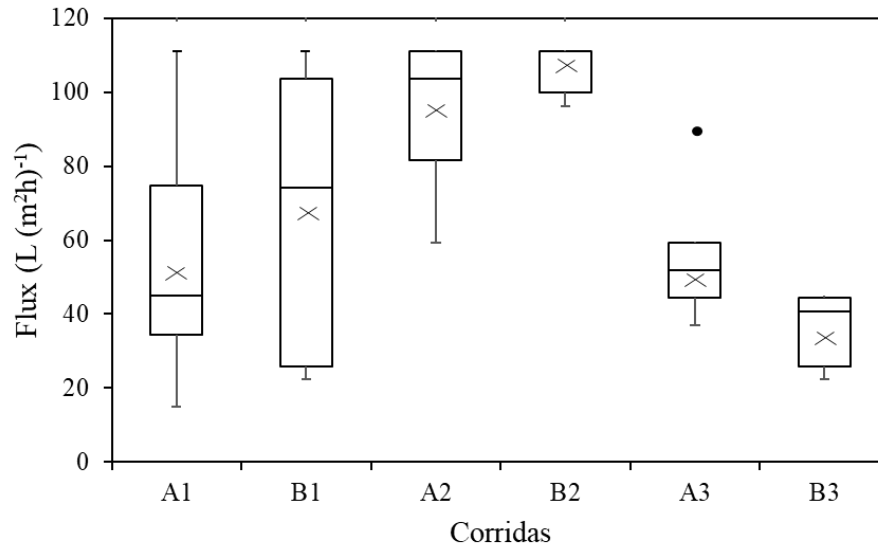
Figura A. 1. Representación de un gráfico de box-plot.

Tabla A. 1. Cálculos para realizar un diagrama de box-plot.

Parámetro	Ancho
Min = Mínimo	Mínimo
$Q_1$ = 1er cuartil	$Q_1 - \text{Min}$
$Q_2$ = 2do cuartil	$Q_2 - Q_1$
$Q_3$ = 3er cuartil	$Q_3 - Q_2$
Max = Máximo	$\text{Max} - Q_3$
RI = Rango intercuartílico	$Q_3 - Q_1$
Atípico Mínimo	$Q_1 - 1.5(\text{RI})$
Atípico Máximo	$Q_3 + 1.5(\text{RI})$



## B. VALOR MEDIO DE FLUX EN LA ETAPA DE PTM CONSTANTE.



**Figura B. 1.** Diagrama de box-plot del flux en la etapa PTM constante.

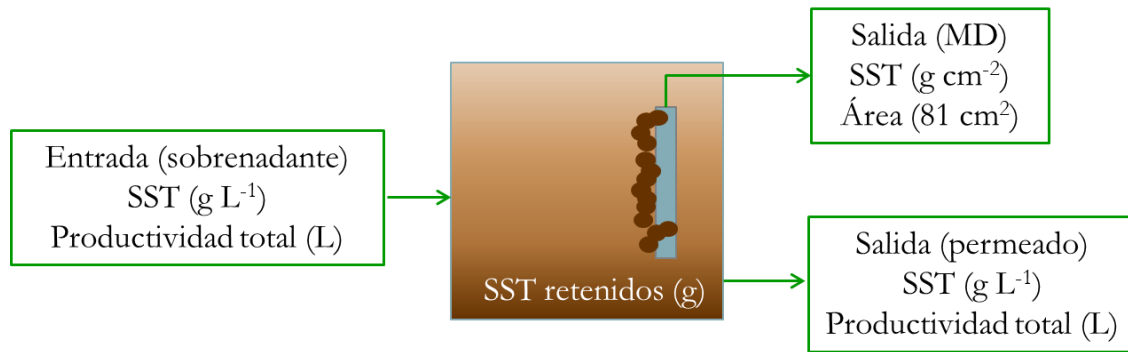
## C. ESTIMACIONES DE BALANCE DE MASA DE LODO INICIAL Y FINAL EN LA CÁMARA.

El incremento de la masa de lodo en la cámara externa se debe principalmente a la retención de flóculos que son arrastrados en el efluente del reactor UASB. En la tabla C.1 se muestra la masa inicial y final de las seis corridas, así como la masa de sólidos retenidos en la cámara al término de la experimentación.

**Tabla C. 1.** Masa inicial y final del lodo en la cámara externa.

Parámetro	A1		B1		A2			B2			A3			B3		
	final	final	inicial	final	Δ	inicial	final	Δ	inicial	final	Δ	inicial	final	Δ		
<b>ST (g)</b>	293	317	306	317	+11	308	272	-36	317	394	+77	329	351	+22		
<b>SV (g)</b>	195	195	216	226	+10	217	194	-23	230	288	+58	239	254	+15		
<b>SF (g)</b>	98	94	89	90	+1	90	79	-11	87	106	+19	90	97	+7		
<b>Sólidos retenidos (g)</b>	265	471	-	51	-	-	29	-	-	71	-	-	15	-		

El cálculo de la masa de sólidos retenidos se realizó a través de un balance de masa, en el cual se consideraron los datos de la entrada de sólidos suspendidos totales (SST) en el sobrenadante, y dos salidas: los sólidos que lograron atravesar el textil y escaparon en el permeado y los sólidos adheridos a la biopelícula de la membrana dinámica, como se observa en la figura C.1.



**Figura C. 1.** Esquema ilustrativo del balance de masa.

Para conocer la productividad total de cada experimento, se calculó el flux promedio de las etapas de flux constante y PTM constante, y se multiplicó por la duración de cada etapa. La suma de ambos valores, denominada como productividad total, se multiplicó por la concentración promedio de SST del sobrenadante, para obtener la entrada, y por la concentración promedio del permeado, para conocer una de las salidas. Para estimar la concentración promedio de sólidos suspendidos totales del permeado en las corridas 1 y 2 se realizó una correlación entre la turbiedad y los SST de la corrida 3 ( $R^2=0.3578$ ). En la tabla C.2 se muestran los resultados obtenidos, mientras que en la tabla C.3 se presentan los datos de la masa en la entrada y las salidas.

**Tabla C. 2.** Productividad total y concentraciones de SST en sobrenadante y permeado en las corridas de filtración.

Corrida	Productividad total (L)	Concentración SST promedio en la entrada ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Concentración SST promedio en el permeado ( $\text{mg L}^{-1}$ )
A1	988	285	15
B1	1764	285	14
A2	594	124	21
B2	411	143	52
A3	518	173	21
B3	185	158	18

**Tabla C. 3.** Masa de SST en sobrenadante, permeado, membrana dinámica y retenida en los experimentos.

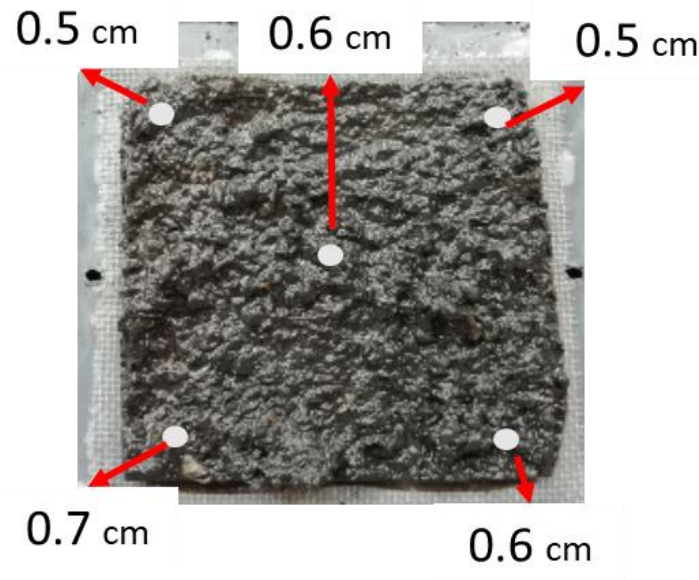
Corrida	Masa entrada (sobrenadante) (g)	Masa permeado (g)	Masa MD (g)	Masa retenida (g)
A1	282	14	2.6	265
B1	503	25	6.7	471
A2	74	13	10	51
B2	59	21	8.9	29
A3	90	11	7.9	71
B3	29	3	11	15

En A1 y B1 no se realizó la determinación de la concentración del lodo al inicio de los experimentos; sin embargo, se puede observar en la tabla C.3 que la masa retenida es superior a lo presentado en las demás corridas. Lo cual puede ser ocasionado porque ambos experimentos tuvieron los periodos de operación más largos.

En el experimento A2 se observa en la tabla C.1 que se tuvo un aumento de 11 g en el lodo final, con respecto a la muestra de lodo inicial. Sin embargo, en el cálculo realizado a través del balance de masa se presentó una retención de 51 g, una diferencia importante. En el caso de A3 y B3, se observa que ambas corridas de filtración la masa final se incrementó en 77 g y 22 g, respectivamente (Tabla C.1). Los valores antes mencionados son congruentes con lo encontrado al aplicar el balance de masa (Tabla C.3), que muestra un incremento de 71 g de sólidos en el experimento A3 y de 15 g en B3.

El resultado que no puede ser explicado es el obtenido en el caso de B2, donde se observa en la tabla C.1 que se tuvo una disminución en la masa del lodo final de 36 g, con respecto a la muestra inicial. Con el enfoque de balance de masa, se tiene que el experimento B2 retuvo 29 g, lo cual va en el sentido del resultado esperado. Es probable que durante la determinación de los sólidos del lodo final del experimento B2 se haya incurrido en un error.

#### D. FOTOGRAFÍAS DE LAS MEMBRANAS DINÁMICAS.



**Figura D. 1.** Fotografía de la membrana dinámica de A1 (Vista frontal).

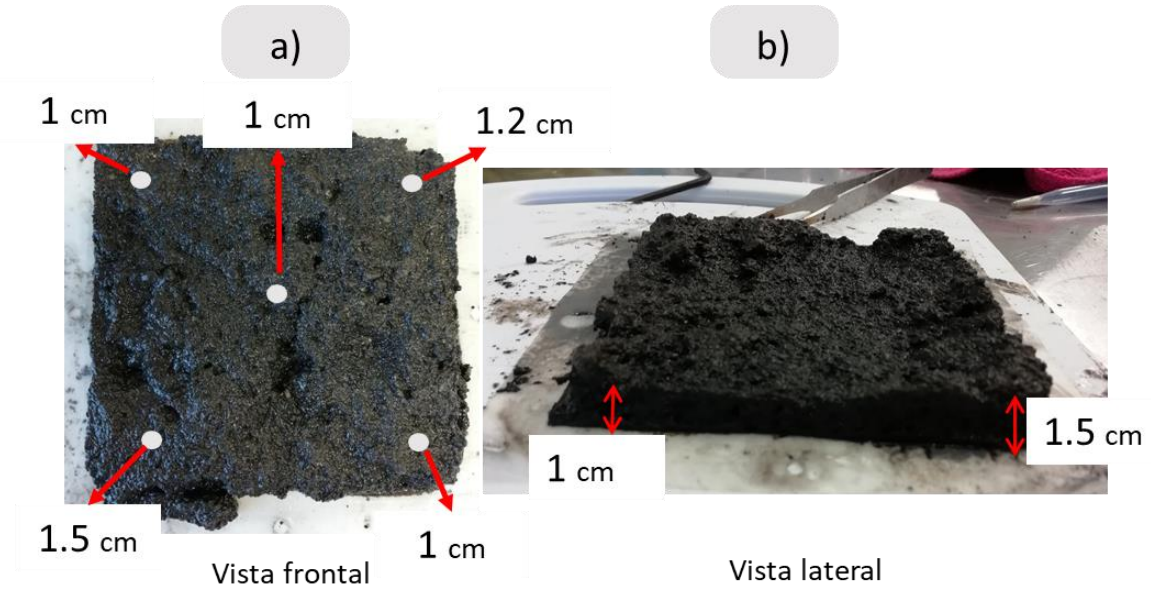


Figura D. 2. Fotografía de la membrana dinámica de A2: a) Vista frontal, y b) Vista lateral.

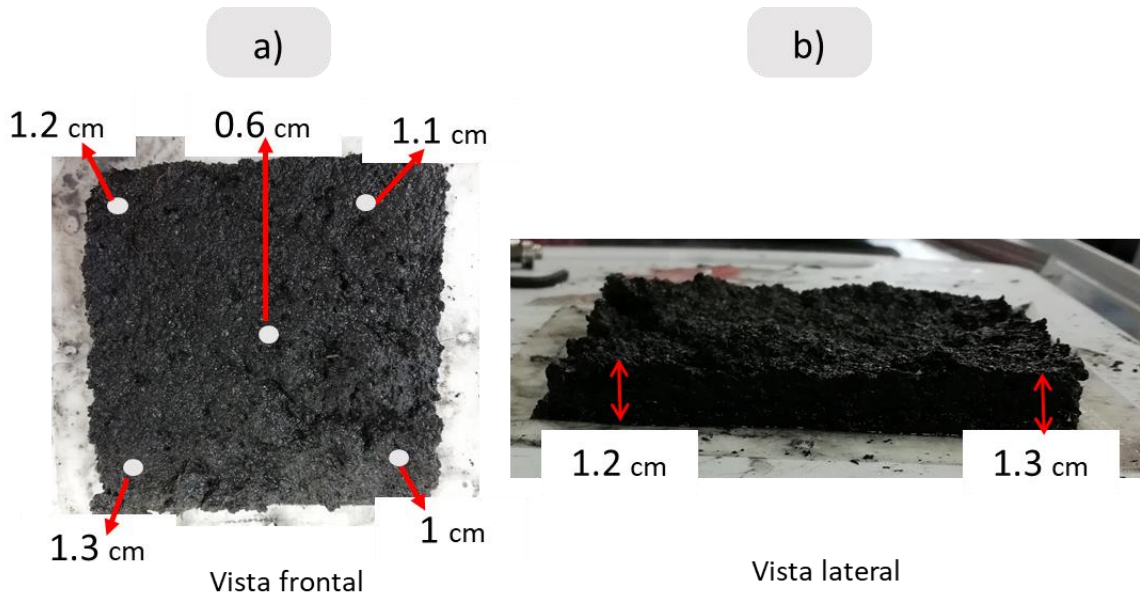
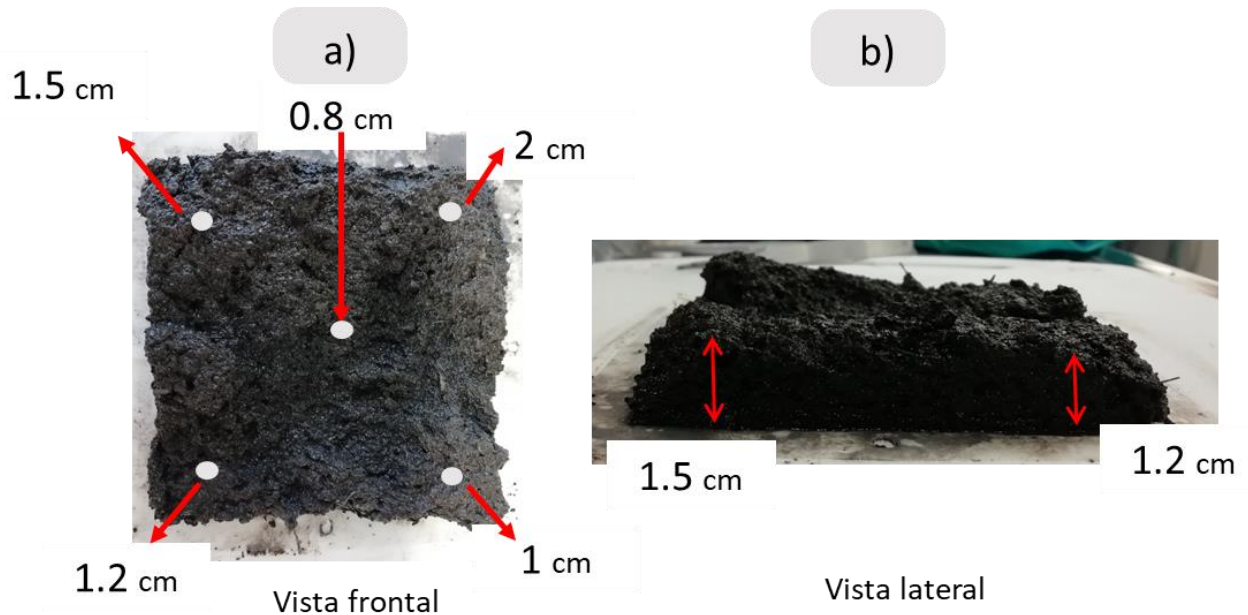


Figura D. 3. Fotografía de la membrana dinámica de A3: a) Vista frontal, y b) Vista lateral.



**Figura D. 4.** Fotografía de la membrana dinámica de B3: a) Vista frontal, y b) Vista lateral.

## D. GLOSARIO

*Agua residual municipal:* Son aquellos residuos líquidos de origen doméstico, comercial e institucional. Así como, las escorrentías de la lluvia que son colectadas por la red de alcantarillado.

*Biogás:* Mezcla de gas conformada por  $\text{CH}_4$  (50-70%) y  $\text{CO}_2$  (25-40%) producto de un proceso biológico anaerobio.

*Biopelícula:* Agrupaciones de microorganismos de diverso género que se encuentran adheridas a una superficie unidos por una matriz mucilaginosa.

*Biorreactor anaerobio de membrana:* Proceso de tratamiento biológico que opera en ausencia de oxígeno, a las cuales se les acopla un sistema de filtración de membrana para lograr una completa retención de partículas y microorganismos.

*Capa gel:* Capa compuesta principalmente por sustancias poliméricas extracelulares que se encuentran fuertemente adheridas a la superficie del material, lo que dificulta su remoción.

*Capa taponante:* Capa de flóculos o gránulos que se encuentran pobremente adheridos al material.

*Carbohidratos:* Moléculas orgánicas compuestas por carbono, hidrógeno y oxígeno. También llamados hidratos de carbono o sacáridos son la forma biológica primaria de almacenamiento y consumo de energía.

*Demanda bioquímica de oxígeno (DBO):* Cantidad de oxígeno usado por los microorganismos no fotosintéticos a una temperatura de  $20^\circ\text{C}$ , para metabolizar los compuestos orgánicos degradables biológicamente.

*Demanda química de oxígeno (DQO):* Medida aproximada de la demanda teórica de oxígeno. Se define como la cantidad de oxígeno consumida en la oxidación química total de constituyentes orgánicos a productos inorgánicos finales.

*Efluente:* La salida o flujos salientes de cualquier sistema, como una planta de tratamiento de agua o un alcantarillado. Se refiere al producto dado por el proceso o sistema.

*Filtración efectiva:* Criterio que depende de los parámetros de productividad y calidad: flux superior a  $25 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$  y turbiedad y SST inferiores a 20 NTU o  $20 \text{ mg L}^{-1}$ , respectivamente.

*Flóculo:* Masa densa de materia que es formada por la acumulación de partículas suspendidas o coloidales.

*Flux:* Cantidad de flujo que permea a través de una unidad de área de la membrana por una unidad de tiempo ( $\text{L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ ).

*Flux constante:* Etapa en la que se fija un valor de flux y la presión transmembrana es la variable dependiente.

*Gránulo:* Agregación de biomasa formada a través de la inmovilización natural de los microorganismos, sin necesidad de emplear materiales de empaque.

*Granulometría:* Determinación empleada en los tratamientos biológicos de agua residual para conocer la cantidad, tamaño y proporción de los gránulos presentes en el reactor. Ya que es ideal tener gránulos con alta velocidad de sedimentación y actividad metanogénica notable.

*Influyente:* Es la corriente de un fluido que entra al sistema.

*Lodo anaerobio:* Es el resultado líquido o semisólido de la degradación de la materia orgánica mediante los procesos biológicos en una planta de tratamiento de aguas residuales.

*Membrana dinámica:* Biopelícula que se forma con las partículas presentes en el fluido a filtrar sobre un material de bajo costo con gran tamaño de poro, que funciona como un filtro activo. También conocido como membrana secundaria.

*Permeado:* El agua que pasa a través de la membrana de filtración.

*Presión transmembrana (PTM):* Diferencia de presión entre la zona del retenido y la del permeado de la membrana.

*Presión transmembrana constante:* Etapa en la que la PTM se mantiene constante a lo largo de la corrida de filtración, por lo tanto, el flux de permeado disminuye con el tiempo, debido al taponamiento de la membrana.

*Productos microbianos solubles:* Mezcla compleja de material orgánico (i.e. proteínas, polisacáridos, sustancias húmicas, ácidos nucleicos, etc.) que se encuentra de manera soluble y es liberada durante la lisis celular.

**Proteínas:** Macromoléculas compuestas por carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno formada por cadenas lineales de aminoácidos, las cuales se encuentran unidas mediante enlaces peptídicos.

**Reactor UASB:** Reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente que no requiere material de empaque para retener a los microorganismos.

**Sobrenadante:** Mezcla de lodo anaerobio y efluente del reactor UASB que se encuentra en contacto con la membrana. La muestra de sobrenadante se consideró como el agua que se encuentra en el tubo de presión previo a ingresar a la cámara

**Sustancias poliméricas extracelulares (SPE):** Sustancias de alto peso molecular, como proteínas, carbohidratos, ácidos nucleicos, entre otros, que forman una matriz compleja tridimensional que mantiene adheridos a los microorganismos y los protege contra la desecación, la oxidación o la carga de biocidas, algunos antibióticos y cationes metálicos, radiación ultravioleta y otras condiciones del medio donde se vuelven vulnerables.

**SPE débilmente ligadas:** Capa difusa débilmente ligada a la célula, que es comúnmente conocida por su nombre en inglés como *loosely bound* (LB-SPE).

**SPE fuertemente ligadas:** Capa de sustancias poliméricas extracelulares que se encuentran fuertemente ligadas y más próximas a la célula, las cuales se conocen como *tightly bound* (TB-SPE)

**Taponamiento:** Deposición y acumulación no deseada de microorganismos, coloides, solutos y residuos celulares dentro de los poros de la membrana o sobre la superficie de la misma.

**Tratamiento anaerobio de agua residual:** También conocida como digestión anaerobia, es un proceso de fermentación microbiana en ausencia de oxígeno, en la cual la materia orgánica es degradada y convertida en biogás y nuevas células.