



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

INSTITUTO DE INGENIERÍA

Taponamiento de membranas de ultrafiltración  
con agua residual municipal bajo diferentes  
niveles de tratamiento (agua residual cruda,  
efluente anaerobio y licor mezclado aerobio)

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

INGENIERÍA AMBIENTAL - AGUA

P R E S E N T A :

Ingeniero Civil

José Antonio Bahena Hernández

TUTOR:

DR. ADALBERTO NOYOLA ROBLES

2010



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	Dr. Martínez Pereda Pedro
Secretario	Dr. Duran Moreno Alfonso
Vocal	Dr. Noyola Robles Adalberto
1er Suplente	Dr. Mijaylova Nacheva Petia
2º Suplente	Dr. Buitrón Méndez Germán

## **Instituto de Ingeniería**

### **TUTOR DE TESIS**

Dr. Noyola Robles Adalberto

---

## Reconocimientos

A Merari, que con su actitud ante  
La vida, cada día me demuestra  
Que el amor puede prevalecer  
A pesar de todo. Que la humildad  
Y el éxito pueden coexistir.  
Que todo es posible,  
Y que la vida es hermosa

A mis Padres Teodoro Bahena y  
María Hernández por la labor titánica  
Y extraordinaria con todos nosotros  
A pesar de tantas limitaciones y adversidades.  
Papá, Mamá, mi reconocimiento y admiración  
Son un ejemplo a seguir.

A la Universidad Nacional Autónoma de México.  
Es la mejor institución educativa de Latinoamérica.  
Un espacio maravilloso de formación académica,  
Cultural y humana. Es maravilloso pertenecer a ella.  
Es extraordinaria.

A la Buena Voluntad de todos aquellos que  
Me ayudaron a disfrutar mi estancia en la  
Universidad y en la Vida. Su paciencia,  
Sus experiencias, muchas de ellas increíbles  
Y su disposición a servir a los demás son un  
Ejemplo a seguir.

## **Agradecimientos**

A Dios por haberme permitido disfrutar y concluir esta etapa de mi vida. Gracias Dios, y permite que el conocimiento adquirido sea para servir a mis semejantes.

A Dulce Merari por su amor, tiempo, paciencia, cuidados, por compartir su vida conmigo. Te amo esposa mía

A mis Padres Teodoro Bahena Bustos y María Hernandez Rodríguez por todo el apoyo incondicional que me han brindado, nuevamente va por ustedes.

A mis hermanos Oscar, Edgar, Hugo, Arcadio y Julio por los momentos y las enseñanzas. Gracias por todo.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, que en sus aulas, jardines, museos, bibliotecas, laboratorios, teatros y demás espacios, me formé como ingeniero y como persona, y encontré al amor de mi vida. Fueron años muy felices. Gracias.

Al Dr. Adalberto Noyola por la confianza y el conocimiento compartido durante este trabajo.

A la Dra. Petia y al Dr. Pedro por su paciencia y el tiempo prestado a este trabajo.

A los Doctores Alfonso Duran y Germán Buitrón por el tiempo prestado y el conocimiento compartido en este trabajo.

Al Instituto de Ingeniería por el apoyo y la infraestructura.

A Roberto Briones por su amistad y su conocimiento. Muchas gracias Roberto

A Margarita Cisneros por las facilidades otorgadas para que se pudiera llevar a cabo este trabajo.

**TABLA DE CONTENIDO**

RESUMEN	11
1 INTRODUCCIÓN	12
2 ANTECEDENTES	13
2.1 DISPONIBILIDAD DE AGUA EN MÉXICO	13
2.2 TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL	15
2.3 BIORREACTORES ANAEROBIOS DE MEMBRANAS	19
2.4 TAPONAMIENTO	21
2.5 JUSTIFICACIÓN	22
2.6 PLANTEAMIENTO DE HIPÓTESIS	23
2.7 OBJETIVO GENERAL	23
2.8 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	23
3 FUNDAMENTOS TEÓRICOS	24
3.1 BIORREACTORES DE MEMBRANAS	24
3.2 TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL MUNICIPAL MEDIANTE ARREGLOS DE MEMBRANA	25
3.2.1 Tratamiento aerobio de agua residual municipal acoplado a membranas	25
3.2.2 Tratamiento anaerobio de agua residual municipal acoplado a membranas	27
3.2.3 Ultrafiltración directa de agua residual municipal	29
3.3 MEMBRANAS	30
3.3.1 Materiales	30
3.3.2 Tamaño de poro	31
3.4 CONFIGURACIÓN DE MEMBRANAS	33
3.4.1 Tubular	33
3.4.2 Fibra hueca	33
3.4.3 Espiral	34
3.4.4 Plana	35

3.5	CONFIGURACIÓN DE BIORREACTORES DE MEMBRANAS	35
3.5.1	Membranas externas	36
3.5.2	Membranas sumergidas	37
3.6	MECANISMOS DE TAPONAMIENTO DE LA MEMBRANA	37
3.6.1	Propiedades de la membrana	40
3.6.2	Condiciones de operación	41
3.6.3	Características del líquido a filtrar	42
3.6.3.1	Contenido de sólidos	42
3.6.3.2	Contenido de N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> y PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	44
3.6.3.3	Sustancias poliméricas extracelulares y productos microbianos solubles	47
3.6.3.4	Tamaño de partícula	48
4	METODOLOGÍA EXPERIMENTAL	50
4.1	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO Y OPERACIÓN	50
4.1.1	Biorreactor UASB	50
4.1.2	Agua residual cruda	51
4.1.3	Lodos activados	51
4.1.4	Membranas de filtración	52
4.2	METODOLOGÍA DE EXPERIMENTACIÓN	53
4.2.1	Filtración	53
4.2.2	Muestreo y análisis físico-químicos	56
4.2.3	Determinación de tamaño de partícula	56
4.2.4	Determinación de sustancias poliméricas extracelulares	58
5	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	59
5.1.	SÓLIDOS	59
5.2.	DQO	65
5.3.	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	70
5.4.	PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	73

5.5.	TAMAÑO DE PARTÍCULA	75
5.6.	SUSTANCIAS POLIMÉRICAS EXTRACELULARES	78
5.7.	FLUX	82
5.8.	DISCUSIÓN GENERAL	86
6	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	91
6.1.	CONCLUSIONES	91
6.2.	RECOMENDACIONES	92
7	REFERENCIAS	93
8	ANEXOS	97
8.1	ANEXO 1. RESULTADOS DE LA DETERMINACIÓN DE TAMAÑO DE PARTÍCULA	97
8.2	ANEXO 2. ANÁLISIS ESTADÍSTICO	100
8.3	ANEXO 3. DETERMINACIÓN DE SUSTANCIAS POLIMÉRICAS EXTRACELULARES (SPE) EN LODOS PROVENIENTES DE UN DIGESTOR UASB	122

## LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1	Tendencia de la disponibilidad del agua en México (SEMARNAT, 2005)	14
Tabla 2.2	Agua residual en México (CONAGUA, 2006)	15
Tabla 2.3	Contaminantes sobre los que actúan los sistemas de tratamiento terciario o avanzado (Calderón, 2006)	19
Tabla 3.1	Número de instalaciones en Norteamérica y el mundo de PTAR con membranas (Yang et al., 2006)	24
Tabla 3.2	Ventajas y desventajas de la digestión anaerobia y aerobia de lodos (Pérez, 2004).	28
Tabla 3.3	Intervalos de separación (Adaptado de Cid, 2007)	31
Tabla 4.1	Características del reactor tipo UASB	50
Tabla 4.2	Condiciones de operación del sistema UASB – membrana	51
Tabla 4.3	Características de reactor biológico de lodos activados	52
Tabla 4.4	Características de la membrana de ultrafiltración (Cid, 2007).	53

TABLA DE CONTENIDO

Tabla 4.5	Límites recomendados de operación de membranas de ultrafiltración (Cid, 2007)	53
Tabla 4.6	Puntos de muestreo para cada agua residual filtrada.	54
Tabla 4.7	Pruebas de laboratorio y su frecuencia de medición, hechas a las muestras de agua residual cruda, lodos activados, efluente del reactor UASB y permeado.	57
Tabla 5.1	Distribución de tamaño de partícula en las tres etapas de experimentación (resumen). *Se consideró un intervalo adicional para el 1er periodo (630 a 1096.48 $\mu\text{m}$ ) con un volumen de 1.18%	78
Tabla 5.2	Valores promedio y eficiencia de remoción, 1ª etapa. Arreglo UASB y membrana	80
Tabla 5.3	Valores promedio y eficiencia de remoción, 2ª etapa. Arreglo agua residual y membrana	81
Tabla 5.4	Valores promedio y eficiencia de remoción, 3ª etapa. Arreglo lodos activados y membrana	81
Tabla 5.5	Condiciones de operación aplicadas por Cid (2007) y en el presente trabajo	88
Tabla 5.6	Valores promedio y eficiencia de remoción. Arreglo reactor UASB y membrana. Experimentación hecha por Cid (2007) y del presente trabajo	89
Tabla A 8.1	Primer periodo de experimentación	97
Tabla A 8.2	Segundo periodo de experimentación	98
Tabla A 8.3	Tercer periodo de experimentación	99
Tabla A 8.4	DQO total antes de ser filtrada	101
Tabla A 8.5	DQO soluble antes de ser filtrada	102
Tabla A 8.6	DQO soluble antes de ser filtrada	103
Tabla A 8.7	DQO soluble antes de ser filtrada	104
Tabla A 8.8	DQO antes de ser filtrada	105
Tabla A 8.9	DQO soluble después de ser filtrada	106
Tabla A 8.10	DQO soluble después de ser filtrada	107
Tabla A 8.11	DQO soluble después de ser filtrada	108
Tabla A 8.12	PO43- primera etapa	109

Tabla A 8.13	PO43- primera etapa	110
Tabla A 8.14	PO43- segunda etapa	111
Tabla A 8.15	PO43- tercera etapa	112
Tabla A 8.16	PO43- antes de ser filtrada	113
Tabla A 8.17	N-NH4+ primera etapa	114
Tabla A 8.18	N-NH4+ primera etapa	115
Tabla A 8.19	N-NH4+ segunda etapa	116
Tabla A 8.20	N-NH4+ tercera etapa	117
Tabla A 8.21	N-NH4+ antes de ser filtrado	118
Tabla A 8.22	N-NH4+ antes de ser filtrado	119
Tabla A 8.23	SDT 1ª Etapa	120
Tabla A 8.24	SDT 2ª Etapa	121

## LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1	Biorreactor tipo lodos activados acoplado a un dispositivo de membranas sumergidas en compartimiento independiente (Giraldo, 2007).	26
Figura 3.2	Intervalos de tamaño de partículas susceptibles de ser separadas por diferentes tipos de filtración (Osmonics, 2007)	32
Figura 3.3	Fotografías de módulos de membranas tubulares, (Grigus M., 2006).	33
Figura 3.4	Fotografías de membranas sumergidas de fibra hueca, (Lowe, E., 2006).	34
Figura 3.5	Fotografías de membranas en espiral, (Caprio, J., 2006).	34
Figura 3.6	Fotografías de membranas planas sobre soporte, (Lowe, E. (2006).	35
Figura 3.7	Arreglo de un biorreactor con membrana externa (Cid, 2007)	36
Figura 3.8	Arreglo de un biorreactor con membrana sumergida (Cid, 2007)	37
Figura 4.1	Arreglo del tanque de recolección utilizado como depósito previo a la bomba de alimentación de las membranas para cada uno de los efluentes a filtrar (agua residual cruda, lodos activados y efluente UASB)	54

Figura 4.2	Arreglo de membranas acopladas a cada una de los efluentes a filtrar (agua residual cruda, lodos activados y efluente UASB)	55
Figura 4.3	Arreglo general del sistema UASB- membranas (Cid, 2007)	56
Figura 4.4	Equipo Mastersizer 2000	58
Figura 2.1	Tendencia de la disponibilidad del agua en México (SEMARNAT, 2005)	14
Figura 2.2	Sistemas de tratamiento de aguas residuales (Romero, 2004)	16
Figura 5.1	Sólidos suspendidos totales, 1ª etapa. Arreglo UASB y membrana	59
Figura 5.2	Sólidos suspendidos totales, 2ª etapa. Arreglo agua cruda y membrana	60
Figura 5.3	Sólidos suspendidos totales, 3ª etapa. Arreglo lodo activado y membrana	61
Figura 5.4	Sólidos suspendidos totales antes de pasar por la membrana	62
Figura 5.5	Sólidos disueltos totales, 1ª etapa. Arreglo UASB y membrana	63
Figura 5.6	Sólidos disueltos totales, 2ª etapa. Arreglo agua cruda y membrana	63
Figura 5.7	Sólidos disueltos totales, 3ª etapa. Arreglo lodo activado y membrana	64
Figura 5.8	DQO total 1ª etapa. Arreglo UASB y membrana	66
Figura 5.9	DQO total 2ª etapa. Arreglo agua cruda y membrana	67
Figura 5.10	DQO total 3ª etapa. Arreglo lodos activados y membrana	67
Figura 5.11	DQO total antes de ser filtrada para las tres etapas experimentales	68
Figura 5.12	DQO soluble antes de ser filtrada para las tres etapas experimentales	69
Figura 5.13	DQO soluble después de ser filtrada en las tres etapas experimentales	70
Figura 5.14	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> 1ª etapa. Arreglo UASB y membrana	71
Figura 5.15	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> 2ª etapa. Arreglo agua cruda y membrana	71
Figura 5.16	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> 3ª etapa, Arreglo lodos activados y membrana	72
Figura 5.17	PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> 1ª etapa. Arreglo UASB y membrana	73
Figura 5.18	PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> 2ª etapa. Arreglo agua residual y membrana	74
Figura 5.19	PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> 3ª etapa. Arreglo lodos activados y membrana	74
Figura 5.20	Distribución de tamaño de partícula. 1ª etapa. Arreglo UASB y membrana	75

Figura 5.21	Distribución de tamaño de partícula. 2ª etapa. Arreglo agua residual y membrana	76
Figura 5.22	Distribución de tamaño de partícula. 3ª etapa. Arreglo lodos activados y membrana	77
Figura 5.23	Sustancias poliméricas extracelulares, (p: permeado)	79
Figura 5.24	Evolución del flux para las tres etapas de experimentación, primera y segunda semanas (ciclos de 23 horas de operación y una hora de lavado)	83
Figura 5.25	Evolución del flux para las tres etapas de experimentación, tercera y cuarta semanas (ciclos de 23 horas de operación y una hora de lavado)	84
Figura 5.26	Volumen acumulado durante cada semana en las tres etapas de experimentación	85

---

## RESUMEN

---

El presente trabajo se llevó a cabo en los laboratorios de Bioprocesos e Ingeniería Ambientales del Instituto de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México, así como en la planta de tratamiento de agua residual que se encuentra ubicada en el campus universitario.

La experimentación se realizó en tres etapas, con duración de un mes cada una. Durante la primera etapa, se filtró el efluente de un reactor UASB a escala piloto, con un volumen útil de 840 litros, que a su vez era alimentado con agua residual cruda proveniente de la planta de tratamiento. En la segunda etapa de experimentación se filtró directamente agua residual cruda que, al igual que en la primera etapa se tomó del influente de la planta de tratamiento. Y por último, en la tercera etapa se filtró licor mezclado del proceso de lodo activado con que cuenta la planta de tratamiento. En todos los casos, se utilizaron membranas externas tubulares de ultrafiltración de tamaño de poro de 0.1  $\mu\text{m}$  (100 kDa de corte molecular) de diámetro nominal de la marca Koch Membrane System hechas de fluoruro de polivinildieno.

En cada etapa se registraron parámetros fisicoquímicos convencionales además de que se determinó la distribución del tamaño de partícula en el influente de las membranas, el contenido de sustancias poliméricas extracelulares tanto en el influente como en el efluente de las membranas, y el flux permeado. Las condiciones de operación se mantuvieron constantes: presión transmembrana de 25 psi, velocidad de flujo de 2.25 m/s, 23 horas de filtración más una hora de lavado con hipoclorito de sodio (300 ppm)

Las membranas en las que se observó mayor taponamiento fueron las utilizadas para filtrar lodos activados, seguidas por las que trataron agua residual cruda. Las que menos taponamiento registraron fueron las utilizadas para filtrar el efluente del reactor UASB. Los principales factores contenidos que contribuyeron con el taponamiento fueron la concentración de sólidos suspendidos, la concentración de sustancias poliméricas extracelulares y el contenido de fósforo en el influente de las membranas.

---

## 1 INTRODUCCIÓN

---

El tratamiento de agua residual mediante el empleo de biorreactores acoplados a membranas es cada vez más aceptado por la calidad del efluente tratado que ofrece y el arreglo compacto del sistema evitando el uso de sedimentadores y filtros. Aunado a esto, el avance de la tecnología de membranas se ha traducido en que los requerimientos de energía se han ido reduciendo y la operación se ha simplificado.

Aunque la investigación sobre la tecnología de biorreactores de membranas (MBR, por sus siglas en inglés) ha tenido un rápido avance, es necesario un mayor esfuerzo en la investigación de su desempeño que permita su aplicación de manera más eficiente a escala comercial. Particularmente un aspecto de mayor importancia es el taponamiento de las membranas y la resultante pérdida de eficiencia (disminución del flujo permeado).

El taponamiento se presenta cuando partículas y macromoléculas se acumulan en la superficie de la membrana formando una capa o película taponante sobre y dentro de los poros, provocando la disminución gradual del flujo filtrado. Para minimizar esta pérdida de flujo, actualmente se utilizan procedimientos como el retrolavado y la limpieza química de las membranas, los cuales a su vez, pueden provocar daños en la estructura de la membrana y pérdidas en la eficiencia (Yang *et al.*, 2006).

En la actualidad, se utilizan principalmente distintos arreglos de membranas acopladas a biorreactores aerobios, principalmente del tipo lodos activados y de manera mucho menos frecuente, en biorreactores anaerobios. En ese sentido, el tratamiento de agua residual mediante la filtración directa se presenta como un concepto que podría ser atractivo y que amerita ser investigado. La publicación de sólo unos cuantos artículos en la literatura especializada así lo demuestra.

Con este trabajo se pretende contribuir con el conocimiento y una mejor comprensión del taponamiento de las membranas, al filtrar tres diferentes tipos de influente con el mismo origen, con el fin de ofrecer información útil para el diseño y en la adopción de estrategias de operación de biorreactores anaerobios de membrana.

---

## 2 ANTECEDENTES

---

### 2.1 Disponibilidad de agua en México

Cerca del 97% del volumen del agua que existe en la tierra está contenida en mares y océanos, por lo tanto es salada y no adecuada para su aprovechamiento. El restante 3% es agua dulce, que representa aproximadamente 38 millones de kilómetros cúbicos. De estos, el 75% es de difícil acceso ya que se encuentra confinada en los casquetes polares y glaciales. El restante 25% se encuentra distribuido de la siguiente forma: 21% almacenada en el subsuelo y 4% en cuerpos de agua superficiales (CONAGUA, 2007).

Por lo anterior, se concluye que si bien la cantidad de agua dulce existente en nuestro planeta es limitada, lo es aún más, la cantidad de agua de “fácil” acceso para uso y consumo humano, consistiendo en sólo el 0.75%.

En lo que se refiere a México, la disponibilidad del agua varía de acuerdo a la región que se observe, prevaleciendo las condiciones de escasez de agua en las regiones del norte del país con aproximadamente el 36% del territorio nacional, donde se localizan solo 4% de los escurrimientos fluviales, mientras que en el sur y sureste con el 15% del territorio del país, se concentra el 42% de los escurrimientos fluviales, por lo que la cantidad disponible sobrepasa a la demanda (CONAGUA, 2007). Así se tiene que, por ejemplo en el estado de Chiapas, se tiene una disponibilidad de 3758.96 millones de metros cúbicos de agua subterránea, sobrepasando la demanda de la población asentada en este estado, mientras que para un estado del norte como lo es Nuevo León se tiene una disponibilidad de 10.07 millones de metros cúbicos de agua subterránea, y un déficit en el abasto de agua para la población de este estado de 239.52 millones de metros cúbicos anuales. Si bien se menciona la disponibilidad de agua, ésta se debe entender, como la existencia de agua en el lugar, más no de la instrumentación de planes y obras que permitan hacer uso de este recurso, aún cuando esté disponible.

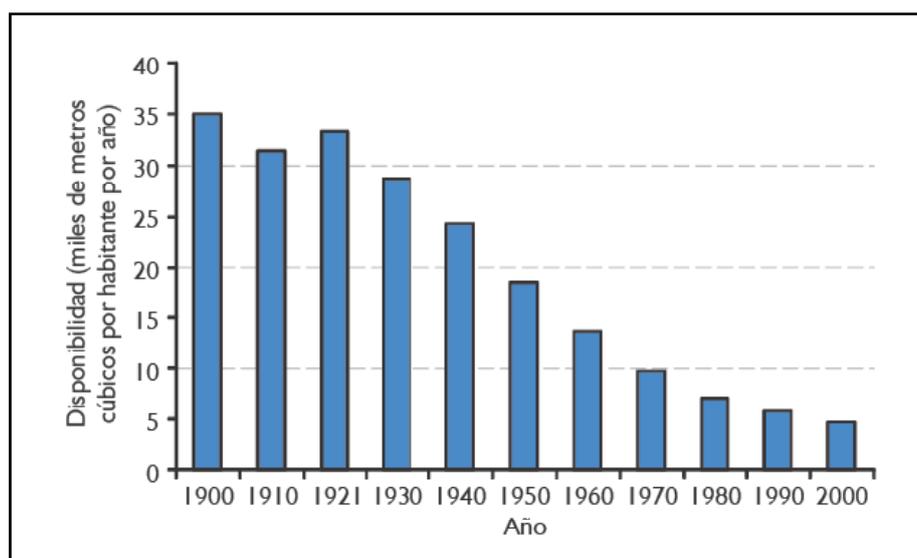
La zona metropolitana de la Ciudad de México presenta graves problemas de abastecimiento de agua para uso y consumo humano debidos principalmente a la sobreexplotación de este recurso, así como, a la limitada recarga del acuífero, fuente principal de abastecimiento de agua. La gran demanda de agua y sobreexplotación de los recursos hídricos de esta zona del país se deben principalmente a que concentra el 20.3% en apenas el 1% del territorio nacional y debido a esto una gran parte del área que pudiera ser de recarga de este acuífero se encuentra cubierta por asentamientos humanos, volviéndose prácticamente impermeable.

La zona metropolitana de la Ciudad de México tiene un consumo de agua de 64.69 m<sup>3</sup>/s de los cuales 45.37 m<sup>3</sup>/s son obtenidos dentro de la misma zona y el restante, 19.32 se adquieren de fuentes externas como son los sistemas Lerma y Cutzamala, con elevados costos para lograr esto.

La generación de aguas residuales, producto del uso del agua en las actividades humanas de tipo industrial y doméstico, y la contaminación de las fuentes de agua, provoca una reducción de la cantidad de agua disponible con la calidad adecuada para ser utilizada en contacto con los seres humanos sin que se presenten problemas de salud pública. En la Tabla 2.1 se reporta la disponibilidad de agua en el país y en la Figura 2.1 se muestra la tendencia en la disponibilidad de agua per capita en el país.

**Tabla 2.1 Tendencia de la disponibilidad del agua en México (SEMARNAT, 2005)**

<b>Año</b>	<b>Disponibilidad natural media total (millones m<sup>3</sup>/año)</b>	<b>Población (millones habitantes)</b>	<b>Disponibilidad natural media per cápita (m<sup>3</sup>/hab.año)</b>
1950	465,137	25.79	18,035
1960	465,137	34.92	13,319
1970	465,137	48.23	9,645
1980	465,137	66.85	6,958
1990	465,137	81.25	5,725
2000	465,137	97.48	4,771
2005	465,137	103.26	4,504
2006	465,137	105.33	4,416



**Figura 2.1 Tendencia de la disponibilidad del agua en México (SEMARNAT, 2005)**

Lo anteriormente anotado indica que el abasto de agua para uso y consumo humano es un problema que tiende a agravarse por lo que es necesario tomar las medidas que permitan preservar y usar mejor este recurso que tiene incidencia directa en la salud, la economía y la política de cualquier grupo humano y en particular en los países desarrollados como México.

## 2.2 Tratamiento de agua residual

Bajo la problemática que presenta nuestro país, el reúso del agua residual se presenta como una alternativa importante en el manejo integral de este vital líquido. Esta medida tiene como objetivos principales, liberar agua potable apta para uso y consumo humano de actividades en las que no se requiere que el agua utilizada sea de alta calidad por la naturaleza de su uso, y la preservación del medio ambiente y fuentes de abastecimiento al dejar de descargar agua residual sin tratar.

Como se muestra en la Tabla 2.2, en México se generan cada segundo 242 m<sup>3</sup> de agua residual producto de las diferentes actividades de los habitantes del país. De esta cantidad, se tratan solamente 74.4 m<sup>3</sup>/s en los diferentes sistemas de tratamiento instalados, lo que significa que sólo un 30.7% del agua residual generada se está disponiendo de manera controlada y que el restante 69.3% se vierte sin ningún control, afectando de manera negativa a cuerpos de agua dulce o costas marinas, así como al agua contenida en el subsuelo.

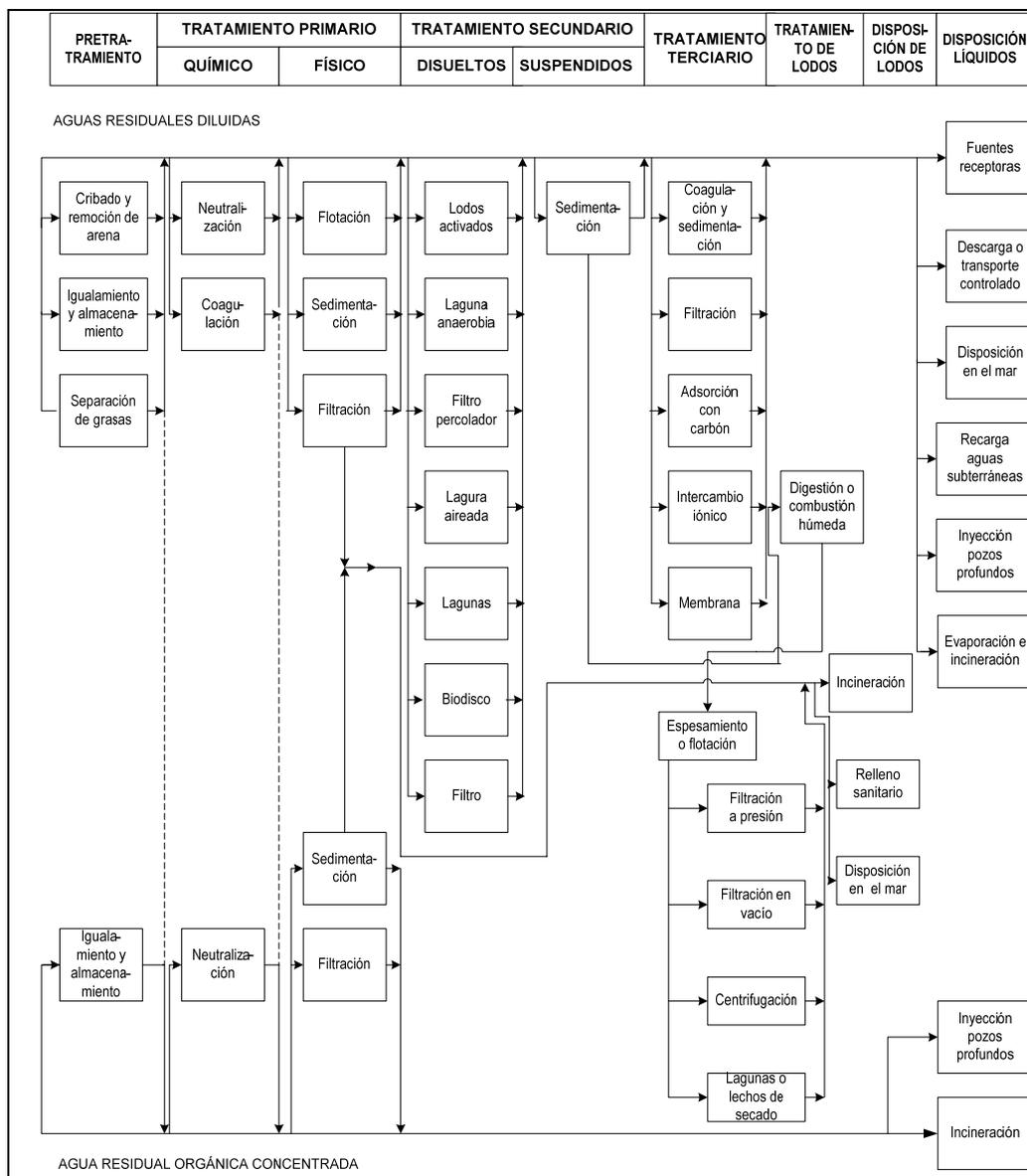
**Tabla 2.2 Agua residual en México (CONAGUA, 2006)**

Descripción	Unidad	Cantidad
Agua residual generada	m <sup>3</sup> /s	242
Recolectada en alcantarillado	m <sup>3</sup> /s	206
Tratada	m <sup>3</sup> /s	74.4
DBO <sub>5</sub> generada	millones de toneladas/año	2.06
DBO <sub>5</sub> recolectada en alcantarillado	millones de toneladas/año	1.75
DBO <sub>5</sub> removida en sistemas de tratamiento	millones de toneladas/año	0.52

El tratamiento de agua residual en México se puede considerar limitado si se toma en cuenta la cantidad de agua residual que se genera. En otros países con un mayor nivel de desarrollo, el tratamiento de agua tiene gran importancia y se ve reflejado en la instrumentación de planes y acciones que permiten porcentajes de tratamiento altos. Tal es el caso de España donde en 1995 el 60% de las descargas de agua residual domésticas iban

a parar a un sistema de tratamiento de aguas residuales, y para el año 2005 este porcentaje alcanzó la cifra del 92% (INE, 2008).

Para que el agua residual pueda ser reutilizada, debe de pasar por diversos tratamientos. La conformación de un sistema de tratamiento dependerá principalmente del uso que se le dará al agua y de las características del agua residual. Un sistema de tratamiento se compone de operaciones y procesos unitarios que tienen como finalidad reducir los contaminantes objetivos del tratamiento, hasta llegar a la meta de remoción que se haya fijado. Existen varios de ellos, como se muestra en la Figura 2.1 los cuales pueden combinarse en función de los objetivos a alcanzar.



**Figura 2.2** Sistemas de tratamiento de aguas residuales (Romero, 2004)

El término “operación unitaria física” se refiere al tratamiento que utiliza fuerzas físicas, como la gravedad para llevar a cabo la remoción de contaminantes mientras que “proceso unitario químico” y “proceso biológico” se refieren al tratamiento que lleva a cabo la remoción de contaminantes mediante procesos químicos y biológicos respectivamente, e implica una transformación en la naturaleza del contaminante, (Metcalf and Eddy, 2003).

Los sistemas de tratamiento se pueden dividir en subsistemas llamados primario, secundario y terciario o avanzado, dependiendo del grado de remoción de contaminantes, por lo tanto en el subsistema terciario se logra la más alta remoción de contaminantes en el efluente tratado.

En el tratamiento primario se remueve principalmente materia orgánica particulada en forma de sólidos suspendidos. La literatura reporta que en un sistema de tratamiento primario convencional se remueve aproximadamente del 50 al 70% de los sólidos que entran a la planta y del 25 al 40% de la DBO asociada a los sólidos removidos (Metcalf and Eddy, 2003). La remoción de estos sólidos suspendidos está dada en el caso de la sedimentación por la carga hidráulica. Cuando se tienen principalmente partículas de baja densidad se utiliza como tratamiento primario un sistema de flotación, por lo tanto la remoción de sólidos estará dada por el suministro de aire.

Una variante del tratamiento primario es el llamado físico químico o tratamiento primario avanzado, en el cual se agregan sales metálicas al agua y/o polímeros, para aumentar la eficiencia de remoción de materia particulada. En esta variante del tratamiento primario se alcanzan niveles de remoción de hasta el 84% en sólidos suspendidos totales y de 57% en DQO (Calderón, 2006), al aumentar el tamaño de los sólidos coloidales que así podrán sedimentarse. En sistemas físico-químicos que utilizan la flotación por aire disuelto se reportan eficiencias de hasta el 90% en remoción de sólidos suspendidos totales. Uno de los inconvenientes de este tratamiento es que la generación de lodos es mayor que en un sistema convencional y son de más difícil manejo.

El tratamiento secundario tiene como objetivo eliminar la materia orgánica disuelta empleando biomasa, que por su afinidad al oxígeno se clasifica en aerobio, anaerobio o anóxico. Estas bacterias se encargan de degradar la materia orgánica transformándola en compuestos inorgánicos tales como bióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), nitrógeno amoniacal ( $\text{NH}_3$ ), nitratos ( $\text{NO}_3^-$ ) y agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ).

Además de los compuestos antes mencionados, en un tratamiento secundario se produce nueva biomasa que será necesario separarla del efluente del reactor biológico ya sea en sedimentadores secundarios, en el caso de sistemas aerobios, mientras que en los procesos anaerobios, generalmente la separación ocurre dentro del mismo reactor, ya que la

producción de biomasa es mucho más limitada y generalmente está adherida a un soporte, por lo mismo el arrastre de biomasa activa no es significativo (Calderón, 2006). Además es frecuente que a un reactor anaerobio le siga un reactor aerobio que tiene como objetivo el pulimento del efluente anaerobio.

Existen diferentes dispositivos de tratamiento secundario que además de poder ser clasificados con base en la ruta metabólica de los microorganismos (aerobia o anaerobia) también se pueden clasificar en función a la forma en que la población microbiana se encuentra dentro del reactor. Así se pueden clasificar en dos grupos: los de biomasa suspendida, que son aquellos que no utilizan un medio de soporte y que forman flóculos; y los que cuentan con un medio de soporte, ya sea natural o sintético, en donde se desarrolla la comunidad microbiana. Los procesos más usuales en México son los lodos activados en su forma convencional y los filtros percoladores (Calderón, 2006)

En el tratamiento terciario o avanzado se tiene como objetivo remover contaminantes remanentes, que pueden estar en estado suspendido, coloidal o disuelto, después del tratamiento primario y/o secundario convencional. Los contaminantes disueltos a remover pueden ser desde iones simples tales como el calcio, sulfatos, potasio, nitratos y fosfatos, hasta sustancias orgánicas sintéticas complejas. A continuación se enlistan algunos de los tratamientos a nivel terciario reportados en la literatura especializada

- Filtración
- Filtración por membranas
- Electrodiálisis
- Adsorción
- Arrastre con gas
- Intercambio iónico
- Oxidación avanzada
- Destilación
- Precipitación química
- Oxidación química

La inclusión de un tratamiento terciario estará en función del grado de remoción de contaminantes en el efluente que se quiera lograr. En la Tabla 2.3 se muestran los contaminantes que es posible remover con los sistemas de tratamiento terciario arriba mencionados.

**Tabla 2.3 Contaminantes sobre los que actúan los sistemas de tratamiento terciario o avanzado (Calderón, 2006)**

CONTAMINANTES	Operaciones y procesos unitarios												
	FM P	F S	M F	U F	O I	E D	A D	A A	I I	PAO s	D E	P Q	O Q
<b>Materia suspendida coloidal</b>													
Sólidos Suspendidos Totales (SST)	x	X	x	x	x	x	x		x		x	x	
Sólidos coloidales	x	X	x	x	x	x	x		x		x	x	
Materia orgánica particulada					x	x					x		x
<b>Materia orgánica disuelta</b>													
Carbono Orgánico _Total (COT)					x	x	x		x	x	x	x	x
Compuestos orgánicos refractarios					x	x	x			x	x		
compuestos orgánicos volátiles					x	x	x	x		x	x		
<b>Materia inorgánica disuelta</b>													
Amoniaco					x	x		x	x		x		
Nitrato					x	x			x		x		
Fósforo	x				x	x					x	x	
SDT					x	x			x		x		
<b>Agentes biológicos</b>													
Bacterias			x	x	x	x					x		
Protozoarios	x		x	x	x	x	x		x		x	x	
Virus					x	x					x		

- FMP** Filtración en medio poroso  
**OI** Ósmosis Inversa  
**II** Intercambio iónico  
**FS** Filtración de superficie (microcribas)  
**ED** Electrodialisis  
**DE** Destilación  
**MF** Microfiltración  
**AD** Adsorción  
**PQ** Precipitación Quím.  
**UF** Ultrafiltración  
**AA** Arrastre con aire  
**OQ** Oxidación Química  
**PAOs** Procesos de oxidación avanzados

### 2.3 Biorreactores anaerobios de membranas

En el proceso de filtración se lleva a cabo la remoción de materia suspendida y coloidal, y se puede llevar a cabo en medios granulares o porosos, como son las membranas. El tratamiento de agua residual utilizando membranas acopladas a reactores biológicos ha tenido un desarrollo importante tanto en investigación, como en su aplicación, especialmente en membranas acopladas a biorreactores aerobios. Sin embargo, la aplicación de membranas a sistemas anaerobios es muy limitada, con limitados reportes en la literatura.

Una membrana es una barrera permeable que permite el paso de ciertos constituyentes contenidos en el agua residual y retiene a otros de acuerdo al tamaño de sus poros. Este arreglo consiste de tres corrientes: alimentación, que es el influente a tratar; permeado, que es el efluente tratado y rechazo, que es el líquido conteniendo los componentes que por su tamaño no pudieron pasar a través de la estructura filtrante de la membrana.

Un dispositivo de membranas se encuentra acoplado a un biorreactor generalmente de dos formas: sumergido, ya sea en el reactor biológico ó en algunos casos en un tanque especialmente instalado para alojar al dispositivo; y acoplado de manera externa.

De manera general, el funcionamiento de un dispositivo de membranas se basa en un diferencial de presión entre el influente a tratar y el permeado, el cual se logra mediante bombas con la capacidad adecuada para esto. El resultado será un efluente permeado libre de los componentes que por su tamaño no lograron pasar a través de la membrana a pesar de dicho diferencial. Con esto se logra un efluente filtrado con un contenido de sólidos suspendidos que puede ser desde muy cercano a cero a ausencia total, tiempos de retención celular más largos en los dispositivos biológicos de tratamiento y por consiguiente menor volumen del reactor biológico en comparación con un dispositivo convencional.

Un biorreactor acoplado a membranas presenta un menor requerimiento de área que los sistemas convencionales al ser sustituido el sedimentador secundario por este dispositivo compacto. La colocación y el escalamiento de un dispositivo de membranas es relativamente fácil ya que se puede acoplar y desmontar con relativa facilidad además de presentar una versatilidad de colocación tal que se puede colocar en espacios reducidos, lo que lo hacen un dispositivo idóneo para ser instalado en ciudades donde ya no hay espacio como la ciudad de México. En cuanto al contenido de sólidos suspendidos totales en el efluente de un dispositivo de membranas, éste cumple lo estipulado en la NOM-003-SEMARNAT-1997 que marca los límites máximos permisibles en contaminantes contenidos en agua residual tratada que será reusada en servicios al público y, dependiendo del tamaño de poro de la membrana, se pueden lograr efluentes que permiten el reúso en actividades productivas.

## 2.4 Taponamiento

La principal desventaja de un dispositivo de membranas acoplado a un biorreactor es el taponamiento de las membranas después de un tiempo de operación. El taponamiento es el fenómeno de colmatación de la superficie de la membrana, así como de la reducción del diámetro nominal de sus poros. El taponamiento reduce la capacidad de filtración del dispositivo por lo que hay que realizar lavados que permitan recuperar el flujo permeado. Esto provoca que se tengan que utilizar reactivos y con el paso del tiempo cambiar las membranas debido al daño que provoca el lavado.

La literatura reporta tres causas que provocan el taponamiento de membranas:

- Características de la membrana: porosidad, diámetro de poro, material de la membrana (hidrofóbico, hidrofílico, orgánico, inorgánico, etc.), (Choo *et al.*, 1996; Bérubé *et al.* 2006; Kang *et al.* 2002).
- Características del líquido a filtrar: viscosidad, tamaño de partículas en suspensión, concentración de sustancias poliméricas extracelulares, concentración de sólidos, concentración nitrógeno, fósforo, calcio, pH de la solución (Beaubien *et al.*, 1996).
- Condiciones de operación, velocidad de flujo, presión transmembrana, frecuencia de lavado, tiempo de operación, configuración de las membranas (sumergidas o externas) (Choo *et a.* 1998; Elmaleh *et al.*, 1997 ).

Estas causas se relacionan entre sí, provocando que el fenómeno de taponamiento sea complejo y uno de los principales motivos por el cual el uso de las membranas como sistema de tratamiento de agua residual no tenga una expansión más amplia a la fecha, a pesar de las ventajas antes mencionadas, principalmente la de ofrecer un efluente de calidad considerablemente mejor que la de un sistema convencional y en instalaciones compactas.

Por otra parte, el taponamiento de membranas acopladas a biorreactores anaerobios es un campo poco estudiado; las publicaciones científicas sobre membranas acopladas a biorreactores se enfocan principalmente a procesos aerobios, en particular los lodos activados, y son muy pocos aún los estudios sobre membranas acopladas a biorreactores anaerobios. Además, son todavía más escasos los trabajos reportados en el tema de tratamiento de agua residual municipal utilizando membranas externas acopladas a un biorreactor UASB. En cuanto a la investigación sobre la ultrafiltración directa de agua residual cruda, esto es sin que exista un tratamiento primario o secundario previo a la filtración, se puede comentar que es prácticamente nula y, por lo tanto se presenta como un concepto que amerita su estudio.

## 2.5 Justificación

Ante la creciente demanda de agua, así como a su cada vez más difícil obtención, el tratamiento de agua residual con fines de reúso resulta ser una opción viable. Para reutilizar el agua residual tratada en actividades que la pongan en contacto directo o indirecto con los usuarios, es necesario que cumpla con la calidad adecuada, de modo que no se ponga en peligro la salud pública y/o el equilibrio del ecosistema con el que entre en contacto. En México existe la NOM-003-SEMARNAT-1997 que regula la concentración de sustancias contaminantes contenidas en el agua residual tratada que va a ser reutilizada bajo el concepto arriba mencionado. Dentro del grupo de investigación sobre procesos anaerobios del Instituto de Ingeniería, se ha probado un dispositivo de membranas acoplado a un biorreactor anaerobio tipo UASB a escala piloto obteniéndose un efluente que cumple con la norma mencionada (Cid, 2007). A pesar de que este dispositivo ofrece un efluente sin la presencia de sólidos suspendidos y con la remoción de otras sustancias contaminantes, además de presentar las ventajas arriba mencionadas, inherentes a los sistemas de tratamiento de membranas acopladas a biorreactores, se presenta el problema de taponamiento.

La literatura reporta que las principales características del líquido a filtrar relacionadas con el taponamiento pueden ser el tamaño de las partículas así como el contenido de sustancias poliméricas extracelulares (Giraldo y LeChavallier, 2006). Otro factor de importancia puede ser el contenido de nitrógeno, magnesio y fósforo, ya que puede dar lugar a la formación de estruvita en la superficie de la membrana. Este fenómeno se presenta en ciertos efluentes industriales, en las tuberías que conducen el efluente de los reactores anaerobios.

Actualmente la literatura disponible sobre membranas acopladas a biorreactores anaerobios que tratan agua residual municipal es poca en comparación con los estudios hechos sobre el caso de biorreactores aerobios acoplados a membranas. Uno de los pocos trabajos reportados en este tema es el de Cid (2007). En este se reporta el contenido de nitrógeno y fósforo en el efluente de un reactor UASB que fue sometido a ultrafiltración con el mismo tipo de membranas utilizadas en la presente investigación. Se observó que la remoción de nitrógeno en su forma amoniacal en el efluente de las membranas fue prácticamente nula, mientras que la de fósforo en promedio fue del 73% a su paso por las membranas. Lo anterior permite hacer la hipótesis de que el fósforo en interacción con otros elementos del líquido a filtrar puede tener influencia el taponamiento de las membranas mediante la precipitación de sales minerales.

En lo que se refiere la información sobre la filtración directa de agua residual cruda es casi nula, salvo unos cuantos artículos publicados sobre este tema.

Es de suma importancia dilucidar el fenómeno de taponamiento que se presenta en los dispositivos de membrana, principalmente, el efecto del tamaño de partícula, como el

contenido de sustancias poliméricas extracelulares. La comprensión de este fenómeno, permitirá avanzar en un uso más eficiente y barato de este dispositivo de tratamiento de agua residual.

## 2.6 Planteamiento de hipótesis

- El grado de taponamiento de un tipo de membrana, en la filtración del efluente de un reactor UASB es mayor a la que se presenta al filtrar agua residual cruda de manera directa o al filtrar el efluente de un tratamiento aerobio (licor mezclado), debido a que el tamaño de las partículas presentes en el efluente del reactor UASB es menor en comparación con los otros dos.
- El contenido de sustancias poliméricas extracelulares en el influente tiene influencia en el taponamiento de las membranas. La concentración de éstas en el efluente de un tratamiento biológico será mayor que su concentración en el agua residual cruda, por lo tanto la velocidad de taponamiento será menor al filtrar esta última.

## 2.7 Objetivo general

Comparar el fenómeno de taponamiento en membranas de ultrafiltración con agua residual municipal cruda, licor mezclado de un proceso de lodos activados y agua residual municipal tratada con un proceso (mediante un reactor “UASB”), así como la remoción en los parámetros de calidad analizados, en el permeado obtenido con cada tipo de agua filtrada.

## 2.8 Objetivos específicos

- Identificar la corriente que provoca mayor taponamiento de entre los tres tipos de agua a filtrar.
- Determinar el efecto de la distribución del tamaño de partícula presente en los tres distintos influentes, en el fenómeno de taponamiento de la membrana.
- Determinar el efecto de las sustancias poliméricas extracelulares presentes en los tres distintos influentes, en el fenómeno de taponamiento de la membrana.
- Determinar la capacidad de la membrana para remover nitrógeno amoniacal y fosfatos presentes en el influente.

## 3 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

### 3.1 Biorreactores de membranas

El primer trabajo en la tecnología de membranas empezó a mediados de los 60's del siglo pasado por la empresa Dorr-Oliver. Este trabajo estuvo dirigido a efluentes municipales con el objetivo de desarrollar sistemas compactos y mejorar la calidad del efluente comparado con el proceso convencional de lodos activados. Este dispositivo consistió en un reactor biológico seguido de un contenedor donde se encontraban membranas planas. En el continente americano no hubo mucho interés en este nuevo dispositivo de tratamiento de agua residual debido principalmente al alto consumo de energía que se necesitaba para que el dispositivo de membranas pudiera funcionar, a diferencia de otros países como Japón que durante los años 70s y 80s siguieron desarrollando innovaciones sobre esta tecnología.

Fue a partir de los años 80s cuando se comenzó a tener nuevamente interés en el tratamiento de agua residual con membranas y se comenzó a experimentar a escala laboratorio y piloto sobre las primeras plantas de tratamiento de este tipo en los Estados Unidos con el objetivo de tratar agua residual de origen industrial (Yang *et al.*, 2006). Por fin, en 1991 en los Estados Unidos de Norteamérica se instaló la primera planta de tratamiento de agua residual de origen industrial a escala comercial consistente en un dispositivo de membranas externas

La Tabla 3.1 reportada por Yang *et al.* (2006) presenta el número de plantas de tratamiento instaladas en Norteamérica (Estados Unidos, Canadá y México) actualmente. Se observa que mientras que el total de plantas instaladas en esta región para el 2006 es de 258, en México sólo hay 6. La poca expansión del uso de este tipo de dispositivo de tratamiento en esta región del planeta se debe principalmente al alto consumo de energía que se necesita para poder hacer funcionar el sistema de filtración.

**Tabla 3.1 Número de instalaciones en Norteamérica y el mundo de PTAR con membranas (Yang *et al.*, 2006)**

Proveedor	EEUU	Canadá	México	Global
Zenon	155	31	6	331
US Filter	13	0	0	16
Kubota	51	0	0	1538
Mitsubishi	2	0	0	374
Total	221	31	6	2259

## 3.2 Tratamiento de agua residual municipal mediante arreglos de membrana

El tratamiento de agua residual por medio de membranas tiene como objetivo remover la materia contaminante además de microorganismos patógenos. A diferencia de los métodos convencionales para la desinfección que utilizan cloro, dióxido de cloro u ozono o que operan bajo el principio de oxidación química, en el tratamiento con membranas se puede llegar a la desinfección del agua tratada bajo el principio físico de la filtración combinado con la remoción biológica de la materia orgánica.

Un tren de tratamiento de agua residual que cuenta con un dispositivo de membranas, está generalmente acoplado a un proceso biológico, ya sea un biorreactor que puede ser aerobio o anaerobio, haciendo la función de sedimentador secundario o pulimento según sea el caso. Actualmente se han reportado algunas pruebas a nivel laboratorio y piloto de la filtración directa del agua residual cruda utilizando membranas de micro y ultrafiltración. (Abdessemed, D. *et al*, 2002; Ahn *et al*, 1998, 2000; Ravazzini *et al*, 2004)

### 3.2.1 Tratamiento aerobio de agua residual municipal acoplado a membranas

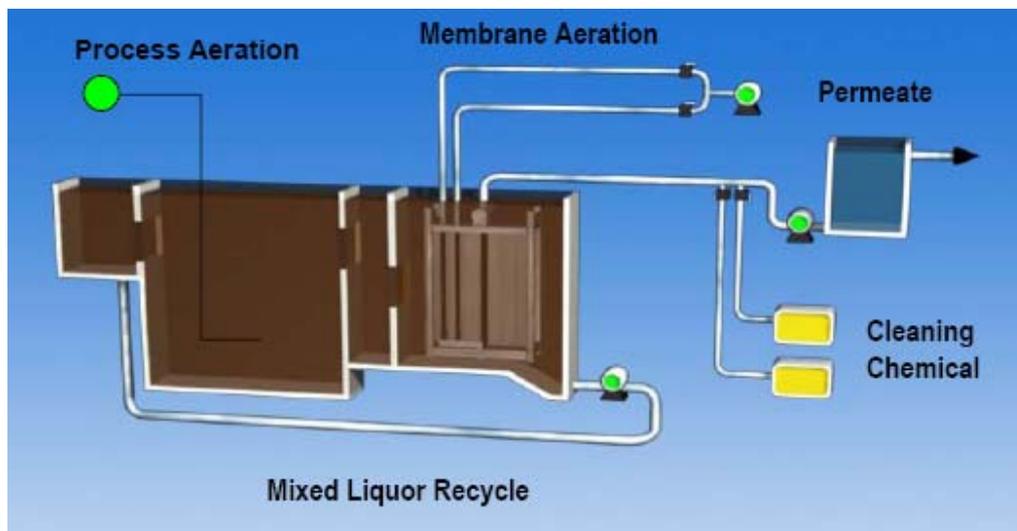
El tratamiento aerobio de agua residual es aquel que involucra en el tren de tratamiento un reactor biológico que transforma la materia orgánica mediante microorganismos en presencia de oxígeno molecular. La modalidad más conocida del tratamiento aerobio de agua residual son los llamados “Lodos activados” aunque existen variantes de este sistema de tratamiento biológico como lo pueden ser los lodos activados de aireación extendida. Como ya se mencionó en el capítulo 2, además de clasificarse por la presencia de oxígeno, estos sistemas de tratamiento se pueden clasificar por cómo se encuentra la biomasa en el reactor biológico. Así pueden ser, sistemas de tratamiento de biomasa suspendida, como el caso de los lodos activados, o de biomasa fija, como los biodiscos o los filtros percoladores. A estos sistemas de tratamiento se les suministra oxígeno del aire, ya sea de manera mecánica o por transferencia directa (filtro percolador). Después del tratamiento biológico se encuentra instalado el sedimentador que tendrá como función separar los flóculos de biomasa del efluente del reactor biológico. En función del grado de remoción de contaminantes deseado, el efluente se necesitará pasar por una filtración que detendrá los sólidos que no lograron sedimentarse y una desinfección que inactivará a los microorganismos presentes minimizando la probabilidad de transmisión de enfermedades hacia los seres humanos.

Un biorreactor aerobio de membranas será entonces cualquier tren de tratamiento de este tipo que tenga integrado uno o varios sets de membranas después del dispositivo donde se lleva a cabo la degradación biológica. De esta manera permitirá la eliminación de la

sedimentación, la filtración y la desinfección, además de ofrecer un efluente con una muy baja concentración de contaminantes y otros beneficios ya comentados.

Existen dos configuraciones para acoplar dispositivos de membranas: externas y sumergidas, siendo las más utilizadas las sumergidas en los reactores aerobios (Yang *et al.*, 2006). Más adelante se profundizará en las particularidades de cada una de las configuraciones.

En la figura 3.1 se presenta un biorreactor tipo lodos activados acoplado a un dispositivo de membranas sumergidas. Este biorreactor tiene el mismo principio de funcionamiento que un sistema de lodos activados convencional con la diferencia que en lugar de contar con el tanque de sedimentación que tradicionalmente le sigue a un sistema de estos, se encuentra un compartimento que aloja a las membranas sumergidas.



**Figura 3.1 Biorreactor tipo lodos activados acoplado a un dispositivo de membranas sumergidas en compartimiento independiente (Giraldo, 2007).**

El uso de membranas en los biorreactores aerobios ha permitido tener las siguientes mejoras en estos dispositivos:

- Tiempos de retención celular más largo
- Tiempos de retención hidráulico más corto
- Mayor concentración de biomasa
- Menor volumen del reactor biológico
- Retención de enzimas exocelulares

El costo de tratamiento de agua residual mediante un biorreactor acoplado a membranas se debe principalmente al consumo de energía. En un biorreactor de membranas de este tipo

los principales requerimientos de energía estarán dados por la necesidad de oxígeno de la biomasa, para mantener ésta en suspensión, para evitar o disminuir el taponamiento de las membranas sumergidas; y para suministrar el diferencial de presión necesario para lograr la filtración.

### 3.2.2 Tratamiento anaerobio de agua residual municipal acoplado a membranas

En esta sección se comentará sobre los biorreactores acoplados a un dispositivo de membranas que tienen como característica principal la ausencia de oxígeno en el proceso biológico de degradación de la materia orgánica presente en el agua residual.

El tratamiento anaerobio de agua residual es un conjunto de reacciones bioquímicas complejas, a través de las cuales diferentes grupos de microorganismos se encuentran relacionados por su sustrato y sus productos específicos. Dichos microorganismos degradan la materia orgánica en ausencia de oxígeno, generando como productos finales materia celular, metano y dióxido de carbono.

En la degradación anaerobia de materia orgánica se pueden mencionar seis procesos de conversión que se llevan a cabo:

1. Hidrólisis de biopolímeros
2. Fermentación de aminoácidos y azúcares
3.  $\beta$ -oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga y alcoholes
4. Oxidación anaerobia de productos intermedios, como ácidos volátiles y alcoholes (excepto acetato)
5. Conversión del acetato a metano: metanogénesis acetoclástica
6. Producción de metano a partir de  $H^+$  y  $CO_2$ : metanogénesis reductora

El tratamiento de agua residual presenta las ventajas y desventajas frente al tratamiento aerobio que se resumen en la Tabla 3.2. Como se puede observar en esta tabla, el tratamiento anaerobio tiene como principales ventajas que no se consume energía para proporcionar oxígeno a la biomasa encargada de la degradación de la materia orgánica, lo que tiene como consecuencia positiva la reducción de costos, factor muy importante si se toma en cuenta que un proceso de tratamiento de agua residual con membranas tiene como principal restricción el costo por consumo de energía. Aunado a lo anterior, con la degradación de la materia orgánica se produce biogás que puede ser utilizado como fuente de energía, misma que puede cubrir parte de las necesidades energéticas de una planta de tratamiento.

**Tabla 3.2** Ventajas y desventajas de la digestión anaerobia y aerobia de lodos (Pérez, 2004).

Tratamiento aerobio		Tratamiento anaerobio	
Ventajas	Desventajas	Ventajas	Desventajas
Costos de inversión menores, así como menor complejidad en su operación	Elevados costos de operación asociados al consumo de energía para el abastecimiento de oxígeno	El biogás producido es combustible convirtiendo al tratamiento anaerobio como un proceso productor de energía misma que se puede utilizar en el calentamiento de los reactores de alta tasa o en la producción de energía eléctrica utilizable en la planta de tratamiento. (Aplica cuando el influente registra DQO mayores a 1000 mg/L)	Los costos de inversión inicial son altos.
Produce un sobrenadante con menor concentración de materia orgánica.	Los lodos producidos tienen que ser sometidos a un tratamiento que generalmente contempla espesamiento, estabilización y deshidratado .	Los lodos producidos se encuentran parcialmente estabilizados además presentan una fácil deshidratación en lechos de secado, filtros prensa, banda o centrífugas.	Las características del sobrenadante son inadecuadas ya que suelen contener una concentración de sólidos suspendidos y DQO tal que no cumplen con normatividad estricta.
Gran experiencia y puesta en marcha y operación, principalmente lodos activados	La producción de lodos es considerable debido a que el 60% de la materia orgánica se convierte en nuevas células	La producción de lodo resultante de un sistema anaerobio es menor debido a que el 90% de la materia orgánica se convierte en CH <sub>4</sub> y CO <sub>2</sub>	En nuestro país limitada experiencia en el diseño, construcción y operación de digestores anaerobios de lodos de purga.

El tratamiento anaerobio de agua residual se ha aplicado comúnmente en efluentes de origen industrial o de actividades que tienen que ver con el procesamiento de alimentos y que tienen como característica principal un alto contenido de materia orgánica. Su

aplicación original en ingeniería sanitaria fue en la digestión de lodos producido en plantas de tratamiento de agua residual. En cuanto al tratamiento de agua residual con bajo contenido de materia orgánica como es el agua residual municipal, el tratamiento anaerobio ha sido poco utilizado, aunque se presenta como viable en países con clima cálido como el nuestro.

El tratamiento de aguas residuales por vía anaerobia fue posible al desarrollar reactores de biomasa fija o de lecho de lodos (reactor UASB) que logran retener la biomasa anaerobia, en particular las bacterias metanogénicas, de crecimiento muy lento. Actualmente se encuentran instaladas cerca de 1600 plantas de tratamiento anaerobias a escala comercial en todo el mundo (Liao *et al.*, 2007), en su mayoría utilizados para tratar agua residual con altas concentraciones de materia orgánica, como las arriba mencionadas.

Un biorreactor anaerobio de membranas, entonces, permitirá el tratamiento de efluentes tanto de baja como de alta carga, ya que el dispositivo de membranas permite la separación total del tiempo de retención hidráulico del celular al retener completamente la biomasa, ya sea utilizando membranas sumergidas o externas. Además, el uso de las membranas permite obtener un efluente libre de sólidos suspendidos y microorganismos patógenos, pulimento necesario en el tratamiento de agua residual. Cid (2007), obtuvo un efluente con estas características al utilizar un biorreactor anaerobio tipo UASB acoplado a un conjunto de membranas externas de ultrafiltración (tamaño de poro de 0.1  $\mu\text{m}$ ). La remoción de DQO fue del 92% y para los sólidos suspendidos fue de prácticamente del 100%.

### 3.2.3 Ultrafiltración directa de agua residual municipal

La filtración directa de agua residual cruda se presenta como un concepto novedoso que ha sido reportado sólo en unos pocos artículos sobre este tema, algunos de los cuales se comentan más adelante. Consiste en hacer pasar el agua residual a través de un conjunto de membranas sin que se la haya sometido previamente a un tratamiento biológico o fisicoquímico. El uso de la filtración directa promete hacer más simple el tratamiento de agua residual por medio de membranas sin sacrificar la el alto grado de remoción de contaminantes que presenta el efluente obtenido y un ahorro considerable principalmente en los rubros de equipamiento, operación, construcción y espacio requerido para la instalación.

Por otra parte el taponamiento de las membranas utilizadas se podría ver reducido al prescindir de un proceso biológico como tratamiento previo a la filtración. La presencia de sustancias poliméricas extracelulares y productos microbianos solubles tienen una participación importante en el taponamiento de membranas acopladas a biorreactores (Jang *et al.*, 2005). Son producto de la actividad microbiana y de la lisis celular. En la filtración

directa se espera encontrar menor cantidad de estos productos en el influente del arreglo de membranas y por lo tanto menor velocidad de taponamiento.

Los escasos trabajos reportados presentan resultados prometedores en cuanto a la calidad del agua filtrada así como en la velocidad de taponamiento en las membranas utilizadas. Ahn *et al* (1998, 2000) utilizaron tanto membranas sumergidas como membranas externas con tamaño de poro en el rango de la microfiltración con agua residual cruda, a la cual se le hizo pasar por una malla fina antes de ser sometida a la microfiltración. La DQO a la salida de las membranas sumergidas y externas fue menor de 20 mg/L y los sólidos suspendidos fueron completamente removidos. La calidad del efluente tratado permitió reutilizarlo para usos con contacto directo con el usuario final, como son baños, de acuerdo con la legislación del país donde se llevó a cabo el experimento (Corea del Sur). Por su parte, Ravazzini *et al.* (2004) experimentaron con membranas de ultrafiltración externas con el objeto de hacer una comparación de la velocidad de taponamiento y la calidad del efluente filtrando el efluente de un sedimentador primario y agua cruda. Los resultados que obtienen son un efluente carente de sólidos suspendidos y una concentración de DQO 138 mg/L en el permeado del agua residual cruda y 78mg/L en el permeado del efluente del sedimentador primario. La conclusión a la que se llega es que al filtrar el efluente del sedimentador primario se registra una menor resistencia y se obtiene mayor volumen de permeado.

### 3.3 Membranas

#### 3.3.1 Materiales

Las membranas utilizadas en el tratamiento de agua residual pueden ser orgánicas (poliméricas), inorgánicas y mixtas. El que sea de una u otra naturaleza dependerá principalmente del uso que se le vaya a dar. Las membranas orgánicas o poliméricas constituyen el campo más desarrollado y amplio de las membranas en lo que se refiere a sus aplicaciones. Sus propiedades van a depender de la naturaleza física y química del polímero, que determinará la interacción de la membrana con los componentes a separar (Palacios, 1999). Los materiales que de manera más común son utilizados para hacer membranas orgánicas son el politetrafluoroetileno (PTFE), polietileno (PET), polipropileno (PP), ésteres de celulosa, ésteres de poliamidas, ésteres de polisulfona, polivinilclorato y policarbonatos (PC) (Palacios, 1999). Las membranas inorgánicas pueden ser construidas de materiales como algún metal, vidrio o cerámica y se caracterizan por su mayor estabilidad química frente a las membranas orgánicas. Las metálicas pueden estar hechas de platino, aluminio, cobre, hierro, etc. mientras que las membranas de vidrio se preparan a partir del SiO<sub>2</sub> con agregados como boro, fósforo o sodio. Sus propiedades mecánicas

dependerán de con cual de estos materiales se mezcle el  $\text{SiO}_2$ . Las membranas de cerámica son la combinación de un metal con un no metal. El metal es normalmente titanio, aluminio o circonio que al mezclarse con el no metal forman óxidos, nitruros y carburos.

Palacios (1999) refiere que las principales características de las membranas inorgánicas son su estabilidad térmica, mecánica y química. Pueden soportar temperaturas de hasta  $800^\circ\text{C}$ , mientras que las orgánicas pueden llegar hasta  $300^\circ\text{C}$ .

### 3.3.2 Tamaño de poro

El tamaño de poro de una membrana determinará que materiales serán rechazados y cuales pasarán a través de su capa filtrante (Figura 3.2). Se puede hacer una clasificación de las membranas en función del tamaño de poro se la siguiente manera:

- Microfiltración
- Ultrafiltración
- Nanofiltración
- Ósmosis inversa

Las membranas de microfiltración retendrán materiales como el colorante azul índigo y las bacterias; las de ultrafiltración retendrán virus, albúmina, etc.; mientras que las de nanofiltración podrán retener algunos plaguicidas, colorantes sintéticos, etc. Por último, las membranas de ósmosis inversa serán capaces de detener iones. La presión a la que se someterá el dispositivo de membranas también estará en función del tamaño de poro; así a menor tamaño de poro mayor necesidad de presión para lograr la separación de los materiales deseados que están contenidos en el líquido a filtrar. En la tabla 3.3 se puede observar el rango de presión que se utiliza en función de del tamaño de poro.

**Tabla 3.3 Intervalos de separación (Adaptado de Cid, 2007)**

	<b>Ósmosis inversa</b>	<b>Nanofiltración</b>	<b>Ultrafiltración</b>	<b>Microfiltración</b>
<b>Membranas</b>	Asimétrica	Asimétrica	Asimétrica	Simétrica-Asimétrica
<b>Grosor estructura porosa</b>	150 $\mu\text{m}$	150 $\mu\text{m}$	150-250 $\mu\text{m}$	100-150 $\mu\text{m}$
<b>Tamaño de poro</b>	0.002 $\mu\text{m}$ <	0.002-0.5 $\mu\text{m}$	0.05-0.2 $\mu\text{m}$	0.1-10 $\mu\text{m}$
<b>Presión</b>	15 -150 bar	5 – 15 bar	0.5 -10 bar	0.1 – 2 bar

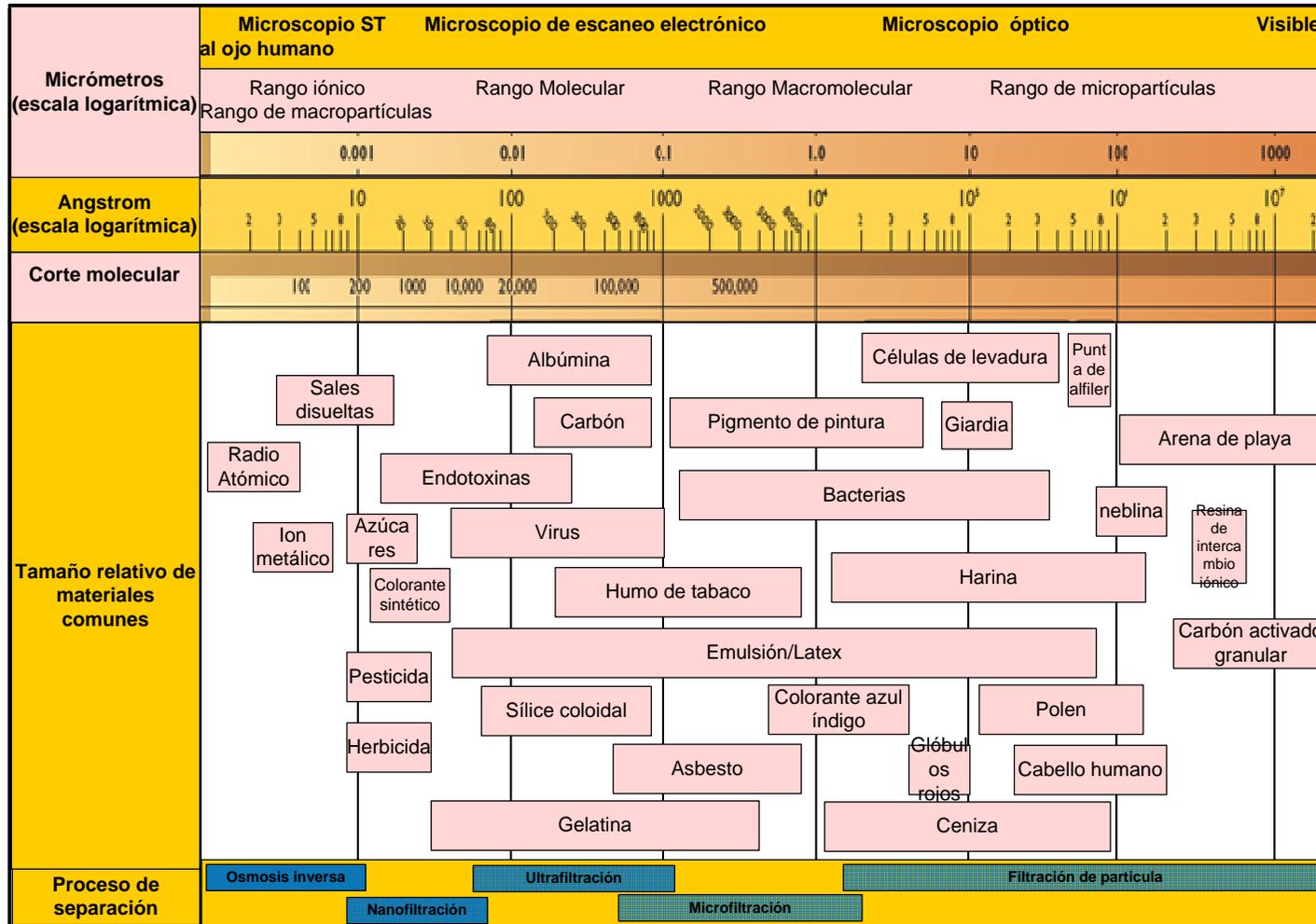


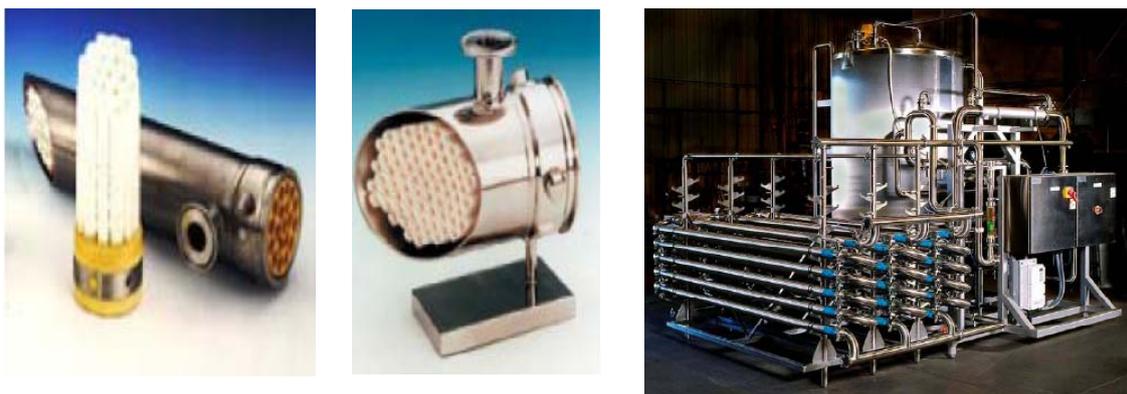
Figura 3.2 Intervalos de tamaño de partículas susceptibles de ser separadas por diferentes tipos de filtración (Osmonics, 2007)

### 3.4 Configuración de membranas

En el campo de las membranas, el término módulo se usa para describir la unidad o equipo de operación en la que se disponen las membranas para su utilización (Cid, 2007). Estos módulos de membranas se nombran de acuerdo a su estructura macroscópica que esta en función de su proceso de fabricación como membranas tubulares, de fibra hueca, en espiral y planas.

#### 3.4.1 Tubular

En esta configuración, la membrana se moldea sobre la pared interior de un tubo de soporte poroso. El diámetro interno del tubo varía entre 6 y 40 mm. La ventaja principal de los sistemas tubulares es que sus orificios permiten manejar partículas más grandes y procesar efluentes con grandes concentraciones de partículas. El flujo de alimentación se bombea a través del tubo (son membranas externas) y el filtrado se recolecta fuera de los tubos. La membrana debe reemplazarse una vez que se ha dañado irreversiblemente con contaminación. La Figura 3.3 presenta unas fotografías de este tipo de membranas.



**Figura 3.3** Fotografías de módulos de membranas tubulares, (Grigus M., 2006).

#### 3.4.2 Fibra hueca

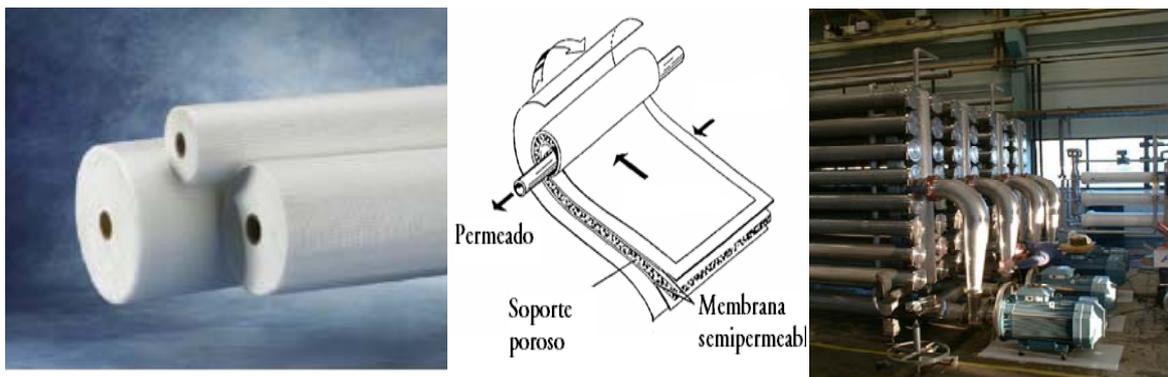
Son haces de de membranas que tienen diámetros interiores tan pequeños como 10  $\mu$ m. Mediante este arreglo se pueden obtener densidades de membrana muy alta. El haz de fibras es doblado y las puntas son expuestas e insertadas a un extremo del módulo (Figura 3.4). Estos módulos son del tipo sumergido y operan bajo presión negativa, es decir de afuera hacia adentro, dando lugar a la formación de una película sobre la superficie exterior de la membrana (Cid, 2007).



**Figura 3.4** Fotografías de membranas sumergidas de fibra hueca, (Lowe, E., 2006).

### 3.4.3 Espiral

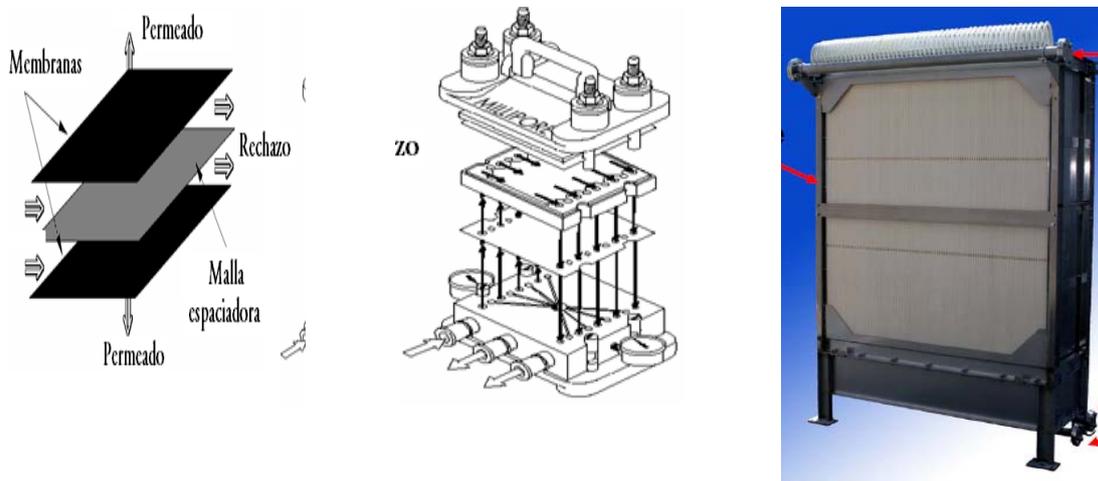
Está hecha a partir de dos hojas de filtración separadas de un polímero que sirve de refuerzo ante altas presiones y a la vez funciona como canal de flujo por donde se le da salida al permeado (Figura 3.5). Estas dos hojas y el polímero se encuentran colocadas en espiral sobre un cartucho cilíndrico que se encuentra perforado en cada uno de sus extremos para colectar el permeado. Estos cartuchos miden entre 0.05 m a 0.2 m de diámetro y 0.15 m a 3.0 m de longitud (Cid, 2007). Son arreglos de tipo externo, Las presiones de operación pueden alcanzar hasta los 300 kPa y temperaturas de 70° C. Las principales desventajas que presenta este tipo de membrana son que se deben de remplazar una vez que se han ensuciado y que se presentan serias dificultades al filtrarse materiales viscosos o aquellos con gran cantidad de sólidos (Cid, 2007)



**Figura 3.5** Fotografías de membranas en espiral, (Caprio, J., 2006).

### 3.4.4 Plana

Unidades que están formadas por una serie de hojas que pueden tener forma circular o rectangular, soportadas en ambos lados de un “plato” de soporte (Figura 3.6). El numero de soportes limita el flujo que se puede manejar tanto en la entrada y salida del sistema, así como la velocidad de entrecruzamiento mínima requerida. El ensuciamiento en arreglo de membranas planas se evita utilizando energía mecánica como vibración para prevenir al adherencia a los poros de la membrana.



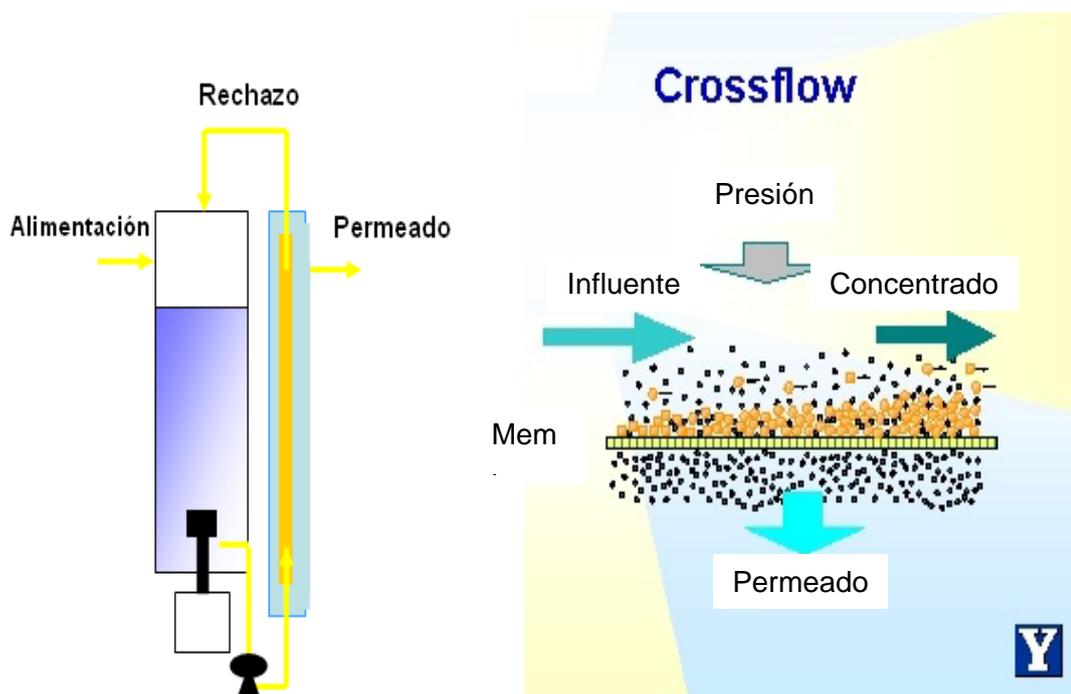
**Figura 3.6** Fotografías de membranas planas sobre soporte, (Lowe, E. (2006).

### 3.5 Configuración de biorreactores de membranas

Los reactores biológicos de membrana generalmente se usan en dos configuraciones básicas: biorreactor integrado (también llamado sumergido) que cuenta con membranas inmersas dentro del biorreactor y el biorreactor en serie o de membranas externas (también llamado de recirculación) en donde la mezcla a tratar es recirculada al reactor biológico a través de una unidad de membrana externa al reactor. Ortiz *et al.* (2006) hacen una comparación de ambos arreglos filtrando agua residual tratada mediante lodos activados utilizando un Análisis de Ciclo de Vida. Los autores obtienen que el mayor consumo de energía la tiene el arreglo externo con  $1 \text{ kWh/m}^3$  contra  $0.8 \text{ kWh/m}^3$  de consumo de energía en el arreglo sumergido. A continuación se explicará más detalladamente en qué consiste cada configuración. Por su parte Le-Clech *et al.* (2004) experimentan con un biorreactor aerobio conectado a membranas tubulares con tamaño de poro de  $0.2 \mu\text{m}$ , instaladas en sus dos configuraciones, externas y sumergidas, de tal forma que pudieron operar de manera simultánea para hacer una comparación directa. La conclusión a la que llegaron los autores fue que la velocidad de taponamiento es mayor en la configuración externa, además de un mayor requerimiento de presión. No se presentan datos de consumo de energía.

#### 3.5.1 Membranas externas

Este arreglo es el que primero se comenzó a utilizar para el tratamiento de agua residual y actualmente es utilizado ampliamente para el tratamiento de agua residual de origen industrial (Le-Clech *et al*, 2004), y también el más utilizado en el tratamiento de agua residual por medio de reactores anaerobios (Liao *et al*, 2007). Un biorreactor de membranas externas consiste en un reactor biológico acoplado a un conjunto de membranas que se ubican fuera del reactor biológico o de cualquier otro contenedor (Figura 3.7). Las corrientes implicadas en esta operación son el influente, un permeado y un rechazo. El permeado se logra provocando un diferencial de presión entre el interior del soporte tubular de la membrana y el exterior. Se pueden utilizar membranas planas pero principalmente se utilizan tubulares para este arreglo ya que como se mencionó anteriormente, esta configuración permite operar con flujos viscosos o de concentraciones altas de sólidos. El aumento de presión se logra por medio de bombas que además permiten la recirculación del rechazo hacia el reactor generando un circuito cerrado. En este tipo de arreglo el medio que se tiene para evitar el taponamiento de la membrana es la propia corriente de agua que genera una fuerza cortante en la superficie de la membrana, desprendiendo con cierta eficiencia la capa taponante logrando así un control hidrodinámico del taponamiento

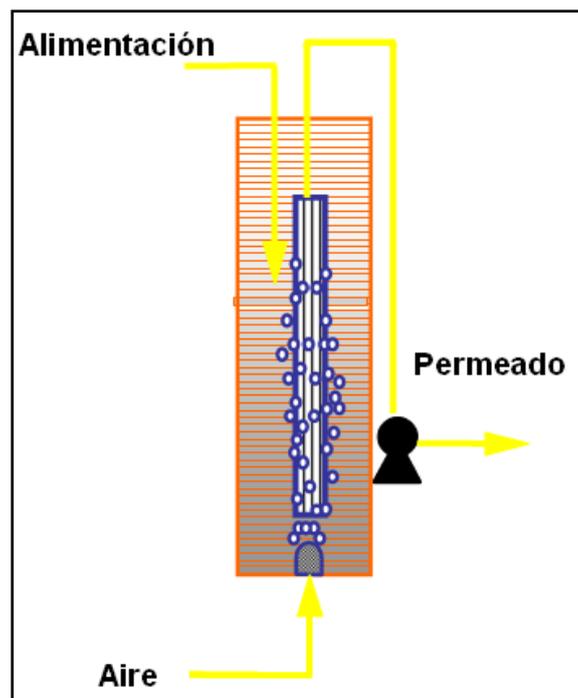


**Figura 3.7** Arreglo de un biorreactor con membrana externa (Cid, 2007)

### 3.5.2 Membranas sumergidas

Las membranas sumergidas, como su nombre lo indica, se encuentran inmersas generalmente en el biorreactor. La presión utilizada para llevar a cabo la operación de filtrado es negativa (vacío). El permeado se logra provocando una succión del líquido en el cual se encuentra inmerso el dispositivo de filtración, y al igual que las externas se

utiliza una bomba para lograr esto. La limpieza preventiva en este arreglo de membranas consiste en el suministro de aire sobre la superficie externa de la membrana que causa el desprendimiento de la materia taponante, para el caso de membranas sumergidas en biorreactores aerobios, mientras que para el caso de biorreactores anaerobios se utiliza el biogás generado durante el proceso de degradación de la materia orgánica. El consumo de energía para llevar a cabo la filtración en este tipo es menor que la del arreglo externo debido a que las presiones de trabajo suelen ser inferiores que las utilizadas en el arreglo externo. La Figura 3.8 muestra un arreglo de este tipo.



**Figura 3.8** Arreglo de un biorreactor con membrana sumergida (Cid, 2007)

### 3.6 Mecanismos de taponamiento de la membrana

La disminución del flujo en un reactor de membranas es el resultado del incremento en la resistencia de la membrana al acumularse sobre ella una película taponante, así como por la obstrucción de sus poros y al fenómeno de concentración-polarización. Estos constituyen mecanismos esenciales en el fenómeno de reducción del flujo permeado (Song, 1998).

Después de la fase inicial del taponamiento, el crecimiento de la película taponante continúa al seguir depositándose las partículas en la superficie de la membrana. Esta película taponante crea una resistencia adicional al flux que ya ofrece la propia membrana, y se incrementa al crecer el grosor de dicha película taponante. Como consecuencia el flux permeado sigue reduciéndose con el tiempo.

En lo que se refiere al flux, existe un valor límite de la presión que al ser rebasado hace que las partículas depositadas en la superficie de la membrana permanezcan ahí. Si la presión es menor que la de ese valor límite, gran parte de las partículas que lleguen a la membrana no se depositarán sobre su superficie y las que momentos atrás se hubieran depositado podrían desprenderse para salir del módulo filtrante (Song y Elimelech, 1995). A la presión que está por debajo de la presión límite arriba mencionada se le conoce como presión de flujo sub-crítico, mientras que la mayor a ese valor se le llama presión de flujo supracrítico.

El taponamiento debido al material inorgánico causado principalmente por la acumulación de precipitados de esta naturaleza tales como hidróxidos de metales y compuestos recalcitantes sobre la superficie de la membrana o dentro de su estructura se le conoce como fenómeno de concentración-polarización (Cid, 2007). La rápida caída del flux en el inicio de la operación de las membranas entonces puede ser atribuida al fenómeno de concentración-polarización de los solutos en la superficie de la membrana. Puede ocurrir en combinación con taponamiento irreversible así como la formación de una capa de gel compuesto de solutos sobre la superficie (Sablani, S. *et al*, 2001).

Además del fenómeno de concentración-polarización la rápida caída del flux al inicio de la filtración se puede deber también al taponamiento de los poros que se encuentran disponibles al momento de arranque. El flux decrece en relación directa con el taponamiento de los poros por las partículas retenidas que se introducen. La rapidez con la que se tapan los poros tiene una relación directa con el tamaño y forma de las partículas taponantes siendo el taponamiento más completo y rápido cuando las partículas taponantes tienen un tamaño y forma igual a la de los poros de la membrana. Las partículas más pequeñas que el poro de la membrana filtrante no están sujetas al fenómeno de polarización-concentración (Giraldo y LeChevallier, 2006) y son estas partículas, junto con los productos microbianos solubles (PMS) los causantes del taponamiento y de la reducción del diámetro de los poros. También se ha establecido que las tres fracciones de sólidos contenidos en el líquido a filtrar (suspendidos, coloidales y disueltos) tienen diferentes niveles de influencia en el taponamiento de la membrana (Germain *et al.*, 2004).

Germain *et al.* (2004) concluyen que según la combinación de los factores de operación de las membranas y las características del líquido a filtrar se presentará una velocidad de taponamiento para cada combinación. Establecieron que debajo de un flux de transición (flux crítico) con altas concentraciones de sólidos en el influente de la membrana, se requirió una baja velocidad de aireación para evitar el taponamiento, mientras que por arriba del flux crítico, el incremento del flux, que en este caso era la variable a manipular, permitió observar un considerable aumento en la velocidad de taponamiento, requiriendo una mayor velocidad de aireación a altas concentraciones de sólidos suspendidos. Finalmente, esos autores concluyen que de un conjunto de factores estudiados, los que influyen en el taponamiento de la membrana son el flux, la concentración de sólidos suspendidos, la intensidad de aireación sobre las membranas y

los carbohidratos contenidos en las sustancias poliméricas extracelulares (SPE), mientras que las proteínas contenidas en dichas sustancias y en los productos microbianos solubles no influyen en el taponamiento.

Por su parte Baek *et al* (2006) hacen una comparación entre un dispositivo de membranas acopladas a un reactor anaerobio con otro conjunto de igual características pero acoplado a un reactor aerobio. Las membranas utilizadas son tubulares externas con tamaño de poro igual a 0.1  $\mu\text{m}$  y hechas de fluoruro de polivinildieno. Además de observar la capacidad de remoción de contaminantes de las dos corrientes mencionadas se cuantificó la velocidad con la que se depositan sólidos sobre la superficie de la membrana. Lo que observan es que la membrana conectada al reactor anaerobio es la que presenta una mayor velocidad de deposición de sólidos sobre su superficie.

Una amplia cantidad de investigaciones se han desarrollado para dilucidar los mecanismos que impactan al flux en membranas acopladas a biorreactores aerobios. Aunque, por otra parte, sólo una limitada cantidad de investigaciones se han centrado en explicar los mecanismos que gobiernan el taponamiento en membranas acopladas a biorreactores anaerobios. Algunos de los fenómenos que afectan directamente al flux permeado en un sistema aerobio deben ser similares a los que influyen sobre el flux permeado en un sistema anaerobio (Bérubé *et al.*, 2006). Sin embargo, considerando que las características físicas, químicas y biológicas del licor de mezcla de un reactor aerobio comparado con el licor de mezcla o el efluente de un reactor anaerobio tienen diferencias significativas, es posible pensar que los fenómenos que se relacionan con el taponamiento de la membrana en un dispositivo del tipo anaerobio difieran en cierto grado de aquellos que ocurren en un dispositivo de tipo aerobio (Bérubé *et al.*, 2006). También las características del efluente de un biorreactor anaerobio pueden variar significativamente en función del tipo de agua residual a tratar (Kataoka *et al.*, 1992), y por lo tanto, es razonable esperar que los fenómenos que intervienen en el taponamiento de la membrana acoplada al biorreactor varíen de la misma forma.

Los fenómenos que influyen sobre el taponamiento de la membrana y la reducción del flux permeado en un biorreactor pueden ser clasificados en tres categorías: aquellos relacionados con las características propias de la membrana utilizada; los que están relacionados con los parámetros operacionales del sistema; y aquellos gobernados por las características del líquido a filtrar. Entonces se pueden formar tres bloques de causas de taponamiento:

- Las propiedades de la membrana
- Las condiciones de operación
- Las características del líquido a filtrar

El primer bloque, propiedades de la membrana, engloba la influencia que tienen las características de la membrana como lo es el material con el que está hecha, su estructura, tamaño de poro, índice de porosidad y de tortuosidad, por mencionar las

principales. A cada elemento del segundo bloque, presión transmembrana, velocidad de flujo (membranas externas), velocidad de aireación (membranas sumergidas), frecuencia y secuencia de paro-arranque, se le relaciona con el impacto que tiene sobre el taponamiento de la membrana. Por último, el tercer bloque trata sobre el impacto que tiene cada característica del líquido a filtrar, como pueden ser la concentración de sólidos, el tamaño de partícula, la concentración de productos microbianos solubles y sustancias poliméricas extracelulares, etc. A continuación se explica cada uno de estos bloques.

### 3.6.1 Propiedades de la membrana

El taponamiento en una membrana orgánica a menudo se debe a la formación de una capa taponante en su superficie durante la filtración. Choo *et al* (1996) afirman que la capa taponante que se forma sobre este tipo de membrana en un reactor anaerobio está constituida tanto de componentes orgánicos como inorgánicos, siendo el principal constituyente inorgánico la estruvita ( $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ ), aunque el taponamiento parece ser gobernado por interacciones biológicas, más que por la precipitación de estruvita. Choo *et al*, 1996 observaron que no había diferencias entre la tasa de taponamiento cuando el amonio, un componente de la estruvita, era removido del licor de mezcla antes de la filtración usando una membrana orgánica. Para las membranas orgánicas, la resistencia debida al taponamiento interno, el cual es causado por la adsorción de la materia particulada y/o soluble, ha sido reportada como significativamente menor que el taponamiento debido a la formación de la película taponante (Choo *et al*, 1996).

En el caso de membranas inorgánicas filtrando el efluente de un reactor anaerobio Kang *et al.* (2002) señalan que la formación de una película taponante es casi nula y que el taponamiento es principalmente interno y se debe a la precipitación de estruvita. Yoon *et al.* (1999) utilizaron un microscopio electrónico de barrido, observando que no hay formación de una capa taponante visible y encontraron que el taponamiento interno de una membrana inorgánica se debe principalmente a la precipitación de estruvita al observar la presencia de cristales blancos dentro de los poros de la membrana. Esos autores también reportaron que la cantidad de estruvita presente en la membrana como taponante interno puede ser estimada basándose en la diferencia de masa del magnesio, componente de la estruvita, entre el contenido en el licor de mezcla y el contenido en el líquido permeado.

Choo *et al.* (2000) también atribuyen al taponamiento interno en membranas inorgánicas a la formación de estruvita al observar que diferencias significativas en la velocidad de taponamiento cuando el amonio, componente de la estruvita, fue removido del licor de mezcla antes de la filtración con este tipo de membrana.

El tamaño de poro es una característica que influye en el taponamiento de la membrana. Bérubé *et al.* (2006) cita a Elmaleh *et al.* (1997) quienes concluyen que la velocidad de

taponamiento de la membrana es proporcional al tamaño de poro. Experimentan con un biorreactor anaerobio acoplado a membranas con tamaño de poro, por una parte de 0.45  $\mu\text{m}$ , y por otra de 0.15  $\mu\text{m}$ , dando mejores resultados este último. Por otra parte, Choo y Lee (1996) utilizando membranas externas de 100 kDa (0.1  $\mu\text{m}$ ) y 20 kDa concluyen que el tamaño óptimo de operación de un conjunto de membranas externas acopladas a un biorreactor anaerobio que trata agua residual proveniente de una destilería es de 0.1  $\mu\text{m}$ .

### 3.6.2 Condiciones de operación

Uno de los parámetros operacionales que mayor influencia tienen sobre el taponamiento de la membrana es la velocidad de flujo con la que se opera el sistema. Choo *et al.* (1998) reportan que fue posible disminuir la resistencia debida a la formación de la capa taponante al incrementar la velocidad de operación. Aunque al alcanzar un número de Reynold de aproximadamente 2000 ya no hubo mayor reducción en la resistencia.

Elmaleh y Abdelmoumni (1997) reportan que la resistencia provocada por el taponamiento podría reducirse virtualmente a cero en un sistema de membranas tubulares al exceder la velocidad de 3 m/s. Este dato sugiere que para un biorreactor anaerobio acoplado a membranas, el taponamiento podría ser provocado solamente por la formación de una película taponante. Aunque es importante anotar que la reducción del taponamiento mediante el incremento de la velocidad, como lo anota Bérubé *et al.* (2006), tiende de igual forma a incrementar los costos de operación de manera considerable. Ellos concluyen que un incremento en la velocidad de flujo de 1 a 2 m/s incrementa el flux permeado en un 20%, mientras que el aumento en costo por consumo de energía es del 58%. Por su parte Le-Clech *et al.* (2004) reportan que, en un experimento que comparó de manera directa membranas, tanto externas como sumergidas acopladas para operar simultáneamente a un biorreactor, la velocidad de flujo en las membranas externas y la velocidad de aeración en las membranas sumergidas, en ambos casos impacta de manera positiva en la prevención del taponamiento. Sin embargo concluyen que es la velocidad de aireación en las membranas sumergidas la que tiene un mayor impacto en la prevención del taponamiento de las membranas.

En lo referente a la concentración de sólidos suspendidos, estos impactarán de manera limitada, sólo cuando se encuentren a concentraciones por debajo de los 2.5 g/L. A concentraciones más altas, el flux no se verá impactado (Beaubien *et al.*, 1996). A relativamente altas presiones transmembrana, el flux permeado está gobernado por fenómenos de transferencia de masa. Bajo condiciones de transferencia de masa favorables, esto es cuando la velocidad de flujo es alta, el flux permeado se verá afectado positivamente por con el aumento de ésta, aunque también la concentración de sólidos presentes en el efluente del reactor anaerobio tendrán influencia en el flux. Mientras que, bajo las mismas condiciones, cuando la velocidad de flujo es baja el flux se verá afectado negativamente observándose mayor rapidez en el taponamiento de la

membrana debido a una mayor concentración de sólidos sobre su superficie. Cuando se filtra lodo activado se ha observado que al operar a altas presiones transmembrana, el flux permeado en microfiltración decrece al incrementar la presión transmembrana. Aunque también se ha observado que usando membranas de ultrafiltración (8 a 20 kDa) el flux permeado permanece constante a pesar de los incrementos en la presión transmembrana (Beaubien *et al.*, 1996). Esto sugiere que la estructura de la capa taponante que se forma sobre una membrana de microfiltración no es tan densa como la que se forma sobre una membrana de ultrafiltración, y por lo tanto es más susceptible de colapsar bajo elevadas presiones transmembrana.

### 3.6.3 Características del líquido a filtrar

#### 3.6.3.1 Contenido de sólidos

En la literatura se reporta el impacto de los sólidos suspendidos en el flujo permeado en biorreactores de membranas aerobios. Germain *et al.* (2004) experimentan con membranas sumergidas de diámetro nominal de poro de 0.04  $\mu\text{m}$  en un reactor aerobio. Determinan las propiedades del licor de mezcla y su impacto en el taponamiento de las membranas así como el de las condiciones de operación. Concluyen en su investigación que la concentración de sólidos, la concentración de sustancias poliméricas extracelulares y los productos microbianos solubles tienen incidencia directa sobre el taponamiento de la membrana. Experimentan con diferentes concentraciones de sólidos suspendidos, desde 4.3 hasta 13.5 g/L y observan que a mayor concentración de sólidos mayor velocidad de taponamiento con fluxes altos (33 l/m<sup>2</sup>h).

En general, se reporta que el flux de permeado disminuye al aumentar la concentración de sólidos, aunque las condiciones hidrodinámicas tienen un efecto importante en el flux de permeado. Lubbecke *et al.* (1994) utilizan un reactor aerobio acoplado a membranas externas tubulares de polisulfona con tamaño de poro de 0.01  $\mu\text{m}$  y reportan que a bajas concentraciones de sólidos suspendidos, de 6 a 14 g/L de SSTLM, el flux de permeado no se ve afectado en gran medida. A concentraciones mayores, de 32 a 40 g/L, se observa que la viscosidad y los productos solubles tienen mayor importancia en el taponamiento de la membrana. Por su parte Oh *et al.* (2007) experimentaron con membranas planas sumergidas con tamaño de poro de 0.22  $\mu\text{m}$  bajo diferentes concentraciones de sólidos suspendidos y encontraron que con un licor mezclado con una concentración de 22 g/L de sólidos suspendidos se presentaba un taponamiento abrupto que se veía reflejado en un importante y repentino cambio en la presión transmembrana, de 2.5 KPa a 20 KPa (de 0.5 psi a 4 psi). Por el contrario, al filtrar una concentración de sólidos suspendidos de 10 a 11 g/L se mantuvo una presión transmembrana constante, de 2.5 KPa (0.5 psi), por un periodo de tiempo de 6 meses. Por su parte, Farizoglu *et al.* (2006) reportaron mayor taponamiento de membrana al incrementar la concentración de sólidos de licor mezclado en un reactor aerobio utilizando membranas externas tubulares de microfiltración. Experimentaron con una

concentración de sólidos suspendidos desde 1647 mg/L hasta 14 000 mg/L. Después de 2000 segundos de filtración, para todas las corridas con diferente concentración de sólidos dentro del rango mencionado, se alcanzó el estado estable en la filtración. La diferencia notable fue en el valor del flux en el estado estable para cada una de esas corridas: mientras que para una concentración de 1647 mg/L se alcanzó un flux en el estado estable de aproximadamente 150 L/m<sup>2</sup>h, para una concentración de 14 000 mg/L el flux en estado estable fue de aproximadamente 80 L/m<sup>2</sup>h, confirmando una vez más que la concentración de sólidos contenidos en el líquido a filtrar tiene una relación directa con la velocidad de taponamiento de la membrana.

Por otra parte, la concentración de sólidos suspendidos en el licor mezclado de un reactor anaerobio también ha sido reportada como factor principal en el taponamiento de los sistemas de membranas. Bérubé *et al.* (2006) observaron que la presión transmembrana requerida para mantener constante el flux permeado en membranas acopladas a un biorreactor anaerobio tratando agua residual sintética con una concentración de 35 g/L fue el doble de lo que se requirió para filtrar un agua con las mismas características, pero con una concentración de 7 g/L.

#### 3.6.3.2 Contenido de $N-NH_4^+$ y $PO_4^{3-}$

El nitrógeno orgánico puede ser definido como el nitrógeno que está unido al carbono y forma parte de compuestos naturales tales como proteínas, péptidos, ácidos nucleicos, urea y muchos compuestos sintéticos. Mientras que el nitrógeno amoniacal se produce por la desaminación de los compuestos que contienen nitrógeno orgánico y por la hidrólisis de la urea. También pueden producirse por la reducción de nitratos en ciertas condiciones anaeróbicas (Gómez *et al.*, 2006).

Por otra parte, el fósforo se encuentra en las aguas residuales en diversas formas: ortofosfato, fosfato hidrolizado o condensado o como parte de un compuesto orgánico. Además se puede presentar en forma soluble ó en partículas suspendidas. Las fuentes de fosfatos pueden ser de aguas residuales agrícolas, escurrimientos superficiales, aguas de procesos industriales tales como los de control de la corrosión, fabricación de detergentes y fertilizantes y del procesamiento de alimentos (Gómez *et al.*, 2006). El exceso de fósforo en un cuerpo de agua estimula el crecimiento de organismos fotosintéticos que pueden provocar su eutroficación.

Gao *et al.* (2003) hicieron una comparación sobre remoción de nitrógeno amoniacal ( $N-NH_4^+$ ) entre un biorreactor aerobio de membranas sumergidas y un sistema de lodos activados convencional. Los resultados mostraron que en el arreglo con membranas hay una mejor remoción de este contaminante inorgánico, mayor al 99% mediante su transformación biológica a  $NO_3^-$ -N. Por su parte, para el tratamiento convencional la remoción de  $N-NH_4^+$  fue del 95 %. En el arreglo de membranas durante los 210 días de

experimentación se presentó una operación estable, mientras que en el arreglo convencional se tuvieron periodos de inestabilidad más acentuados. Mohammed et al. (2007) utilizaron un biorreactor aerobio de membranas sumergidas de polietileno para la remoción de contaminantes orgánicos y  $\text{N-NH}_4^+$  con tamaño de poro de  $0.4 \mu\text{m}$ . El biorreactor se encontraba dividido en dos compartimentos, uno aireado y el otro no, dando un volumen total de 20.4 L. Se utilizó agua residual sintética que permitió controlar la concentración de nitrógeno. La remoción de nitrógeno amoniacal que se alcanzó fue hasta el 99.8 %. La remoción del  $\text{N-NH}_4^+$  se debió principalmente a la nitrificación que ocurre en el biorreactor, más que a su retención por las membranas. La completa retención de bacterias nitrificantes, independientemente de la concentración de los sólidos suspendidos volátiles, fue la principal causa de este resultado. Por último, Bae et al. (2003) experimentaron con membranas de polisulfona y tamaño de poro de  $0.1 \mu\text{m}$  acopladas a un biorreactor tipo batch. Nuevamente se observa que la remoción del nitrógeno y fósforo, que fue del 96 y del 80% respectivamente, se debe casi exclusivamente a su conversión biológica.

De igual forma que los anteriores trabajos arriba presentado Yoon et al. (2004) reportan al tratar agua residual municipal, una remoción de nitrógeno hasta en un 91.9% y de fósforo hasta en un 72.9% principalmente por medio de remoción biológica. Utilizan membranas con tamaño de poro de  $0.4 \mu\text{m}$  sumergidas en un biorreactor aerobio que cuenta con dos tanques, además del de lodos activados, que contiene biomasa en condiciones anóxicas. Por su parte Sun et al. (2006) mediante el uso de membranas sumergidas en un reactor que cuenta con tres secciones, remoción de DQO, remoción de nutrientes y filtración, logran remociones de nitrógeno y fósforo del 98% y 92% respectivamente, mediante remoción biológica.

Se puede concluir de la revisión bibliográfica arriba presentada sobre reactores aerobios que se acoplan a membranas de filtración, que la remoción de nutrientes se logra principalmente mediante procesos biológicos; mientras que la función principal de las membranas es permitir la completa retención de biomasa y lograr tiempos de retención celular de hasta 300 días (Sun et al., 2006) que no podrían ser alcanzados en sistemas de tratamiento convencionales como son los lodos activados. Esta condición permite la proliferación de microorganismos que presentan tasas de reproducción considerablemente bajas, en comparación con las presentadas por la biomasa encargada de degradar la materia orgánica medida como DBO.

En cuanto a remoción de nitrógeno y fósforo en reactores anaerobios acoplados a membranas, Chu *et al.* (2004) experimentaron con un reactor anaerobio tipo EGSB con membranas sumergidas de fibra hueca fabricadas con polietileno cuyo tamaño de poro fue de  $0.1 \mu\text{m}$ . Su objetivo fue establecer la eficiencia de remoción de contaminantes de este dispositivo experimental al hacer variaciones en la temperatura y el tiempo de retención hidráulica utilizando agua residual sintética. Al cuantificar, entre otros, la concentración de nitrógeno y fósforo en el influente y efluente del reactor así como en

el permeado de las membranas reportan que el dispositivo de membranas sólo remueve una pequeña fracción de estos contaminantes. El valor para el nitrógeno amoniacal a la salida del reactor EGSB se ubicó en un intervalo que fue de 20 a 25mg/L mientras que en el permeado el valor de este parámetro se ubicó en un intervalo de 19 a 24 mg/L. En cuanto a la remoción de fósforo total, en el efluente del reactor se cuantificaron valores que se ubicaron en un intervalo que fue de 3.5 a 4.2 mg/L mientras que en el flux permeado se registraron valores de entre 3.6 a 4.0 mg/L.

Kang et al (2001) hicieron una comparación de la velocidad de taponamiento de membranas en función de la naturaleza del material con el cual estaban hechas, para lo cual utilizaron membranas de tipo inorgánica que contaban con una capa filtrante hecha de zirconio, y membranas orgánicas hechas a base de polipropileno hidrofóbico. Las membranas inorgánicas tenían poros de un tamaño de 0.14  $\mu\text{m}$ , mientras que el tamaño de los poros de las orgánicas eran de 0.2  $\mu\text{m}$ . Se utilizó el efluente de una destilería de alcohol y previo a su filtración se le sometió a un pretratamiento para remover sólidos suspendidos.

Entre las mediciones que se llevaron a cabo se analizó la superficie de la membrana mediante microfotográficas de escaneo electrónico (SEM, por sus siglas en ingles)  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{N-NH}_4^+$  y  $\text{PO}_4^{3-}$  formando estruvita. Las cantidades encontradas, que están cuantificadas en moles de estruvita, fueron 191  $\text{mmoles/m}^2$  en la superficie de las membranas orgánica y 389  $\text{mmoles/m}^2$  en la superficie de las inorgánicas. También observaron que en las membranas inorgánicas la acumulación de estruvita fue más en sus poros que en su superficie, y que esta acumulación parece ser la principal causa de la reducción del flux permeado. Mientras que para las membranas orgánicas una espesa capa taponante compuesta de biomasa además de estruvita se formó en la superficie de la membrana, por lo que se presentó una mayor resistencia hidráulica.

Las condiciones en un reactor anaerobio son ideales para la formación de estruvita. El amonio, magnesio y fosfato están presentes y el pH del efluente anaerobio se encuentra cerca o dentro del intervalo (7.5 a 8.5) para la precipitación de estruvita (Bérubé et al., 2006). Choo *et al.* (1996) afirman que la estruvita contribuirá significativamente al taponamiento de la membrana que se acople a un reactor anaerobio. Proponen que la cantidad de estruvita precipitada podría ser estimada con base en un análisis de balance de masa de la concentración de magnesio, amonio y fósforo en el influente y efluente de las membranas acopladas a un reactor anaerobio. Choo et al. (1996) experimentan con un biorreactor anaerobio completamente mezclado acoplado a membranas de ultrafiltración (20 kDa). Entre otros parámetros, determinan la concentración de amonio, fósforo y magnesio en el agua residual cruda, el licor de mezcla del biorreactor anaerobio (influente de las membranas) y en el efluente de las membranas. Así mismo, identifican estos elementos en la capa taponante de la membrana mediante espectroscopia electrónica de rayos X y espectroscopía infrarroja. Los valores registrados de las concentraciones para estos componentes fueron los siguientes (agua residual cruda; licor de mezcla, efluente membranas):  $\text{Mg}^{2+}$ : 313, 1.04, 0.947 mg/L; N-

$\text{NH}_4^+$ : 63.1, 615, 653 mg/L;  $\text{PO}_4^{3-}$ : 927, 917 y 912. Choo et al. (1996) concluyen que la considerable reducción del magnesio en el efluente del biorreactor, 99.55%, donde el pH se registró entre 7.5 a 8.5, se debe principalmente a la precipitación de estruvita, mientras que, si bien hay retención de nitrógeno amoniacal por parte de la membrana, el considerable aumento de este, 9 veces más que la concentración registrada en el influente del biorreactor, es debido a la descomposición anaeróbica de los compuestos nitrogenados, y por último, la ausencia de cambio en la concentración del fósforo indica que el consumo del ion  $\text{PO}_4^{3-}$  en la precipitación de la estruvita podría estar balanceado con la cantidad generada de este durante la digestión anaerobia.

Cid (2007) experimentó con un reactor anaerobio tipo UASB acoplado a membranas externas de ultrafiltración con tamaño de poro de 0.1  $\mu\text{m}$  con el objetivo de evaluar la eficiencia del sistema en tratamiento de agua residual doméstica. Mediante la cuantificación de parámetros fisicoquímicos observó que la remoción de nitrógeno es nula al pasar el efluente del reactor UASB por el dispositivo de membranas, mientras que la remoción del fósforo es considerable. La concentración promedio de fósforo en el influente de la membrana fue de 13 mg/L y en el efluente se registró un promedio de 3 mg/L, lo que significó una reducción del 73%. Concluyó que la reducción del fósforo se debe principalmente a su contribución en la formación de una película taponante de naturaleza mineral en la superficie de la membrana.

Se puede resumir que en la literatura se reporta la ausencia de remoción de nitrógeno al hacer pasar al efluente de un reactor anaerobio a través de membranas de micro y ultrafiltración y esto se debe principalmente a que una importante fracción del nitrógeno total se encuentra como nitrógeno amoniacal soluble. En cuanto al fósforo, de igual forma en la mayoría de los casos revisados se presenta una pobre remoción y se reporta que principalmente ésta se debe a que una fracción de este nutriente se precipita al fondo del reactor o se adhiere a la superficie de la membrana en forma de estruvita.

### 3.6.3.3 Sustancias poliméricas extracelulares y productos microbianos solubles

En lo que respecta a los productos microbianos solubles (SMP, por sus siglas en inglés) para los reactores aerobios se ha documentado y concluido que su concentración en el licor mezclado tiene una estrecha relación con el taponamiento de membranas. Lee *et al.* (2000) reportan que se puede mantener un flux constante teniendo como influente a permear el proveniente de sistemas de biomasa suspendida mientras que para sistemas de biomasa adherida esto no es posible, lo que indicaría que la función que desempeñan los SMP en el taponamiento es importante. Bérubé *et al.* (2006) comentan que por el impacto de los SMP no es conveniente acoplar un sistema de membranas a un biorreactor de biomasa adherida para reducir la cantidad de sólidos en el líquido a filtrar. Lee *et al.* (2000) también observan que para sistemas aerobios de biomasa suspendida y adherida ocurre el mismo fenómeno: la velocidad de taponamiento es menor cuando se filtra licor mezclado con cantidades altas de sólidos, y que también fue

menor cuando filtraron una mezcla de sólidos suspendidos y SMP que cuando filtraron una solución que consistía solamente en SMP. Por su parte Gao *et al.* (2003) experimentan y comparan el desempeño en la remoción de  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  en un biorreactor acoplado a membranas sumergidas y un sistema convencional de lodos activados. Los autores observan mediante microscopia electrónica que el lodo del reactor biológico acoplado a membranas contenía mayor cantidad de sustancias poliméricas extracelulares (SPE) y una importante reducción de SMP en el flux permeado.

#### 3.6.3.4 *Tamaño de partícula*

Choo *et al.* (1998) reportan que las partículas coloidales más finas tienen una función importante en el incremento de la resistencia de la capa taponante en un biorreactor anaerobio acoplado a membranas. Estas partículas tienen una baja tasa de difusión frente a las partículas de mayor tamaño. Los autores comentan que, como consecuencia de la mencionada baja tasa de difusión de estas partículas, las partículas coloidales más finas tienden a migrar y acumularse en la superficie de la membrana mientras que los sólidos de mayor tamaño no presentan este comportamiento. Por lo anterior, sugieren que los sólidos de tamaño más pequeño, de 6 a 3  $\mu\text{m}$ , tienden a formar una capa taponante más compacta. También comentan que como un efluente anaerobio tiende a contener más partículas coloidales que el licor mezclado de un efluente aerobio los mecanismos que gobiernan el taponamiento en los sistemas anaerobios tienden a ser diferentes a aquellos que intervienen en sistemas aerobios.

Connell (1998) cita a Tarlenton *et al.* (1993) y comenta que el tamaño de partícula tiene un efecto fundamental en el taponamiento de la membrana, ya que a mayor tamaño de las partículas contenidas en el líquido a filtrar se registra una mayor capacidad de filtración de la membrana. Esto se debe principalmente a que la velocidad del flujo que se presenta en la capa filtrante ubicada en la superficie (agregado) de la membrana es mayor que la que se registra en otras regiones del flujo y que, por lo tanto la velocidad cortante en esa zona se incrementa al incrementarse el tamaño de partícula, por lo que la película taponante que pudiera formarse en la superficie de la membrana es removida por estas partículas que actúan como un agente abrasivo.

Tarlenton *et al.* (1993, citado por Connell, 1998) realizaron pruebas de filtración con suspensiones que contenían diferentes tamaños de partícula previamente cuantificados. Establecen un tamaño de partícula en cada suspensión que divide la distribución de tamaños en 50% más grandes que este y 50% mas pequeños que este. Después de esto observaron las suspensiones que contenían a las partículas menor tamaño eran las principales responsables del taponamiento tanto interno como externo de los poros de la membrana y de la formación de la película taponante. Sin embargo, Tarlenton *et al.* (1993) también mencionan que cuando se alcanzan valores de velocidad de flujo altos o altas concentraciones de sólidos suspendidos, el efecto del tamaño de partícula se nulifica y es posible obtener un flux estable a largos periodos de tiempo, lo que

concuera con lo anotado en el subcapítulo correspondiente a parámetros de operación y particularmente el párrafo que refiere sobre velocidad de flujo. Por su parte, Connell (1998) experimenta con partículas de vidrio, sílice, limo, grafito y aluminio, todas ellas con misma distribución de tamaños y diámetros aproximados, entre 1 y 2.5  $\mu\text{m}$ . Cuantifica la regularidad de su forma y encuentra que las partículas que presentan mayor uniformidad son las de vidrio y que a su vez éstas son las que forman capas taponantes que provocan mayor reducción del flux; mientras que las partículas del grafito son las que presentaron mayor irregularidad de su forma y que provocan menor reducción del flux.

En cuanto a la influencia del tamaño de partícula en el taponamiento de la membrana Choo et al. (1996) realizaron pruebas con membranas hechas con tres materiales, polisulfona, celulosa y flourpolimero, bajo diferentes condiciones de operación y con el efluente de un reactor anaerobio completamente mezclado. La conclusión a la que se llega es que las partículas con tamaños iguales o mayores a 0.45  $\mu\text{m}$  contenidas en el sobrenadante del efluente del reactor son las principales causantes del taponamiento interno y externo de la membrana al formar una capa taponante más densa y gruesa que la que pudieran formar la parte soluble y los mismos flóculos contenidos en el sobrenadante. También concluyen que el tipo de membrana utilizada no tiene una influencia clara sobre el taponamiento.

Nuevamente Choo et al. (1998) experimentaron con un reactor anaerobio acoplado a membranas planas con tamaño de poro de 20 kDa. Hacen un seguimiento del tamaño de las partículas a través de 12 días de filtración mediante dispersión de luz en muestras del sobrenadante del reactor. Este sobrenadante es filtrado y el rechazo recirculado al reactor anaerobio. Observaron que la reducción del tamaño de partícula es considerable después de los doce días de operación, siendo el tamaño promedio inicial de las partículas de 16  $\mu\text{m}$ , mientras que después de 10 horas se registra un tamaño promedio de 10  $\mu\text{m}$ , y finalmente después de 12 días se registra un tamaño de 3  $\mu\text{m}$ . El cambio en el tamaño de partícula parece estar ligado directamente con el aumento de la resistencia presentada al flux en la membrana, ya que los aumentos en la magnitud de ésta se presentan en las primeras horas de operación, mismas en donde se presenta más rápidamente la reducción del tamaño de las partículas. Así mismo, se observa que una vez alcanzado un estado casi estable en la resistencia al flux, esto es que su aumento es gradual, de igual forma la reducción del tamaño de las partículas se presenta gradual. Por lo que concluyen que el tamaño de las partículas en la suspensión que va a ser filtrada tienen efectos de suma importancia en el taponamiento de las membranas. Para corroborar esto, prepararon dos suspensiones a filtrar, de las cuales una contenía partículas de tamaño promedio de 12  $\mu\text{m}$  y la otra era tratada previamente para que el tamaño de las partículas que contenía fueran de un tamaño aproximado de 4.05  $\mu\text{m}$ . Observaron que la curva de resistencia al filtrar el líquido con partículas de 12  $\mu\text{m}$  presentó el mismo comportamiento descrito anteriormente: rápida caída seguida de un estado semi-estable, mientras que el líquido con las partículas de tamaño de 4.05  $\mu\text{m}$

presentaron un aumento inmediato en la resistencia al flux con valor similar al estado casi-estable alcanzado en los experimentos anteriormente descritos.

## 4 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

### 4.1 Descripción del proceso y operación

La experimentación se llevó a cabo en los laboratorios de la Coordinación de Bioprocesos del Instituto de Ingeniería de la UNAM y en las instalaciones de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria, UNAM en el Distrito Federal.

El experimento consistió en filtrar tres tipos de agua residual: agua residual cruda, licor mezclado de un proceso de lodos activados y agua residual tratada por un reactor anaerobio tipo UASB a escala piloto.

#### 4.1.1 Biorreactor UASB

Para el experimento se empleó un reactor anaerobio UASB (reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente) escala piloto ubicado en la planta de tratamiento de agua residual de CU. El reactor está construido en acrílico y cubierto por la parte externa con hojas de acero, el diámetro interno es de 0.53 m y la altura de 4 m; el nivel de agua se ubica a 3.85 m lo que da un volumen útil de  $0.840\text{m}^3$ . En su parte superior está provisto de una campana separadora de gas-sólidos-líquido construida en acrílico. Para el desalojo del biogás se cuenta con una manguera de 0.0381 m (1.5 in.) de diámetro que sale por la parte superior. En la Tabla 4.1 se muestran las características del reactor tipo UASB, el cual fue operado con un tiempo de retención hidráulica (TRH) de 6 horas.

**Tabla 4.1** Características del reactor tipo UASB

Características	
Altura total	4 m
Altura útil	3.85 m
Diámetro	0.53 m
Área, $A_1$	$0.22\text{ m}^2$
Volumen útil, $V_r$	$0.840\text{ m}^3$

Las condiciones de operación del reactor UASB se muestran en la Tabla 4.2 y son resultado de investigaciones previas a nivel piloto en el marco de este mismo proyecto (Cid, 2007). El sistema se operó a la temperatura ambiente.

**Tabla 4.2 Condiciones de operación del sistema UASB – membrana**

<b>Condiciones de operación obtenidas experimentalmente</b>	
Q (l/s)	0.141 m <sup>3</sup> /h
Velocidad ascendente	0.640 m/h
Velocidad ascendente el espejo de agua	1.10 m/h
TRH	6 horas
Carga orgánica volumétrica	0.94 kgDQO/m <sup>3</sup> d

#### 4.1.2 Agua residual cruda

Se utilizó agua residual cruda colectada en el influente de la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria, después de haber pasado por un desarenador que se encuentra al inicio del tren de tratamiento. El agua residual que se recibe en esta planta de tratamiento se compone de las descargas generadas en la llamada zona antigua del campus universitario así como de la colonia colindante al mismo. El gasto de agua residual cruda que llega a la planta es de 20 L/s de los cuales se canalizó una porción hacia el reactor piloto ubicado dentro de la misma planta de tratamiento.

El agua residual llega a la planta de tratamiento mediante un sistema de drenaje combinado y presenta variaciones considerables en su carga contaminante a través del tiempo, dividiéndose en dos etapas: la de estiaje y la etapa de lluvias. Durante la época de lluvias se presentan las concentraciones más bajas de contaminantes como son la concentración de sólidos y de demanda química de oxígeno. La experimentación en sus tres etapas se llevó a cabo en el periodo que va del mes marzo al mes de abril (periodo de secas), por lo que no se tuvo problemas relacionados con una dilución de los contaminantes a tratar. La concentración anual de sólidos totales se presenta dentro de un intervalo que va de 800 a 1200 mg/L y para el mismo periodo la concentración de DQO es de 600 mg/L. Generalmente no se presentan descargas de origen industrial y por lo tanto la presencia de residuos peligrosos no se ha detectado, a pesar de las descargas de laboratorios de docencia e investigación.

#### 4.1.3 Lodos activados

El tren de tratamiento está constituido por un desarenador al inicio de la planta de tratamiento, en seguida se encuentra el tratamiento biológico que consiste en tres sistemas dispuestos en forma paralela: lodos activados, discos rotatorios y filtro percolador. La siguiente operación es una serie de tres sedimentadores secundarios a los cuales llega el

efluente de cada sistema biológico de tratamiento. Después se tiene un sistema de filtración por arena que recibe el efluente de los tres sedimentadores. Por último se tiene un tanque de cloración y un cárcamo de bombeo.

El reactor biológico de lodos activados tiene un tiempo de retención hidráulica de 13 horas y un tiempo de retención celular de 5 días, su volumen útil es de 468 m<sup>3</sup>. Este tratamiento biológico es un sistema de aeración extendida al cual se le suministra aire por medio de agitadores superficiales y sumergidos. Cuenta con un sistema de purga y de retorno de lodos, lo que permite tener a la biomasa a una concentración promedio de 1,000 a 2,000 mg/L, valor bajo para lo esperado en un licor mezclado. En la Tabla 4.3 se presentan las características principales y los valores promedio registrados durante el periodo de experimentación. De este reactor (licor mezclado) se obtuvo la corriente que se filtró durante la segunda etapa de experimentación.

**Tabla 4.3 Características de reactor biológico de lodos activados**

Característica o valor	cantidad
TRH	13 h
TRC	5 días
Volumen de reactor	468 m <sup>3</sup>
Pretratamiento	Desarenador
SST (mg/L)	1,300-2,600 mg/L
SSV (mg/L)	1,000-2,000 mg/L

#### 4.1.4 Membranas de filtración

Un arreglo de membranas externas colocadas dentro de las instalaciones de la planta de tratamiento se utilizaron par filtrar agua residual cruda, efluente del UASB y lodos activados del reactor biológico aerobio. La unidad externa de ultrafiltración está constituida por seis módulos de membranas tubulares de ultrafiltración (Koch Membrane Systems, EEUU), los cuales pueden conectarse en serie o en paralelo. Cada módulo tiene 3 m de longitud y un área para el filtrado de 3.537 m<sup>2</sup>. Cada módulo está empacado con 7 membranas tubulares de ultrafiltración con un diámetro de 0.0127 m (0.5 in) dentro de un tubo de PVC de 0.038m (1.5 in) de diámetro. El material de la membrana es fluoruro de polivinildieno (PVDF) con tamaño de poro para partículas con peso molecular de 100 kDa. En la Tabla 4.4 y Tabla 4.5 se muestran resumidas las características de las membranas.

## 4.2 Metodología de experimentación

### 4.2.1 Filtración

Se efectuaron tres etapas de filtración para los tres diferentes tipos de agua y cada etapa tuvo un periodo de duración de 20 días con ciclos de operación de 23 horas más un ciclo de lavado de una hora en el cual se utilizó hipoclorito de sodio (NaClO) en una concentración de 300 ppm. La concentración y la sustancia de lavado se seleccionaron conforme los datos reportados en un trabajo previo con el mismo equipo experimental (Cid, 2007). Para cada etapa de filtración se utilizó solo un módulo, por lo que el área de filtrado fue de 0.67 m<sup>2</sup>. Este módulo fue remplazado por uno nuevo para cada tipo de agua con el objeto de asegurar que no hubiera interferencia entre los datos y poder hacer la comparación planeada. Durante las tres etapas de experimentación se operó a una presión y velocidad de flujo (crossflow velocity) constantes de 25 psi y 2.25 m/seg respectivamente.

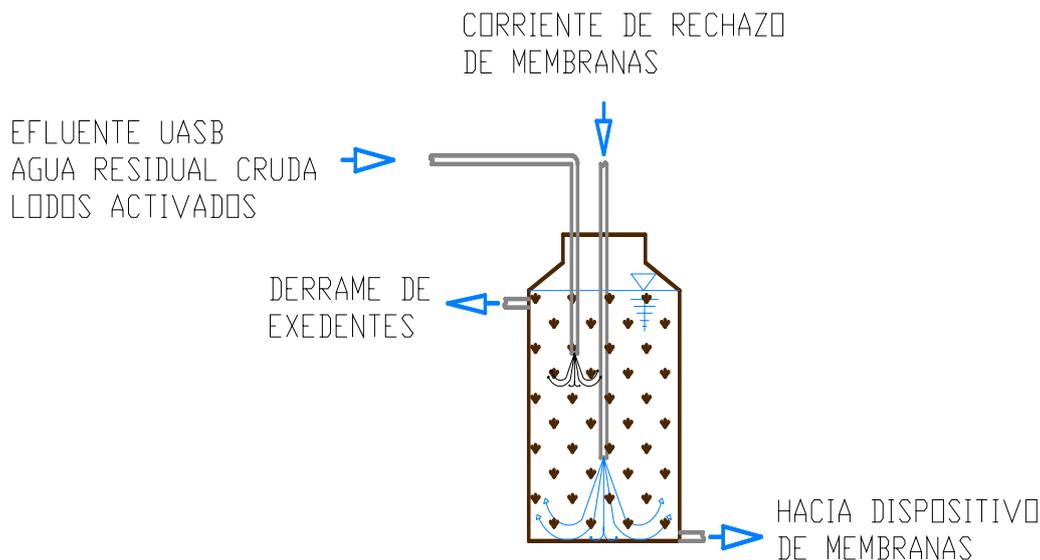
**Tabla 4.4 Características de la membrana de ultrafiltración (Cid, 2007).**

Característica	Valores
Número de membranas por módulo	7
Material de la membrana	PVDF
Tipo de membrana	Tubular ultra-filtración
Área por membrana	0.096 m <sup>2</sup>
Área total por módulo de membranas	0.67 m <sup>2</sup>
Área total	4.02 m <sup>2</sup>
Corte molecular	100,000 Dalton (nominal) (0.1 μm)
Longitud módulo	3 m

**Tabla 4.5 Límites recomendados de operación de membranas de ultrafiltración (Cid, 2007)**

Característica	valores
Máxima presión de entrada	70 psi @ 120°F (4.8 bar @ 49°C)
Máxima presión de salida	5 psi (0.3 bar)
Máxima temperatura	120°F (49°C)
Máxima caída de presión en la alimentación	6.5 psi @ 120°F (0.4 bar @ 49°C)
pH permisible a exposición continua	2.0 - 10.0 @ 120°F (49°C)
pH permisible a exposición corta	1.5 - 10.5 @ 120°F (49°C)

Como se puede ver en la Figura 4.1 en las tres etapas de filtración, previa a su paso por el dispositivo de membranas, el agua era depositada en un tanque de recolección que contaba con un tubo de derrames en su parte superior, mientras que el conducto de retorno del agua de rechazo se sumergió lo suficiente para agitar con su descarga y así resuspender los sólidos acumulados en el fondo.



**Figura 4.1 Arreglo del tanque de recolección utilizado como depósito previo a la bomba de alimentación de las membranas para cada uno de los efluentes a filtrar (agua residual cruda, lodos activados y efluente UASB)**

La Figura 4.2 y Figura 4.3 presentan un esquema y fotografías del arreglo piloto UASB – membranas descrito. Se llevaron a cabo muestreos diariamente de las entradas y salidas de agua del sistema de tratamiento como se muestra en la Tabla 4.6. Se tomaron muestras simples para posteriormente ser analizadas en el laboratorio.

**Tabla 4.6 Puntos de muestreo para cada agua residual filtrada.**

<b>Etapa de filtración</b>	<b>Punto de muestreo</b>
1ª Efluente UASB	Influente de reactor UASB
	Efluente de reactor UAB
	Efluente de membranas
2ª Agua residual cruda	Influente membranas
	Efluente de membranas
3ª Lodos activados	Influente membranas
	Efluente de membranas

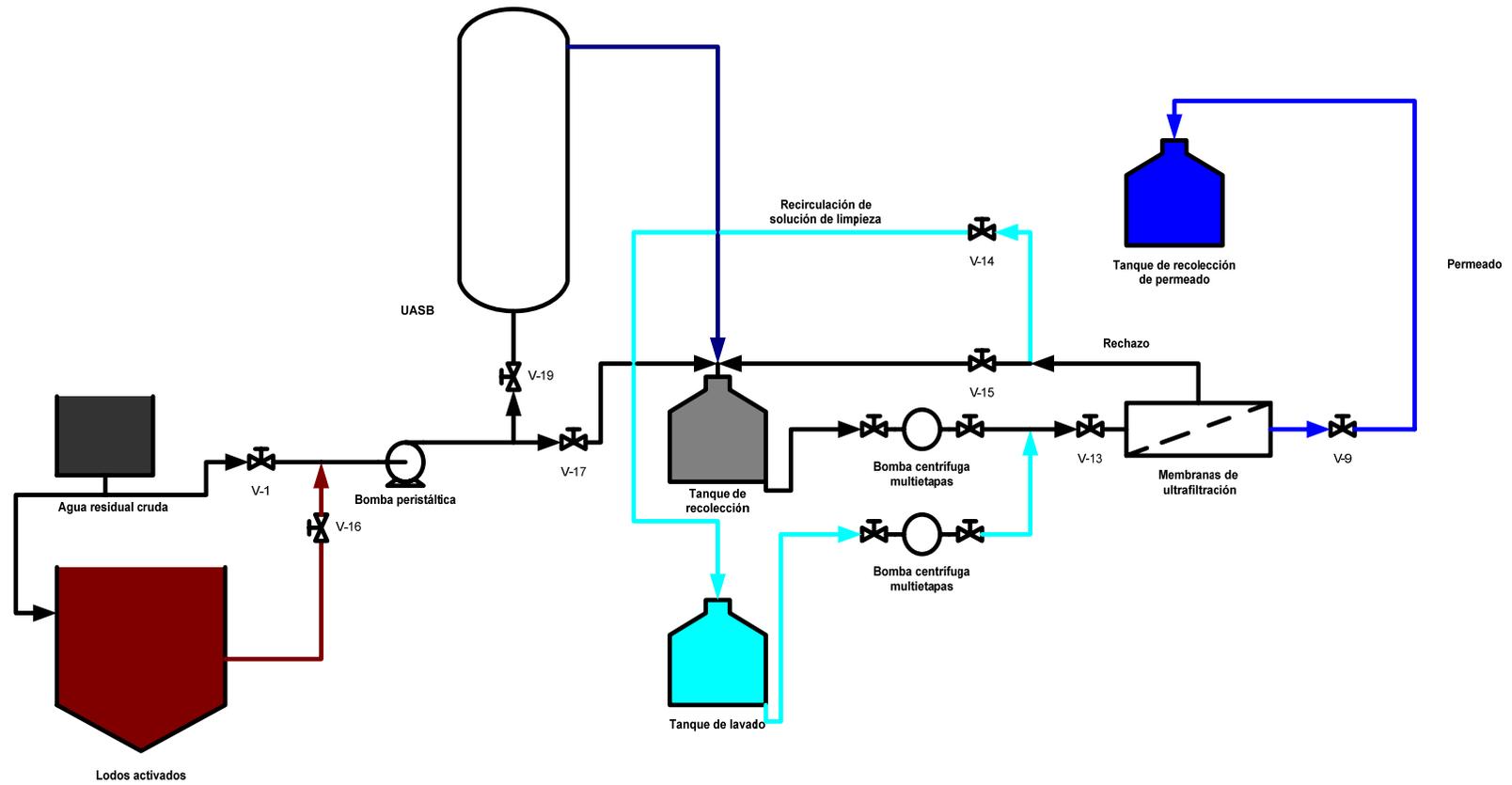


Figura 4.2 Arreglo de membranas acopladas a cada una de los efluentes a filtrar (agua residual cruda, lodos activados y efluente UASB)



**Figura 4.3** Arreglo general del sistema UASB- membranas (Cid, 2007)

#### 4.2.2 Muestreo y análisis físico-químicos

En la Tabla 4.7 se anotan las pruebas que se le efectuaron a las muestras obtenidas en cada uno de estos puntos. También se anota la frecuencia de medición y la técnica analítica empleada para ello.

#### 4.2.3 Determinación de tamaño de partícula

Se determinó la distribución de tamaño de partícula en el Laboratorio 324, Edificio D de la Facultad de Química, mediante el equipo de medición modelo Mastersizer 2000 (Malvern, 2000, Reino Unido) acoplado a un equipo de muestreo Hydro 2000 MU. Este equipo funciona bajo los principios de la dispersión de un haz de luz láser y de la medición de la difracción de éste al tocar la partícula en cuestión. La medición se basa en el hecho de que el patrón de intensidad del haz de luz bajo una difracción es propio del tamaño de la partícula que provoca esta difracción (Óptica de Fourier). El rango de medición de tamaño de partículas de este equipo es de  $0.02 \mu\text{m}$  a  $2000 \mu\text{m}$ . La frecuencia en esta medición fue de dos veces por semana y se llevó a cabo en el efluente del reactor UASB, el agua residual cruda y lodos activados. En la Figura 4.4 se muestra el aparato que sirvió para tal determinación.

**Tabla 4.7** Pruebas de laboratorio y su frecuencia de medición, hechas a las muestras de agua residual cruda, lodos activados, efluente del reactor UASB y permeado.

<b>Parámetro</b>	<b>Técnica analítica</b>	<b>Frecuencia</b>
Demanda Química de Oxígeno (DQO) mgO <sub>2</sub> /L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Demanda Química de Oxígeno soluble (DQOs) mgO <sub>2</sub> /L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Sólidos totales (STT) mg/L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Sólidos totales fijos (STF) mg/L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Sólidos totales volátiles (STV) mg/L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Sólidos suspendidos totales (SST) mg/L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Sólidos suspendidos fijos (SSF) mg/L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Sólidos suspendidos volátiles (SSV) mg/L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Sólidos disueltos totales (SDT) mg/L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Sólidos disueltos fijos (SDF) mg/L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Sólidos disueltos volátiles (SDV) mg/L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Fósforo (PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> ) mg/L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Amonio (N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> ) mg/L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Distribución de tamaño de partícula	Dispersión de luz dinámica	Dos veces por semana
pH y Alcalinidad (relación $\alpha$ ) mg/L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Diariamente
Sustancias Poliméricas Extracelulares (SPE) mg/L	Fijación celular por formaldehídos	Una vez por semana

#### 4.2.4 Determinación de sustancias poliméricas extracelulares

La determinación de sustancias poliméricas extracelulares se llevó a cabo mediante el método de fijación celular por formaldehídos adaptado en el laboratorio de bioprocesos del Instituto de Ingeniería de la UNAM. La frecuencia fue de una vez cada semana para las tres corridas de filtración. En el Anexo 3 se presenta la técnica de laboratorio

adaptada por el laboratorio de Ingeniería y Bioprocesos Ambientales del Instituto de Ingeniería.



**Figura 4.4** Equipo Mastersizer 2000

## 5 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### 5.1. Sólidos

En la primera etapa de experimentación se filtró el efluente del reactor UASB, el cual a su vez fue alimentado con agua residual cruda de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria, predominantemente de tipo municipal. Como puede verse en la Figura 5.1 el contenido de sólidos suspendidos totales fue en promedio de 330 mg/L que se encuentra entre las clasificaciones “media” y “fuerte” según Metcalf and Eddy (2003). El contenido de sólidos suspendidos volátiles en promedio durante esta etapa de filtración para el agua residual cruda fue de 241 mg/L (ver Tabla 5.2). Al haber pasado por el tratamiento biológico, el agua residual presenta una importante reducción en la cantidad de sólidos suspendidos como puede verse en la Figura 5.1.

El valor de este parámetro en el efluente del reactor UASB fue de 85 mg/L, lo que significó un porcentaje de reducción del 74 % que indica un adecuado funcionamiento del dispositivo UASB para retener sólidos suspendidos.

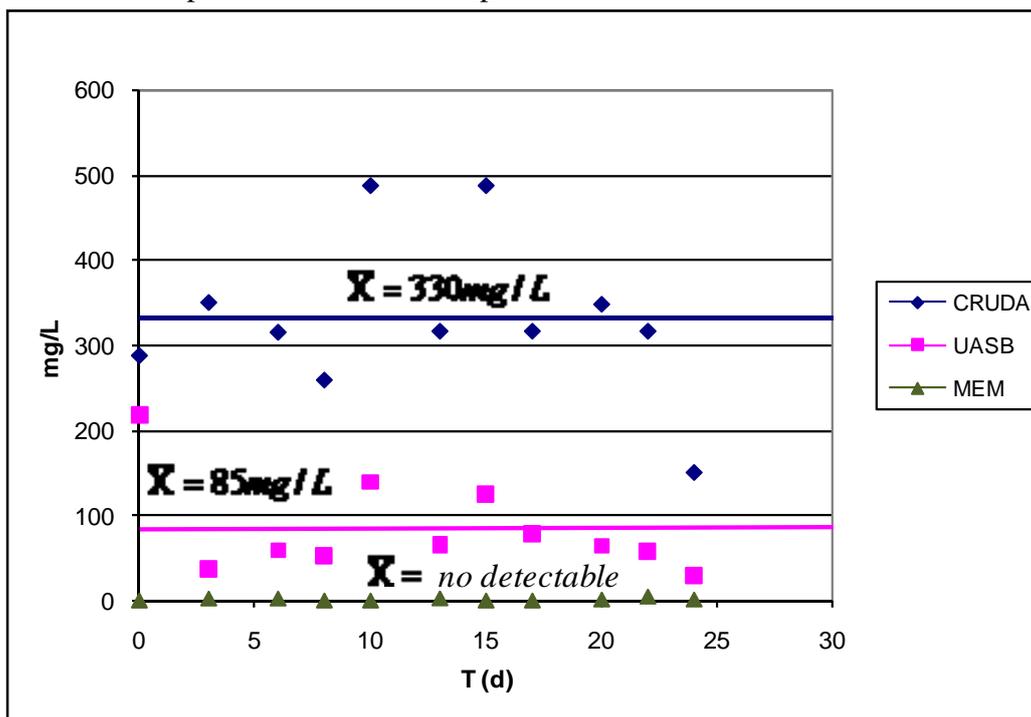
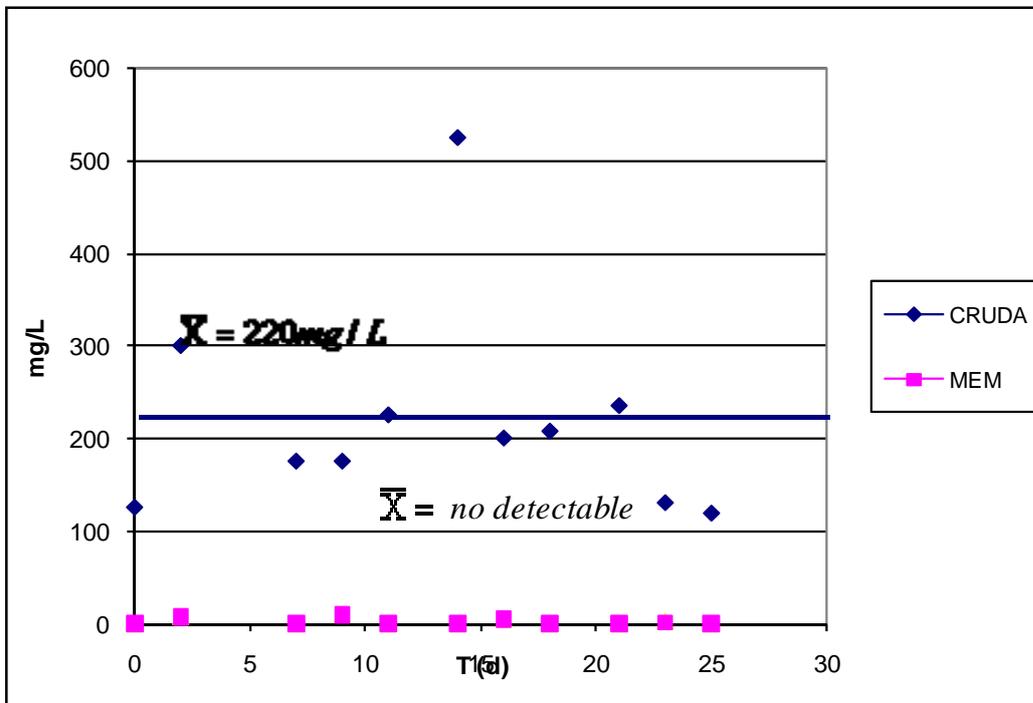


Figura 5.1 Sólidos suspendidos totales, 1ª etapa. Arreglo UASB y membrana

El efluente del reactor UASB no presenta la calidad adecuada que marca la NOM-003-SEMARNAT-1997 sobre el contenido de sólidos suspendidos en un agua residual tratada

que vaya a ser utilizada en contacto directo o indirecto con los seres humanos y que marca como límite máximo 20 y 30 mg/L respectivamente. Sin embargo, el filtrado del efluente del reactor UASB presenta una reducción total de sólidos suspendidos, permitiendo cumplir la norma arriba mencionada con completa holgura para este parámetro.

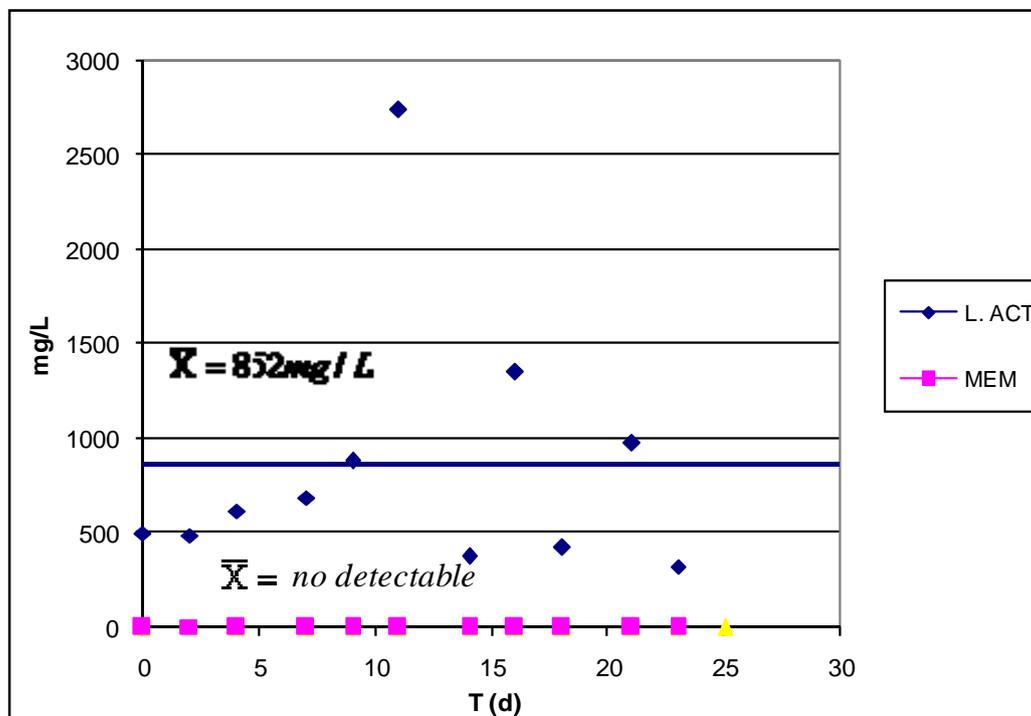
En la segunda etapa de experimentación, en la cual se filtró agua residual cruda, la concentración promedio de sólidos suspendidos totales fue de 220 mg/L como puede verse en la Figura 5.2, de los cuales 59 mg/L fueron suspendidos fijos y 161 mg/L suspendidos volátiles. Al pasar por las membranas el efluente presenta una ausencia total de sólidos suspendidos que permite cumplir la norma arriba mencionada sin ningún problema para este parámetro.



**Figura 5.2** Sólidos suspendidos totales, 2ª etapa. Arreglo agua cruda y membrana

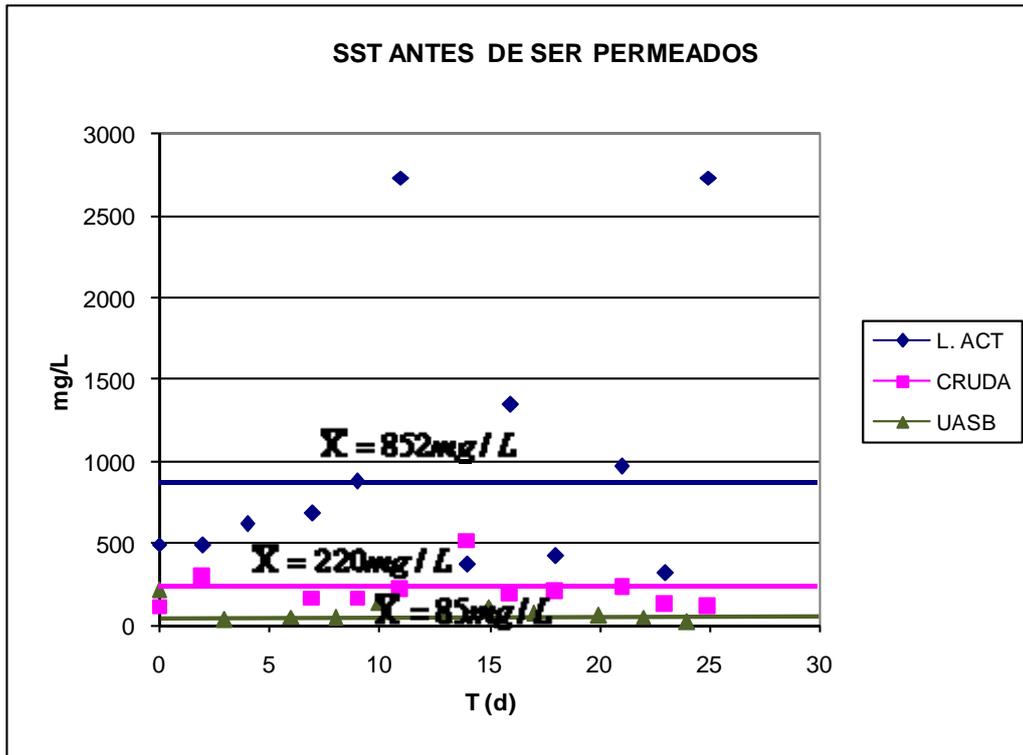
En la tercera etapa se filtró lodo activado extraído de reactor biológico de sistema de tratamiento de Ciudad Universitaria. Como se puede ver en la Figura 5.3 el valor promedio de la concentración de sólidos suspendidos totales durante esta etapa de experimentación fue de 852 mg/L, siendo la mayor parte biomasa cuantificada como sólidos suspendidos volátiles con un valor de 676 mg/L, mientras que los sólidos suspendidos fijos presentaron un valor promedio de 177 mg/L. Si bien la concentración de sólidos suspendidos es alta al ser comparada con el valor de este parámetro de las dos etapas anteriores, es considerablemente baja si se considera que esta corriente proviene directamente del tanque de lodos activados, y según Metcalf and Eddy (2003), esta concentración en un sistema convencional se encuentra entre 1500 y 4000 mg/L. Nuevamente se puede observar una

remoción total de sólidos suspendidos en el efluente de las membranas a pesar de que el valor de entrada es el más alto registrado en las tres etapas de experimentación.



**Figura 5.3** Sólidos suspendidos totales, 3<sup>a</sup> etapa. Arreglo lodo activado y membrana

En la Figura 5.4 se puede observar la concentración promedio de sólidos suspendidos totales en el influente del dispositivo de membranas de cada una de las tres fases de experimentación. Se observa que el mayor valor se registró durante la 3<sup>a</sup> etapa como podría esperarse por tratarse de lodos activados. El valor promedio más bajo se registró en la 1<sup>a</sup> etapa al filtrar el efluente del UASB. La relación entre uno y otro valor de cada etapa es de diez a uno respectivamente. Más adelante se discutirán las implicaciones que tiene esto sobre el taponamiento de las membranas.



**Figura 5.4 Sólidos suspendidos totales antes de pasar por la membrana**

La cuantificación de sólidos disueltos en todas sus formas se determinó mediante la sustracción de los valores obtenidos en la determinación de los sólidos totales y los valores obtenidos de los sólidos suspendidos, que a su vez y como ya se anotó en la sección de Metodología se determinaron bajo lo que marca el Standar Methods (APHA, AWWA, WPCF, 1999). Como puede observarse en la Figura 5.5, el contenido de sólidos disueltos en agua residual cruda durante la primera etapa fue de 933 mg/L, de los cuales 464 mg/L son disueltos fijos y 375 disueltos volátiles (ver Tabla 5.2). El reactor UASB removió el 62 % de los sólidos disueltos volátiles y el 28 % de los sólidos disueltos fijos, mientras que el dispositivo de membranas removió sólo el 11% de disueltos fijos, con una nula remoción de disueltos volátiles (ver Tabla 5.2). La NOM-003-SEMARNAT-1997 no señala ningún límite sobre este parámetro.

El contenido de sólidos disueltos totales en el agua residual cruda durante la segunda etapa de experimentación, registró un valor promedio, mostrado en la Figura 5.6, de 513 mg/L de los cuales 406 mg/L son disueltos fijos y 113 disueltos volátiles. El contenido de éstos en el efluente de las membranas fue de 494 mg/L de los cuales 377 mg/L fueron disueltos fijos y 117 disueltos volátiles, lo que significa que la membrana fue capaz de remover sólo el 7% de los disueltos fijos que pasaron a través de ella. Se puede anotar que en este caso, como en el anterior, la remoción de sólidos disueltos volátiles es nula.

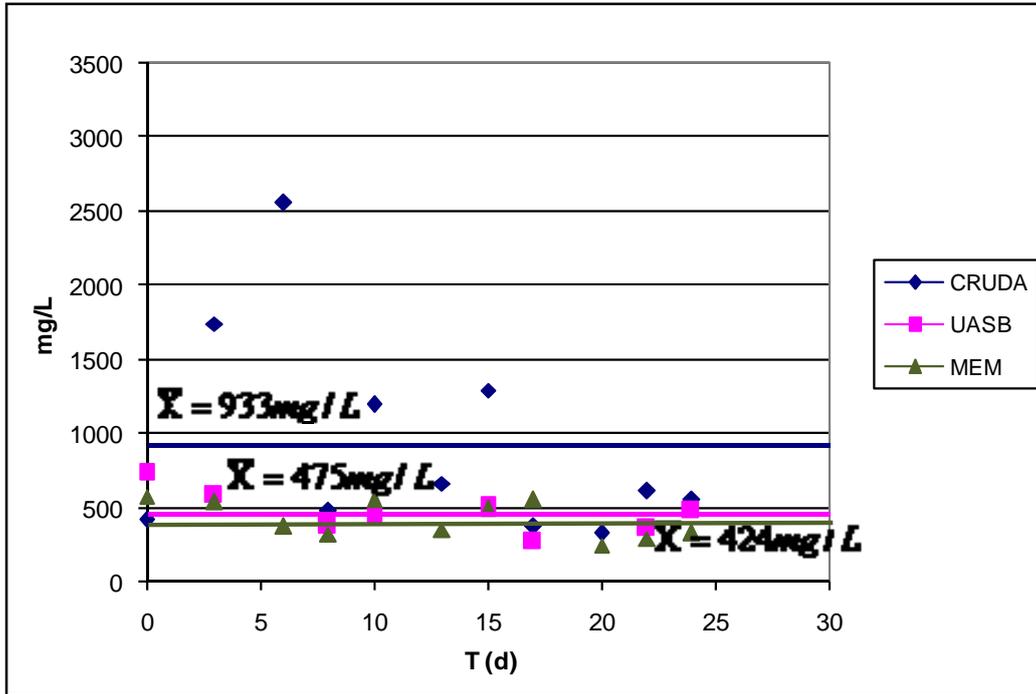


Figura 5.5 Sólidos disueltos totales, 1ª etapa. Arreglo UASB y membrana

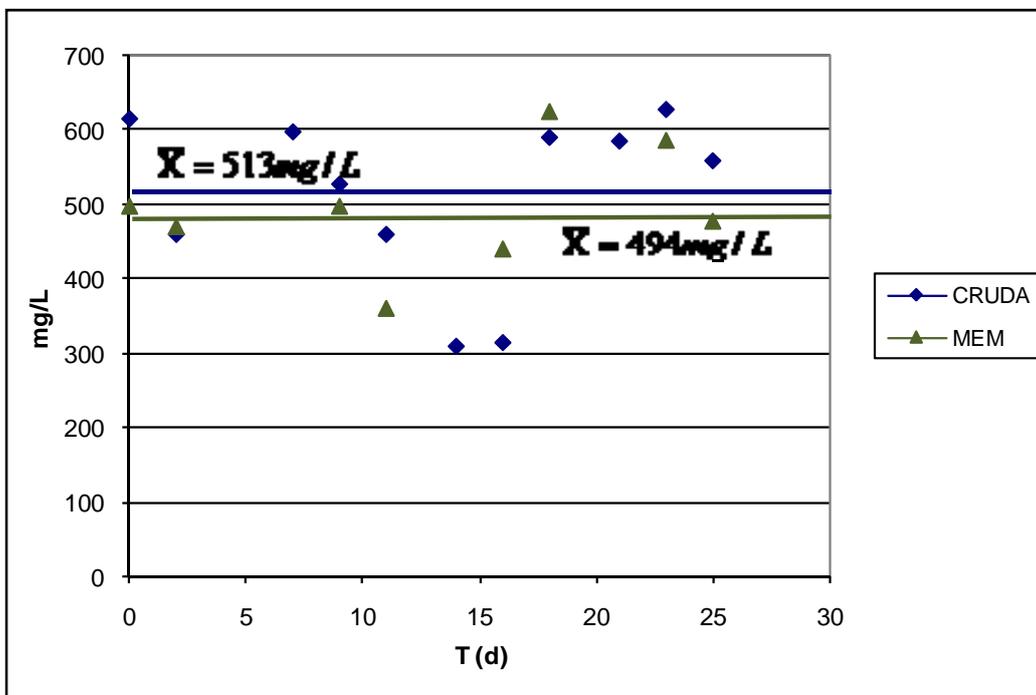
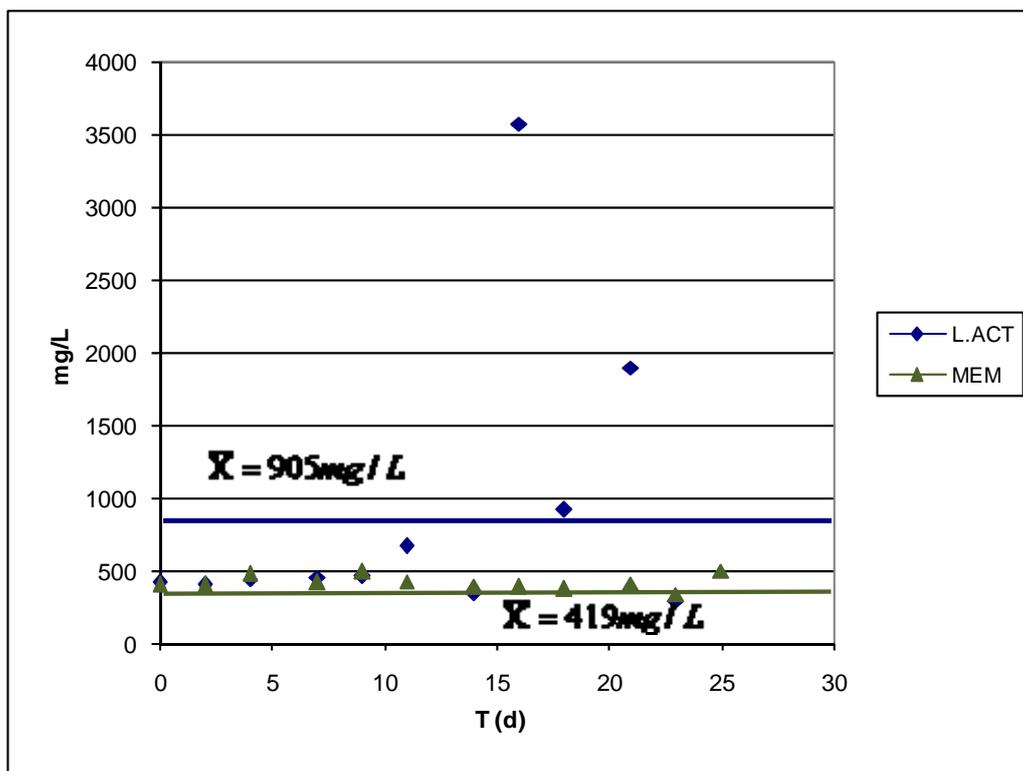


Figura 5.6 Sólidos disueltos totales, 2ª etapa. Arreglo agua cruda y membrana

En la Figura 5.7 se pueden observar los valores de concentración de sólidos disueltos totales en el influente y efluente del dispositivo de membranas para la tercera etapa de experimentación, donde se filtró lodo activado proveniente del reactor biológico de la planta de tratamiento de la Ciudad Universitaria.

La remoción de sólidos disueltos por el dispositivo de membranas fue mayor en esta etapa de experimentación. El contenido de sólidos disueltos en los lodos activados fue en promedio de 905 mg/L donde 410 mg/L fueron disueltos fijos y 495 de disueltos volátiles. El efluente de las membranas registró para este parámetro valores de 419 mg/L de sólidos disueltos totales, 344 mg/L de disueltos fijos y 74 mg/L de disueltos volátiles (ver Tabla 5.4). Por lo anterior se anota que el porcentaje de remoción fue del 54 % para los sólidos disueltos totales, 16 % para los disueltos fijos y 85 % para los sólidos disueltos volátiles (ver Tabla 5.4)



**Figura 5.7 Sólidos disueltos totales, 3ª etapa. Arreglo lodo activado y membrana**

En lo que se refiere a los sólidos disueltos totales, volátiles y fijos se resume lo siguiente a partir de la Tabla 5.2, Tabla 5.3 y Tabla 5.4. La mayor concentración de sólidos totales disueltos en el influente de las membranas se presentó en la 3ª etapa (filtración de lodos

activados) seguida por la concentración en el agua residual cruda. En el efluente del UASB se observó la menor concentración de sólidos disueltos.

La mayor remoción de sólidos disueltos se observó al filtrar lodos activados, y la menor remoción al filtrar agua residual cruda. Es importante anotar que se observa una diferencia significativa en el porcentaje de remoción de sólidos disueltos entre la etapa de experimentación filtrando lodos activados y las otras dos, siendo 53% y alrededor del 5% respectivamente. Además de lo anterior es importante mencionar que al filtrar efluente del reactor UASB y agua residual cruda no se observó retención de sólidos disueltos volátiles, mientras que al filtrar lodos activados se observó una remoción del 85% de este tipo de sólidos. Como se verá más adelante, en esta etapa de filtración se observó la mayor pérdida de permeabilidad en la membrana.

El hecho de que en la tercera etapa de filtración exista remoción al filtrar sólidos disueltos, mientras que en las otras dos prácticamente no haya remoción de este tipo de sólidos se podría explicar por las diferencias de concentración de sólidos suspendidos en los lodos activados, que es mayor en comparación de los otros dos tipos de agua que fueron filtradas. La alta concentración de sólidos suspendidos podría haber formado una película taponante que serviría de prefiltro (Giraldo, 2006) la cual tendría actividad biológica y por lo mismo podría haber estado removiendo sustrato soluble como lo hace una biopelícula. Por otro lado, como se verá más adelante, la membrana que menor taponamiento experimentó fue la de la primera etapa, filtración del efluente del UASB, que además fue la corriente que menor cantidad de sólidos suspendidos contenía. Además, influye la concentración y la naturaleza de los sólidos disueltos de cada corriente; como se mencionó anteriormente, el efluente de lodos activados presentaba un mayor contenido de SDV promedio (495 mg/L) comparado con el efluente tratado por vía anaerobia y el agua residual cruda (142 y 113 mg/L respectivamente).

## 5.2. DQO

El contenido de materia orgánica oxidable medida como demanda química de oxígeno para los diferentes puntos de muestreo en la fase de filtración de efluente del reactor UASB se muestra en la Figura 5.8 se observa que la concentración de DQO promedio en el agua residual (865 mg/L) se ubica dentro de la denominación de “fuerte” al sobrepasar el valor de los 500 mg/L según Metcalf and Eddy (2003), para un agua residual municipal. En cuanto a la DQO soluble el valor promedio registrado para el agua residual cruda fue de 240 mg/L (ver Tabla 5.2).

El efluente del UASB muestra una reducción importante tanto en la DQO total como en la soluble (71% y 32% respectivamente). Por su parte, las membranas removieron el 20% de

la DQO total y el 32% de la soluble. La remoción por todo el sistema fue del 93% de la DQO total y el 64% para la soluble.

En la Figura 5.9 se aprecia el valor promedio de DQO total registrado en el segundo periodo de experimentación (filtración de agua residual cruda) el cual fue de 407 mg/L ubicándose entre las clasificaciones “débil” y “media” según Metcalf and Eddy (2003). Como la filtración en esta etapa de experimentación fue directa, es decir no hubo un pretratamiento, el total de la DQO removida estuvo a cargo del dispositivo de membranas. El porcentaje de reducción fue del 73%.

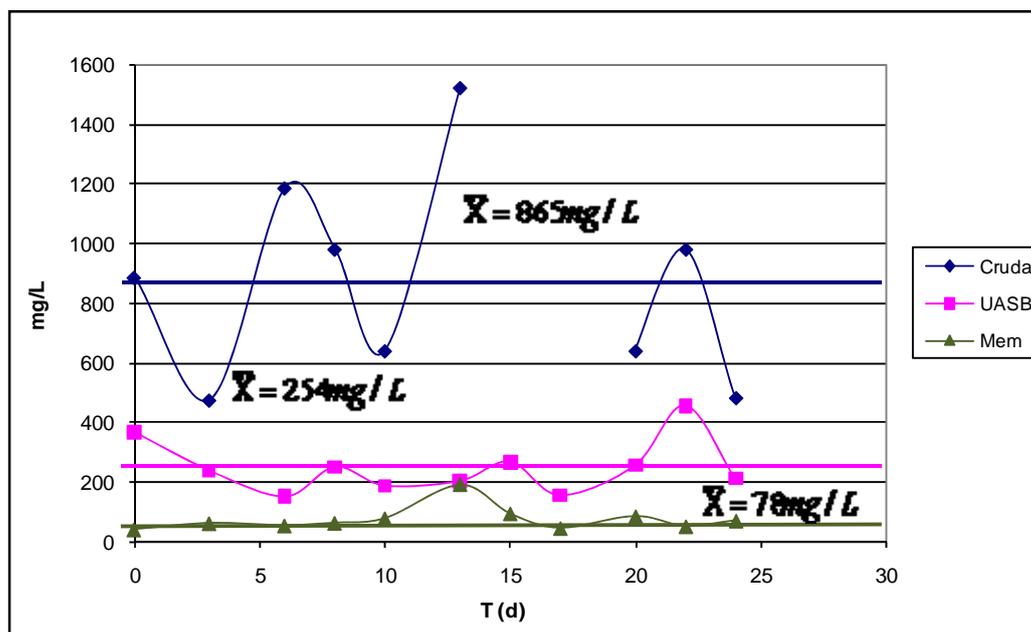
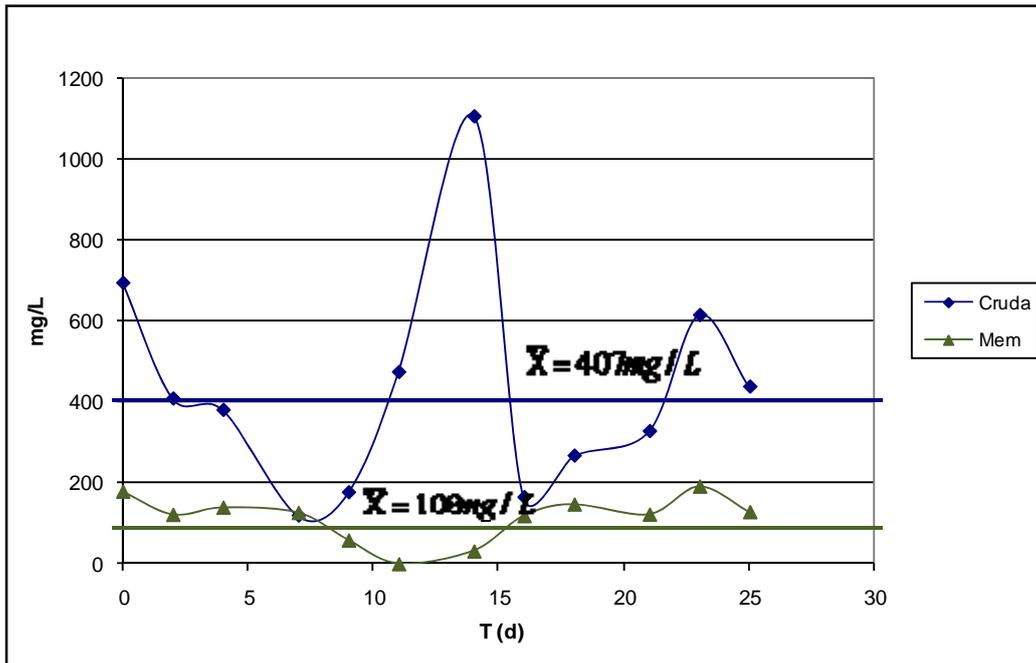
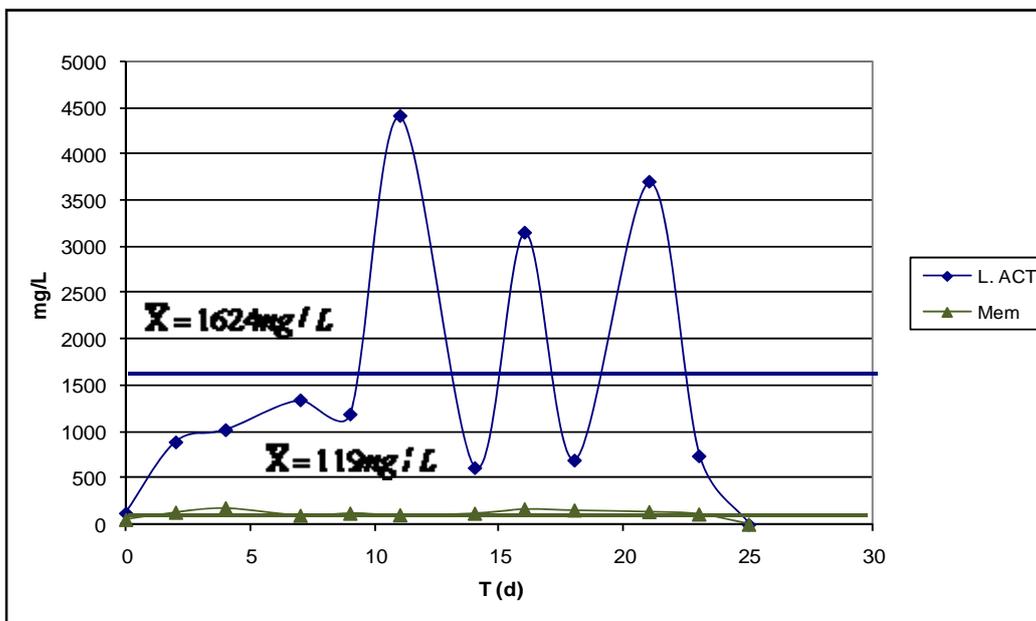


Figura 5.8 DQO total 1ª etapa. Arreglo UASB y membrana



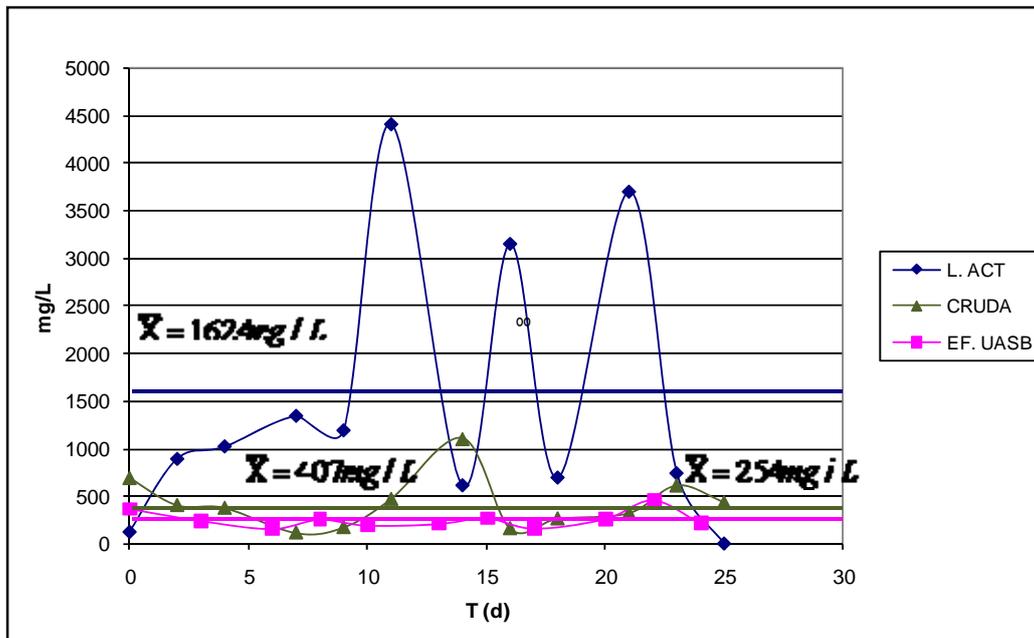
**Figura 5.9 DQO total 2ª etapa. Arreglo agua cruda y membrana**

En cuanto a la DQO soluble el valor de entrada registrado fue de 227 mg/L y en el efluente de las membranas se registró un valor de 116 mg/L, lo que significa que el dispositivo de membranas redujo este parámetro en un 49%.



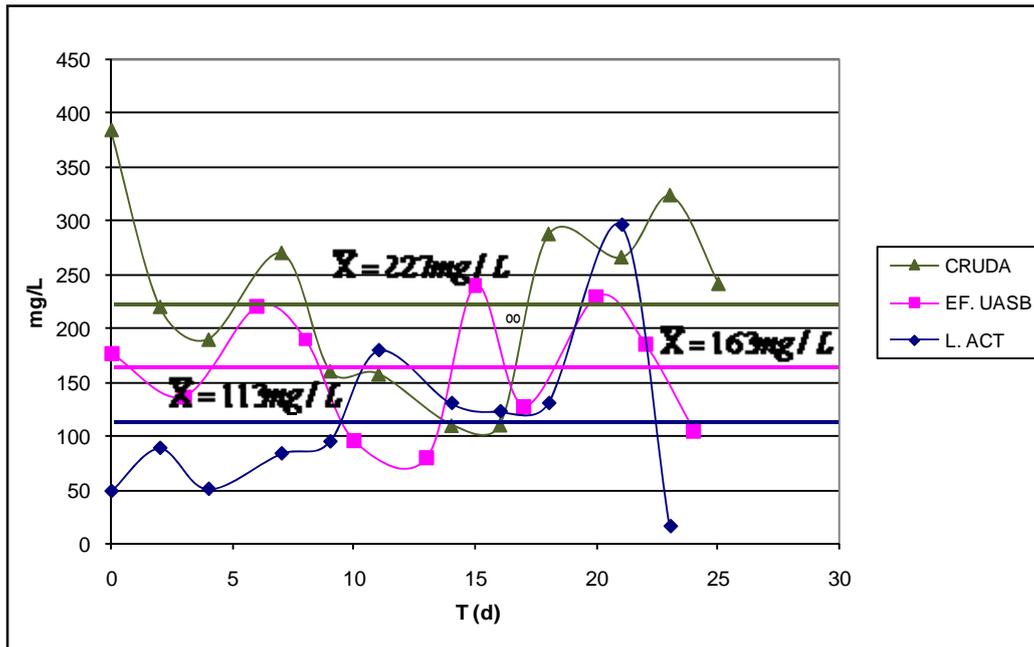
**Figura 5.10 DQO total 3ª etapa. Arreglo lodos activados y membrana**

La Figura 5.10 muestra el comportamiento de los valores de la DQO total durante el tercer periodo de experimentación. El valor promedio registrado durante este periodo en el lodo activado fue de 1624 mg/L mientras que la DQO soluble registró un valor promedio de 113 mg/L (ver Tabla 5.4). En el efluente de las membranas se registró un valor de 119 mg/L de DQO total, lo que significa una reducción del 92%. La DQO soluble presentó en el permeado una concentración de 70 mg/L que corresponde al 38% de reducción.



**Figura 5.11 DQO total antes de ser filtrada para las tres etapas experimentales**

La Figura 5.11 muestra la concentración de DQO total que en promedio se registró en cada una de las etapas de filtración. Al igual que con los sólidos, se observa claramente que en la 3ª etapa (lodos activados) se registra el valor promedio más alto mientras que en el efluente del reactor UASB se registra el valor más bajo. La diferencia es de cerca de ocho a uno. También existe una gran diferencia en el remoción de DQO total entre la filtración de lodos activados y la filtración de las otras dos corrientes como ya se mencionó arriba. El mayor porcentaje de remoción de DQO total se da al filtrar lodos activados mientras que la menor se observa al filtrar el efluente del reactor UASB.



**Figura 5.12 DQO soluble antes de ser filtrada para las tres etapas experimentales**

En la Figura 5.12 se muestra el comportamiento de la DQO soluble en cada una de las tres etapas antes de ser filtradas. Aunque no hay un comportamiento tan uniforme como el observado en la Figura 5.11 que presenta el comportamiento de la DQO total, al calcular el promedio de la concentración de este parámetro resulta ser que la segunda etapa, filtración de agua residual cruda, presentó la mayor concentración, seguida de la concentración de DQO soluble en los lodos activados.

En la Figura 5.13 se presenta el comportamiento de la DQO soluble después de haber pasado por el dispositivo de membranas en cada una de las tres etapas de filtración. El mayor porcentaje de remoción de este parámetro se observa al filtrar agua residual cruda (49%), mientras que es prácticamente igual al filtrar lodos activados y el efluente del reactor UASB (38 y 32% respectivamente).

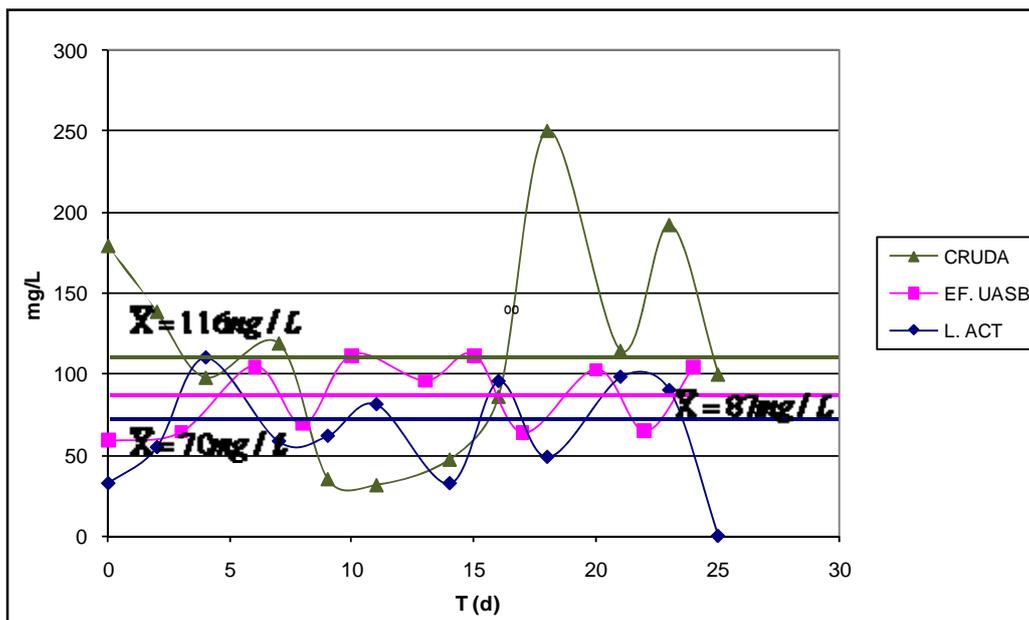


Figura 5.13 DQO soluble después de ser filtrada en las tres etapas experimentales

### 5.3. N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>

El contenido de nitrógeno amoniacal fue otro de los parámetros que se cuantificó en cada una de las tres etapas de experimentación. En la Figura 5.14 se observa el comportamiento de la concentración de nitrógeno amoniacal en la primera etapa de experimentación. La concentración promedio en el agua residual cruda fue de 17 mg/L, mientras que para el efluente del reactor UASB se registró un valor promedio de 12 mg/L y en el permeado se observa el mismo valor. El porcentaje promedio de reducción de nitrógeno por parte del reactor UASB fue del 27% mientras la reducción del parámetro por parte del dispositivo de membranas fue prácticamente nula.

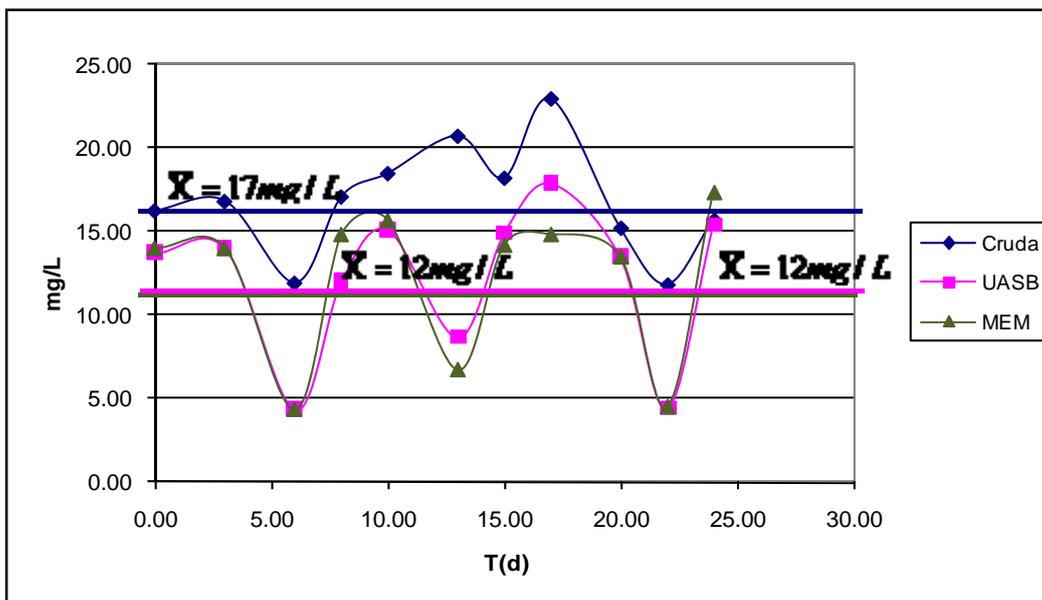


Figura 5.14 N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> 1<sup>a</sup> etapa. Arreglo UASB y membrana

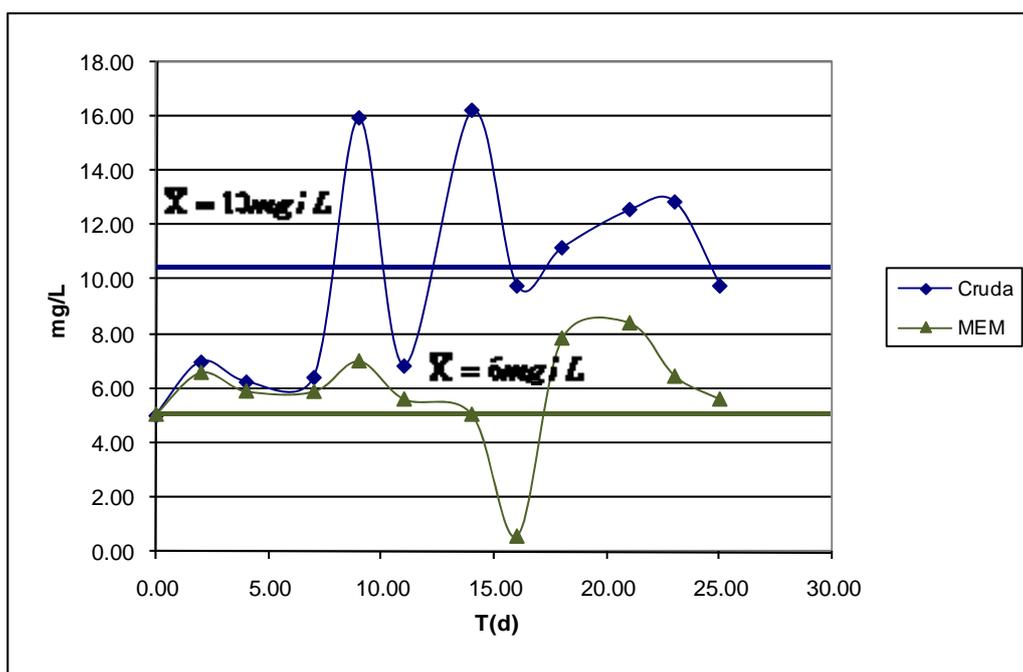


Figura 5.15 N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> 2<sup>a</sup> etapa. Arreglo agua cruda y membrana

En la Figura 5.15 se observa la variación del nitrógeno amoniacal y el valor promedio durante el segundo periodo de experimentación. A diferencia del primer periodo, en este se puede observar que si hubo remoción de este parámetro a su paso por el dispositivo de

membranas de ultrafiltración. La concentración promedio en el agua residual fue de 10 mg/L mientras que para el efluente de las membranas fue de 6 mg/L. Otra diferencia importante es que no se observa una tendencia común entre las curvas de entrada y salida de la membrana. Al comienzo de la experimentación no se observa remoción de nitrógeno amoniacal, pero después de una semana se registra una clara remoción. La reducción del nitrógeno por parte del dispositivo de membranas fue en promedio del 43.4% .

En la Figura 5.16 se presenta la concentración del nitrógeno amoniacal durante la tercera etapa de experimentación, filtración de lodos activados. La concentración promedio fue de 5 mg/L a la entrada de las membranas, mientras que en el efluente de éstas la concentración promedio fue de 6.4 mg/L. Un análisis estadístico (ver anexo) se concluye que no existe diferencia significativa entre estos dos resultados.

La ausencia de remoción de nitrógeno en la filtración del efluente del UASB y de los lodos activados y, por el contrario, la remoción de éste en la filtración del agua cruda no puede ser explicada con los resultados obtenidos en el presente trabajo. Mayor experimentación sería requerida para identificar una posible nitrificación en la película taponante, la cual maduraría en pocos días, lo que explicaría que en los primeros días no se presenta remoción de nitrógeno amoniacal. Otra posible explicación que amerita ser probada experimentalmente, es la posible asimilación del nitrógeno amoniacal por síntesis de celular en la capa taponante.

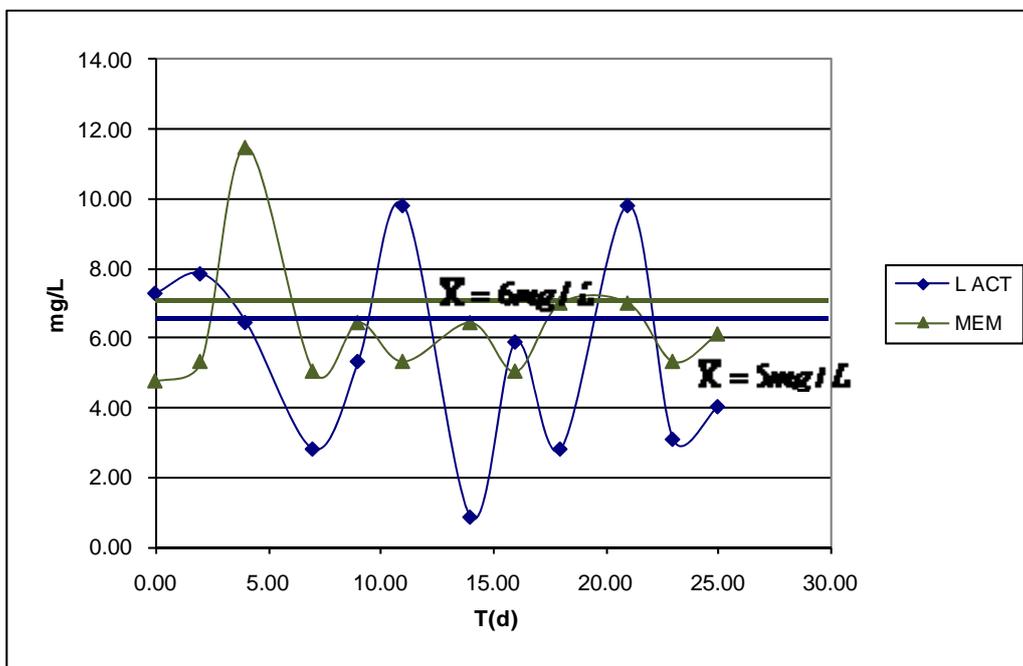
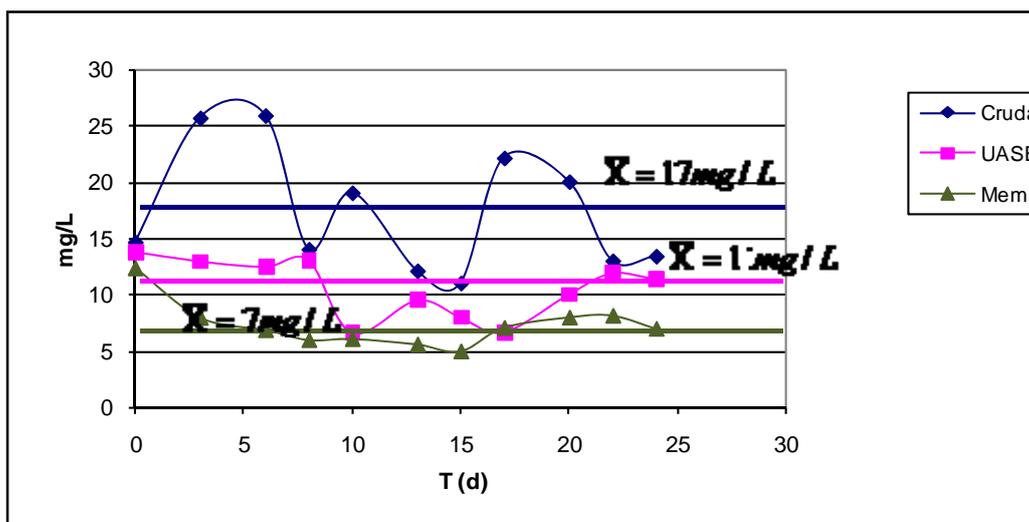


Figura 5.16  $\text{N-NH}_4^+$  3ª etapa, Arreglo lodos activados y membrana

#### 5.4. $\text{PO}_4^{3-}$

En la Figura 5.17 se observa la concentración del fósforo en forma de fosfato en la primera etapa de experimentación. La concentración promedio en el agua residual cruda fue de 17 mg/L que es mayor que la que Metcalf and Eddy (2003) señala como concentración “fuerte” en un agua residual municipal. En algunos casos se observan concentraciones de hasta 25 mg/L.



**Figura 5.17  $\text{PO}_4^{3-}$ . 1ª etapa. Arreglo UASB y membrana**

La concentración en el efluente del UASB fue en promedio de 10.6 mg/L lo que significó una reducción del 39% (ver Tabla 5.2) mientras que la concentración a la salida de las membranas fue de 7.3 mg/L con un porcentaje de reducción de este contaminante del 18.8%, y la remoción total fue del 58%. Si bien la norma NOM-003-SEMARNAT-1997 no marca un límite máximo permisible para este parámetro, su cuantificación permite observar la capacidad de remoción del nutriente por parte del dispositivo de membranas, y en esta etapa de la experimentación, por el reactor UASB.

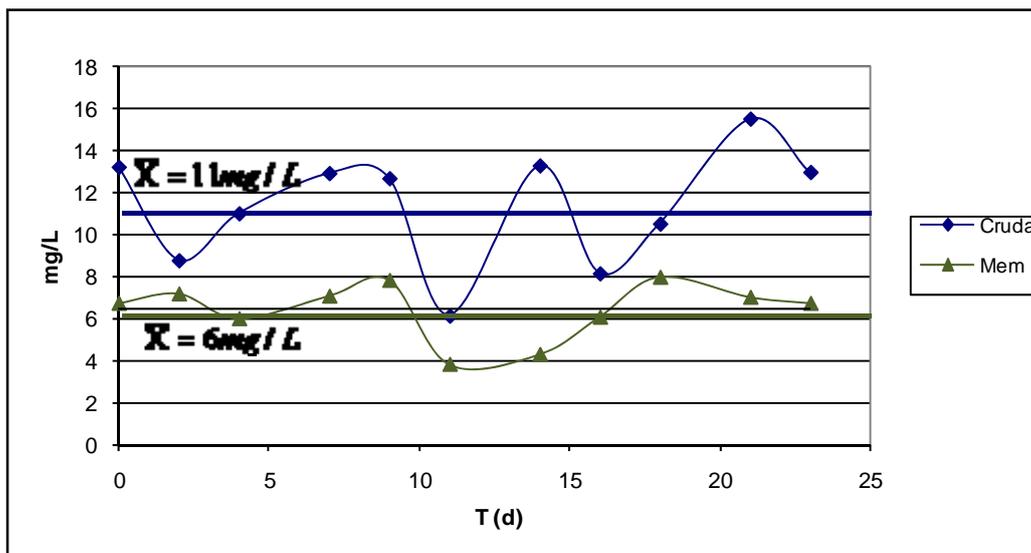


Figura 5.18 PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> 2<sup>a</sup> etapa. Arreglo agua residual y membrana

En la Figura 5.18 se muestra la concentración promedio de entrada y salida del fosfato en la segunda etapa de experimentación. En el agua residual cruda se tiene un valor promedio de 11 mg/L mientras que a la salida del dispositivo de membranas el valor es 6 mg/L. La reducción del nutriente por el dispositivo de membranas en porcentaje es del 43.4%.

La figura 5.19 muestra las concentraciones del influente y efluente de las membranas en la 3<sup>a</sup> etapa de experimentación y nuevamente se observa remoción de este nutriente por el dispositivo de membranas. En los lodos activados se tiene una concentración promedio de 14 mg/L mientras que en el efluente de las membranas se observó una concentración promedio de 6 mg/L lo que significa un 59.3% de reducción.

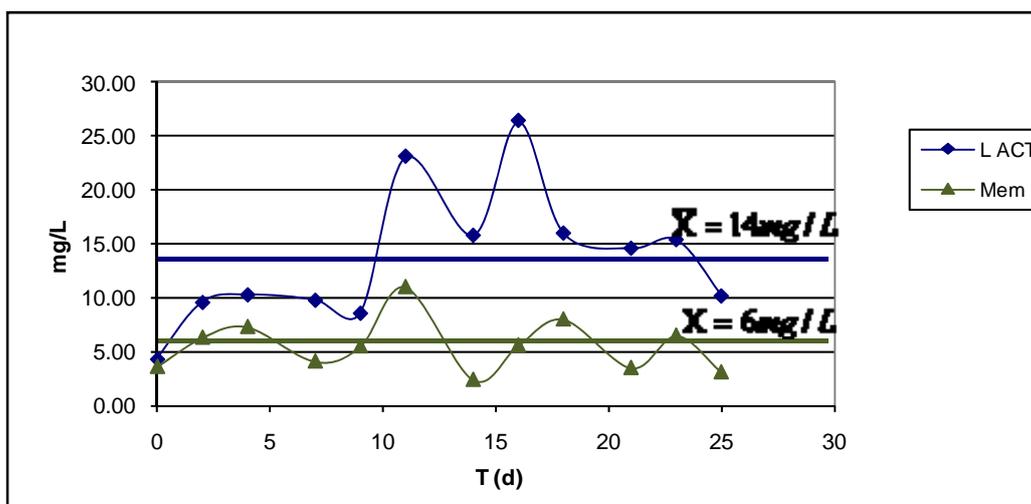


Figura 5.19 PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> 3<sup>a</sup> etapa. Arreglo lodos activados y membrana

Como se puede ver en la Figura 5.17, Figura 5.18 y Figura 5.19 en cada una de las etapas de experimentación se presentó remoción de fósforo. La literatura reporta remoción de fósforo en biorreactores aerobios acoplados a membranas de manera biológica, mientras que para los anaerobios también se reporta remoción de fósforo de manera físico-química, mediante la formación y precipitación en forma de estruvita. Solo para la primera etapa de experimentación, por su condición anaerobia, se podría considerar la formación de estruvita en la superficie de la membrana, lo que provocaría taponamiento irreversible, mismo que sin embargo, ha sucedido en los tres periodos de experimentación. Cid (2007), en el trabajo que antecede a éste, reporta remoción de fósforo mediante el dispositivo de membranas de ultrafiltración y se lo atribuye a la formación e incrustación de estruvita en la superficie de la membrana. Por lo anteriormente comentado, si bien se puede concluir que si hay remoción de membranas, no se puede asegurar con los datos obtenidos en esta experimentación que esta sea del tipo físico, químico o biológico.

### 5.5. Tamaño de partícula

El tamaño de partícula es reportado en la literatura sobre membranas como una de las principales causas del taponamiento de estas. Principalmente se apunta que a menor tamaño de partícula el taponamiento es irreversible y difícil de controlar. En las siguientes graficas se presenta la distribución del tamaño de partícula en las corrientes de entrada a las membranas cada una de las tres etapas de experimentación. Cada curva mostrada presenta la determinación realizada en una muestra de determinado día y el conjunto de curvas son el resultado de las determinaciones durante el periodo de experimentación. El eje de las ordenadas representa la fracción de partículas medidas como el porcentaje de un volumen total que sería el 100%.

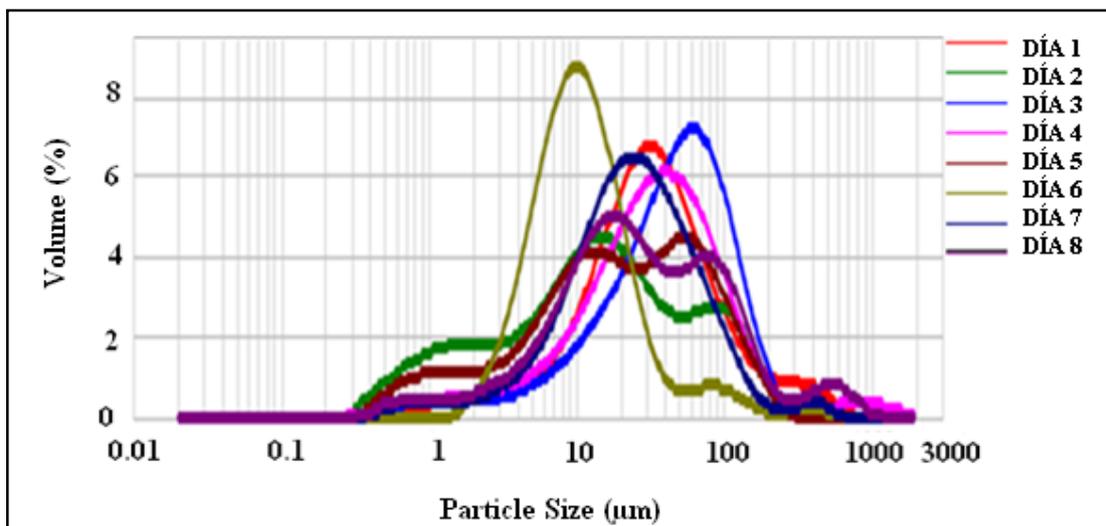
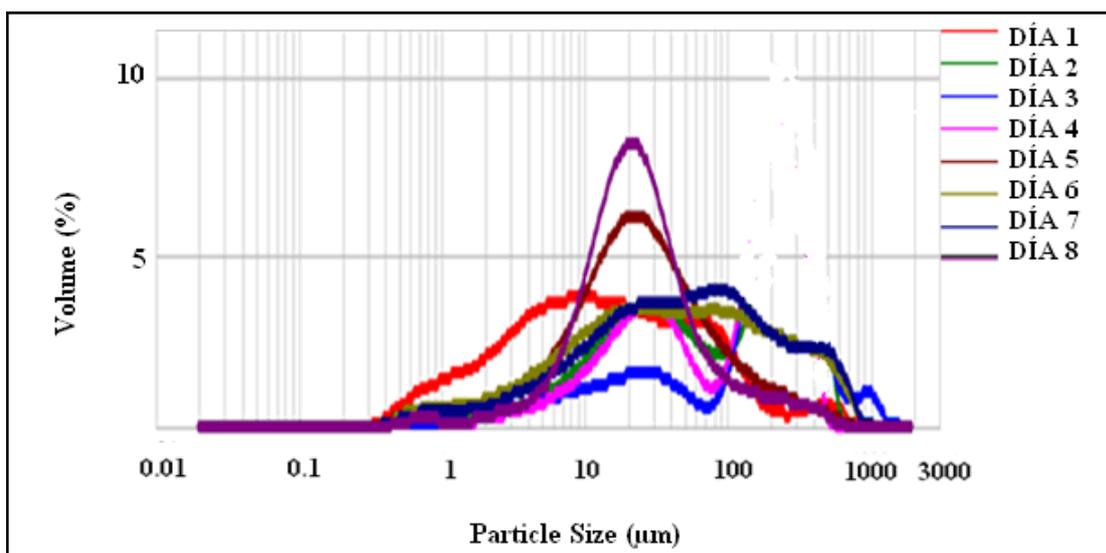


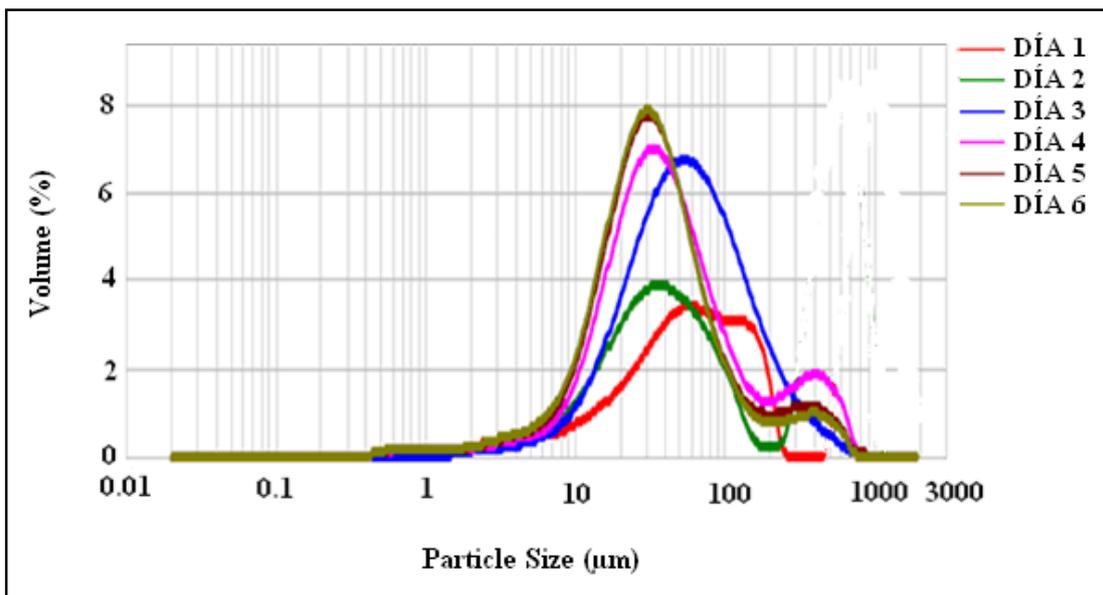
Figura 5.20 Distribución de tamaño de partícula. 1ª etapa. Arreglo UASB y membrana

En la Figura 5.20 se muestran los resultados para el primer periodo de experimentación en el efluente del reactor UASB. Es posible observar en la Figura 5.20, y haciendo uso de la Tabla 5.1, que la distribución de los tamaños de partículas son parecidos en todas las determinaciones y que el tamaño de partícula más pequeño que se registró fue de  $0.417 \mu\text{m}$ , que es superior al tamaño de poro de la membrana de ultrafiltración, que como ya se mencionó es de  $0.1 \mu\text{m}$ . De la Figura 5.20, sólo la distribución del día 6 parece diferenciarse del resto de mediciones, las cuales tienen su mayor valor alrededor de  $40 \mu\text{m}$ . Con los datos de tamaño de partícula registrados en la Tabla A 8.1, Tabla A 8.2 y Tabla A 8.3 del Anexo, se formaron tres intervalos de distribución de tamaño que se anotan en la Tabla 5.1. Para el primer periodo de experimentación el intervalo inicial, que es de  $0.417 \mu\text{m}$  a  $1.096 \mu\text{m}$ , el volumen registrado fue del 1.93%, lo que quiere decir que el restante 98.07% corresponde a partículas de un tamaño mayor a  $1.096 \mu\text{m}$ . También es importante notar que aproximadamente el 77.31% de los tamaños detectados están entre 10 y  $630 \mu\text{m}$ , que son considerablemente mayores al tamaño del poro de la membrana.



**Figura 5.21 Distribución de tamaño de partícula. 2ª etapa. Arreglo agua residual y membrana**

En la Figura 5.21 se observan las gráficas que resultaron de la determinación de la distribución del tamaño de partícula en la segunda etapa de experimentación, al caracterizar el agua residual cruda. En la Tabla 5.1 se puede observar que el rango que va de  $0.55 \mu\text{m}$  hasta  $1.96 \mu\text{m}$  registró un volumen de partículas del 0.72 %, mientras que los tamaños de partícula entre  $1.96$  y  $10 \mu\text{m}$  registraron un volumen del 14.09 %. La mayor distribución se encuentra entre 10 y  $630 \mu\text{m}$  con 85.18 %.



**Figura 5.22** Distribución de tamaño de partícula. 3ª etapa. Arreglo lodos activados y membrana

En la Figura 5.22 se presenta la distribución de tamaño de partículas contenidas en las muestras de la tercera etapa de de experimentación. Es posible observar que en todo el conjunto de determinaciones el 99.34% de las distribuciones de los tamaños se encuentra entre 1.096 y 630  $\mu\text{m}$  y que el 91.35% del tamaño de estas partículas está entre 10  $\mu\text{m}$  y 630  $\mu\text{m}$ . Los muestras tomadas los días 5 y 6 presentan distribuciones casi idénticas y la del día 4 muy similar, con un máximo en 30  $\mu\text{m}$ .

Las distribuciones de tamaño de partícula que presentan los menores diámetros son las de las muestras del efluente del reactor UASB, registrando el menor tamaño de partícula y el mayor volumen en los dos primeros intervalos de partículas (las más pequeñas). Es así que las partículas menores a 10  $\mu\text{m}$  se encontraban en un 21.29 % en el efluente UASB, mientras que el agua cruda tenía 14.81 % y el efluente aerobio solo 8.65 %. Sin embargo, al menos en este estudio, se observa que ningún diámetro está por debajo del diámetro nominal del tamaño de poro que es de 0.1  $\mu\text{m}$  (100 kDa) y que un importante porcentaje de tamaños de partículas (arriba del 78%) están por arriba de los 10  $\mu\text{m}$  que es un tamaño considerablemente mayor al tamaño de poro de la membrana.

Se podría concluir que el tamaño de partícula no influirá en el taponamiento de la membrana para ninguno de los tres casos de filtración estudiados, al menos para este estudio y siendo analizado el impacto del tamaño de partícula de manera aislada, como se hizo en este trabajo. Por otra parte, como se había anotado en el subcapítulo referente al tamaño de partícula y su relación con el taponamiento Choo et al. (1998) reportan que con el paso del tiempo y la recirculación de la corriente de rechazo en membranas externas

modifican la distribución de tamaño de partícula haciendo que cada vez sea mayor el volumen de las partículas más pequeñas, sin embargo en esta experimentación no fue posible observar una tendencia en el cambio de tamaño de partícula en función del tiempo de manera clara en dos de las tres etapas de experimentación, primera y segunda. En la etapa de filtración de lodos activados se observa que el primer día se tiene una distribución más amplia de tamaño de partículas (curva roja) y que al paso el tiempo de experimentación se observa una concentración en las distribuciones de tamaño (curva verde olivo). Este comportamiento es reportado por Choo et al. (1998) y se le atribuye principalmente a la destrucción de partículas de mayor tamaño formadas en el reactor biológico.

**Tabla 5.1 Distribución de tamaño de partícula en las tres etapas de experimentación (resumen). \*Se consideró un intervalo adicional para el 1er periodo (630 a 1096.48  $\mu\text{m}$ ) con un volumen de 1.18%**

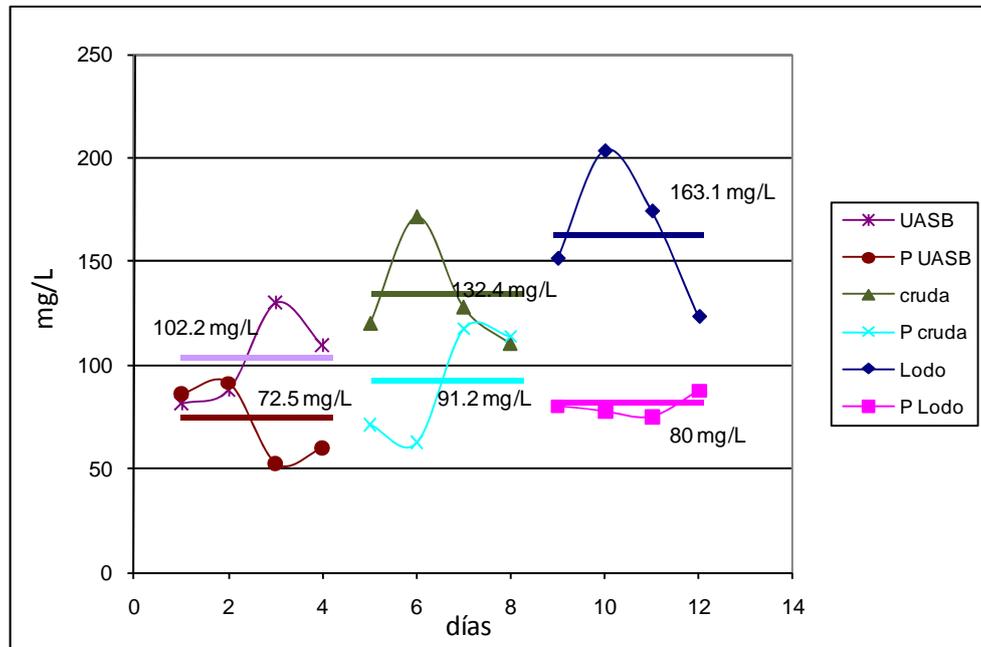
1er periodo			2o periodo			3er periodo		
Intervalo		Volumen%	Intervalo		Volumen%	Intervalo		Volumen%
$\mu\text{m}$	$\mu\text{m}$		$\mu\text{m}$	$\mu\text{m}$		$\mu\text{m}$	$\mu\text{m}$	
0.417	1.096	<b>1.93</b>	0.55	1.096	<b>0.72</b>	0.55	1.096	<b>0.66</b>
1.096	10	<b>19.36</b>	1.096	10	<b>14.09</b>	1.096	10	<b>7.99</b>
10	630*	<b>77.31</b>	10	630.96	<b>85.18</b>	10	630.96	<b>91.35</b>

## 5.6. Sustancias poliméricas extracelulares

Como ya se ha mencionado en el capítulo de antecedentes, las sustancias poliméricas extracelulares, al igual que el tamaño de partícula en el influente de las membranas se han reportado en la literatura como uno de los componentes del líquido a filtrar que pueden tener influencia relevante en la velocidad de taponamiento de membranas.

En la gráfica de la Figura 5.23 se observan los resultados de la caracterización del contenido de sustancias poliméricas extracelulares en el influente y efluente de las membranas para las tres etapas de experimentación. Hay tres pares de curvas, uno por etapa de experimentación. En la primera etapa, la concentración de sustancias poliméricas extracelulares (SPE) en el efluente del reactor UASB registró valores que fluctuaron de 80 a 130 mg/L. El valor promedio de la concentración de SPE fue de 102 mg/L. En el efluente de las membranas se registró un valor promedio de 73 mg/L lo que significó un porcentaje de retención de SPE del 29%. En la segunda etapa de experimentación se registró una concentración promedio de SPE en el agua residual cruda de 132 mg/L y en el efluente de las membranas 91 mg/L. Por lo tanto, el porcentaje de remoción de SPE en la segunda etapa de experimentación fue 31%. Al igual que en la primera etapa de experimentación, se

observan fluctuaciones en los valores registrados, tanto en las curvas de entrada como en las del efluente de las membranas. Las fluctuaciones en las curvas de salida parecen seguir un patrón que relaciona a las concentraciones de SPE de entrada y salida y que consiste en que a mayor concentración mayor retención de SPE.



**Figura 5.23** Sustancias poliméricas extracelulares, (p: permeado)

Sin embargo, en las curvas de la tercera etapa de experimentación no se sigue el patrón antes descrito. La curva del influente, lodos activados, muestra una fluctuación de valores de 120 mg/L a 200 mg/L, mientras que la curva de salida es considerablemente regular y con una pendiente casi nula. La concentración promedio de entrada fue de 163 mg/L mientras que la concentración del efluente de las membranas fue de 80 mg/L, por lo que en este periodo de filtración se registró la remoción de SPE más alta, la cual en porcentaje fue del 50.9%. Más adelante se mencionaran los posibles efectos de los resultados de este parámetro en la velocidad de taponamiento.

En la Tabla 5.1, Tabla 5.2 y Tabla 5.3 se resumen los resultados promedio de los parámetros fisicoquímicos en los puntos de muestreo mencionados para cada una de las etapas de experimentación.

Tabla 5.2 Valores promedio y eficiencia de remoción, 1ª etapa. Arreglo UASB y membrana

1ª ETAPA						
Parámetro	Agua residual	Efluente “UASB”	Membranas UF	% Remoción		
				“UASB”	Membranas	Total
DQOt(mg/L)	865	254	78	71	20	91
DQOs (mg/L)	240	163	87	32	32	64
ST (mg/L)	1280	519	426	59	7	67
STF (mg/L)	552	324	283	41	7	49
STV (mg/L)	729	195	143	73	7	80
SST (mg/L)	330	85	2	74	25	100
SSF (mg/L)	89	24	1	73	25	98
SSV (mg/L)	241	61	1	75	25	100
SDT (mg/L)	933	475	424	49	6	55
SDF (mg/L)	464	333	282	28	11	39
SDV (mg/L)	375	142	142	62	0	62
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	17	12	12	28	0	28
PO <sub>3</sub> <sup>4-</sup> (mg/L)	17	11	7	39	19	58

**Tabla 5.3 Valores promedio y eficiencia de remoción, 2ª etapa. Arreglo agua residual y membrana**

2ª ETAPA				
Parámetro	Agua residual	Membranas UF	% Remoción	
			Membranas	Total
DQOt(mg/L)	407	108	73	73
DQOs (mg/L)	227	116	49	49
ST (mg/L)	734	481	34	34
STF (mg/L)	453	366	19	19
STV (mg/L)	281	115	59	59
SST (mg/L)	220	2	99	99
SSF (mg/L)	59	1	98	98
SSV (mg/L)	161	1	99	99
SDT (mg/L)	513	479	4	4
SDF (mg/L)	406	377	7	7
SDV (mg/L)	113	117	-4	-4
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	10	6	44	44
PO <sub>3</sub> <sup>4-</sup> (mg/L)	11	6	43	43

**Tabla 5.4 Valores promedio y eficiencia de remoción, 3ª etapa. Arreglo lodos activados y membrana**

3ª ETAPA				
Parámetro	Lodos activados	Membranas UF	% Remoción	
			Membranas	Total
DQOt(mg/L)	1624	119	93	93
DQOs (mg/L)	113	70	38	38
ST (mg/L)	1757	420	76	76
STF (mg/L)	587	344	41	41
STV (mg/L)	1171	76	93	93
SST (mg/L)	852	2	100	100
SSF (mg/L)	177	0	100	100
SSV (mg/L)	676	2	100	100
SDT (mg/L)	905	419	54	54
SDF (mg/L)	410	344	16	16
SDV (mg/L)	495	74	85	85
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	5	6	-20	-20
PO <sub>3</sub> <sup>4-</sup> (mg/L)	14	6	59	59

## 5.7. Flux

Durante las tres etapas de experimentación se registró el flux permeado con la finalidad de seguir su disminución operando a una velocidad de flujo de 2.25 m/s y presión transmembrana 25 psi constantes. Se registraron 23 horas de filtración más una hora de lavado de membranas durante las tres etapas de experimentación. La información registrada se presenta en las siguientes figuras.

En la Figura 5.24 y la Figura 5.25 se presenta el flux registrado diariamente durante las cuatro semanas en cada etapa de experimentación. Cada semana se define en estas figuras por medio de llaves que se encuentran por encima de las curvas. Se observa que en cada corrida de 23 horas de filtración, el registro del flux genera una curva característica, citada por la literatura, y que comienza con un flux alto que decrece rápidamente para llegar a un estado “estacionario” en donde la disminución del flux es suave y gradual por algunas horas con caídas bruscas que se presentaron de manera repentina. La caída rápida inicial para la mayoría de las curvas tiene una duración que va de los 30 a 60 minutos. De esta manera, cada periodo de 23 horas de filtración más una hora de lavado está definido por una curva con el flux más alto en un corto tiempo al inicio, hasta el final en que se presenta el flux más bajo. En seguida, después del lavado, sigue un incremento puntual en el flux que representa el inicio de un nuevo periodo de filtración de 23 horas más una de lavado.

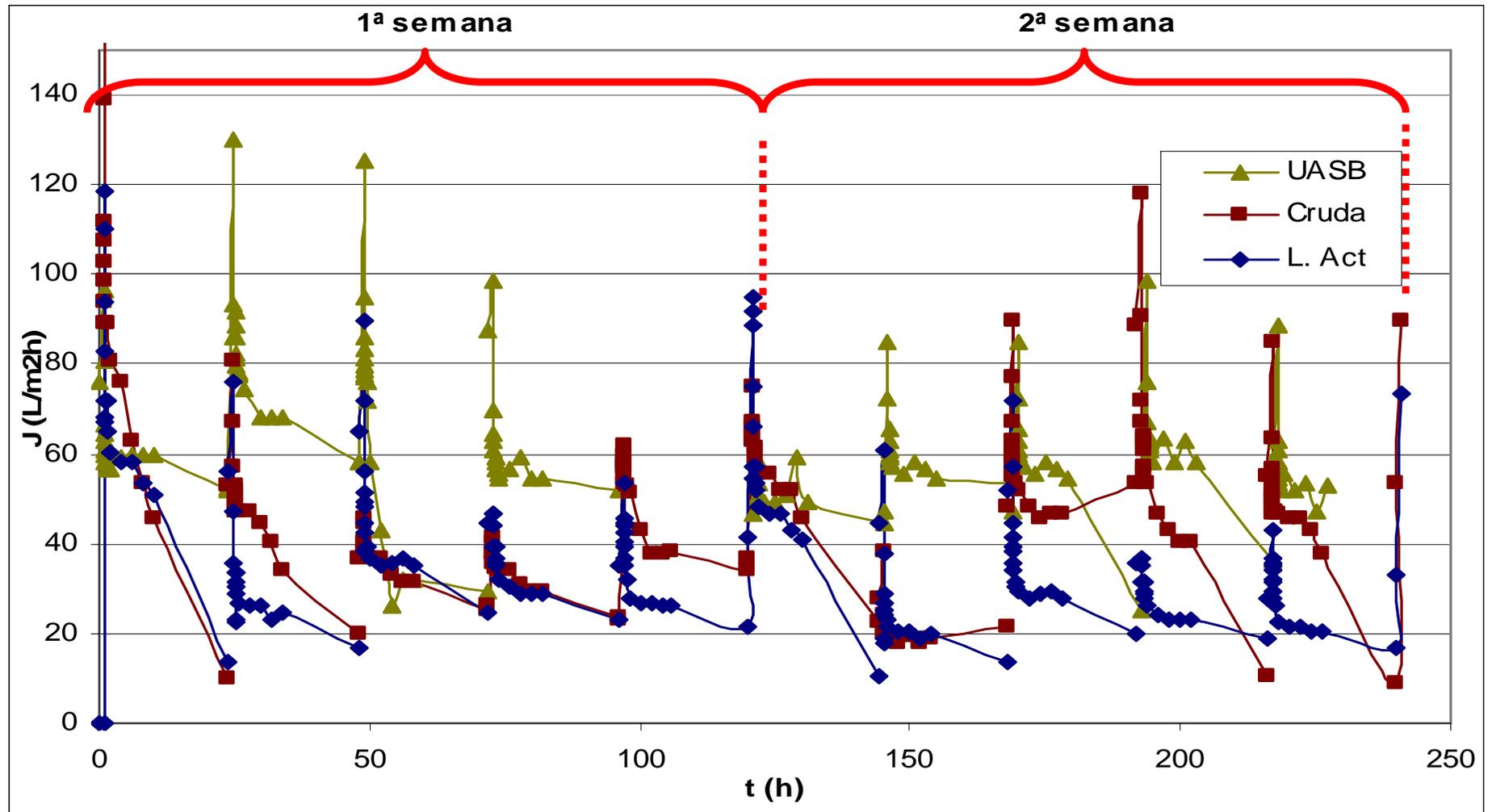


Figura 5.24 Evolución del flux para las tres etapas de experimentación, primera y segunda semanas (ciclos de 23 horas de operación y una hora de lavado)

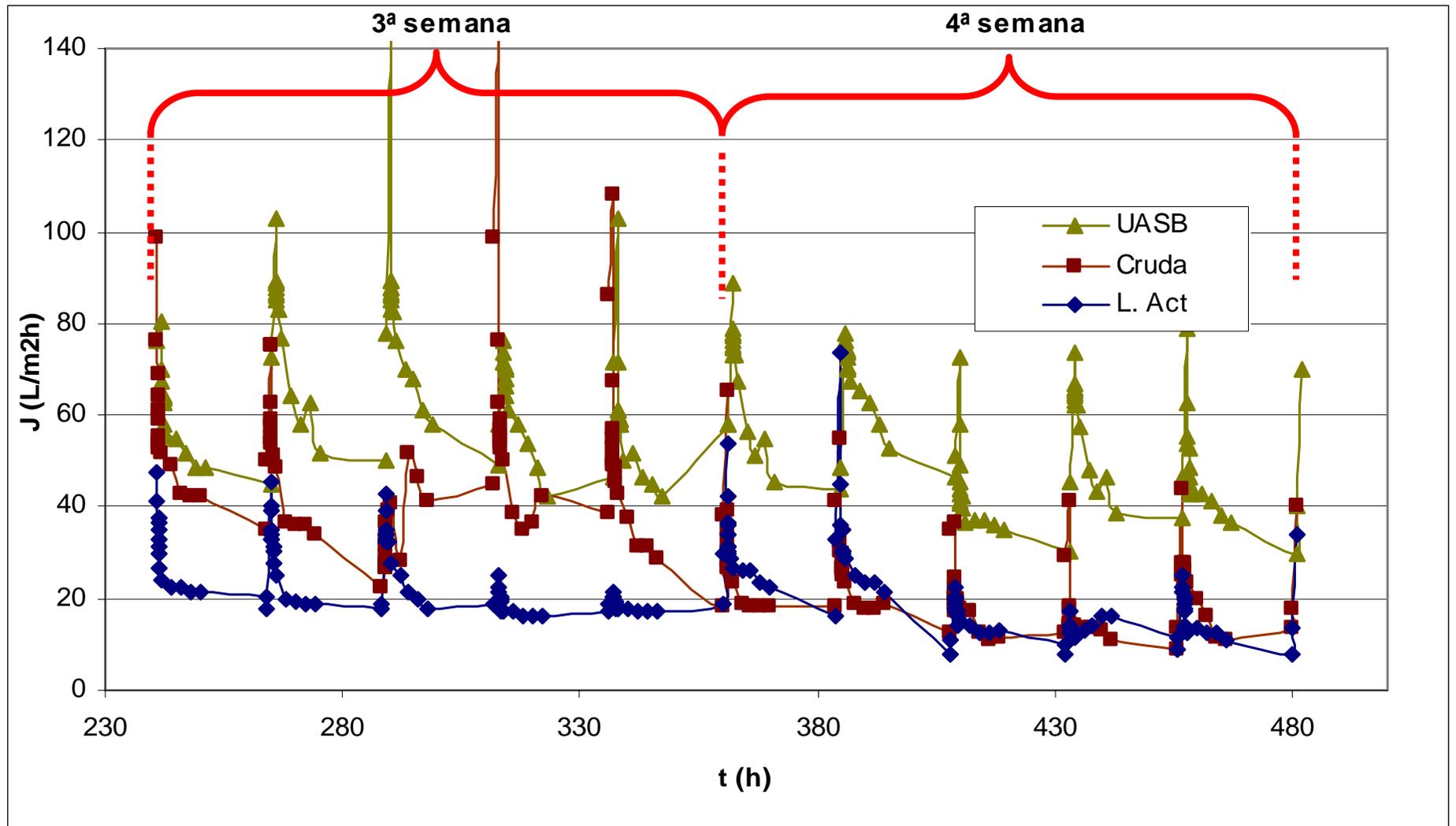
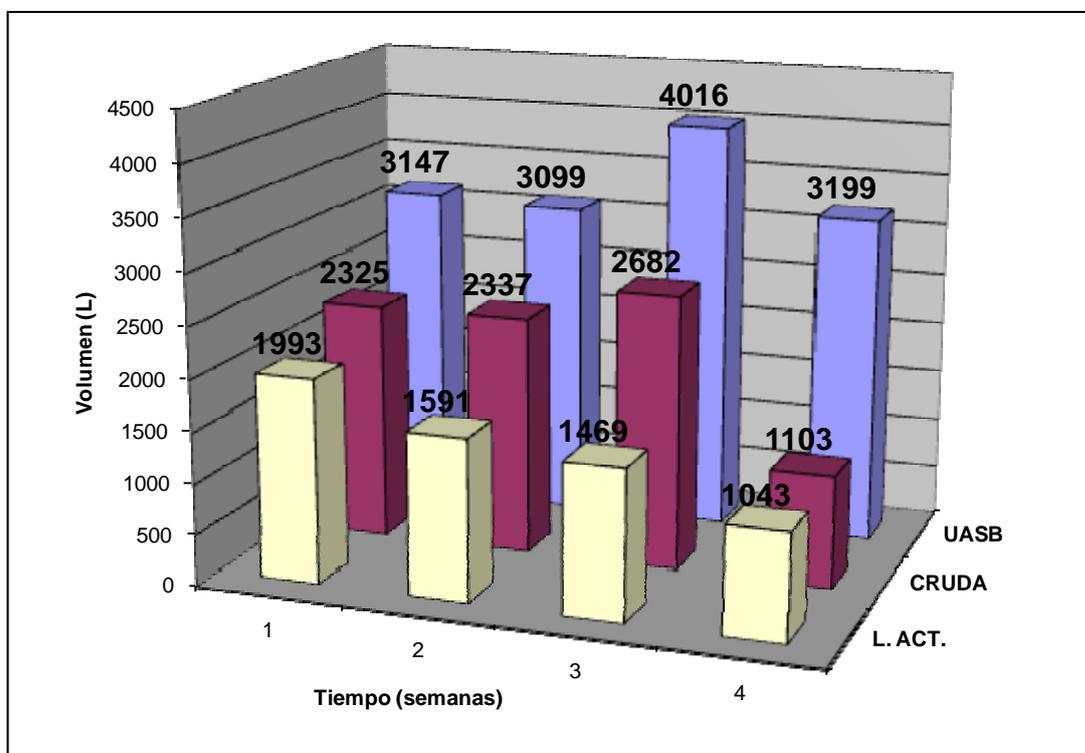


Figura 5.25 Evolución del flux para las tres etapas de experimentación, tercera y cuarta semanas (ciclos de 23 horas de operación y una hora de lavado)

En la Figura 5.26 se puede observar un conjunto de gráficas de barras de las tres etapas de experimentación. Cada etapa está representada con un color y cada barra representa el volumen de agua permeado durante una semana.

En la Figura 5.24 y Figura 5.25 se observa que la curva que mayor flux en estado estacionario presenta es la correspondiente a la primera etapa de filtración (efluente UASB). En cuanto a la parte de las curvas que representa al flux inicial, después de cada lavado, también se registran los mayores valores en la mayoría de las corridas de filtración de la primera etapa de experimentación. Un punto importante del conjunto de barras de la Figura 5.26 de esta primera etapa es que muestran que no existe taponamiento irreversible al no haber una disminución del flux permeado en las cuatro semanas de experimentación.



**Figura 5.26 Volumen acumulado durante cada semana en las tres etapas de experimentación**

Las barras que representan al volumen filtrado durante la primera etapa de experimentación son las de mayor altura y los valores que las coronan son los de mayor magnitud registrados en cada una de las semanas. Además también se observa que la barra que representa a la tercera semana de filtración es la que mayor valor de volumen filtrado presenta para esta etapa. Esto permite sostener la afirmación de que el efluente del reactor anaerobio, al menos para el periodo de tiempo de experimentación, no provocó taponamiento irreversible. Este planteamiento puede ser sustentado con los resultados obtenidos de la cuantificación de sustancias poliméricas extracelulares que, como lo reporta Gao *et al*

(2003), tienen una importante relación con el taponamiento irreversible que se da en los dispositivos de membranas, y que para este caso se observa que la mayor concentración de estas sustancias se presentó en los lodos activados, mientras que la menor concentración se presentó en el efluente del reactor anaerobio.

La segunda etapa de experimentación es la que presenta el siguiente mayor flux permeado, salvo en la cuarta semana en donde se presenta un valor de flux acumulado semejante a la de la tercera etapa en esa misma semana. Este último resultado no permite concluir en el sentido de la irreversibilidad del taponamiento en estas condiciones.

Los valores de flux diarios para la tercera etapa de experimentación son, particularmente en las dos últimas semanas, los más bajos de las tres corridas (Figura 5.25). Tanto los valores iniciales de cada ciclo de 24 horas como las asíntotas que se presentan al final de los ciclos, son los más bajos. La Figura 5.26 refuerza la afirmación de que la filtración de lodos activados es la más ineficiente al reportar en las cuatro semanas de experimentación los menores volúmenes filtrados. También es importante hacer notar que, con ese tipo de agua, tanto las gráficas de flux permeado de la Figura 5.24 y la Figura 5.25, como las barras de volumen de la Figura 5.26 muestran taponamiento irreversible, esto es que el efecto del agente limpiador no permite que se recupere el flux inicial y que con el paso del tiempo se presente una sistemática reducción del flux permeado.

Por lo anterior, se puede concluir que bajo las mismas condiciones de operación, (velocidad, presión y tiempo de operación) el efluente del reactor UASB tapona en menor grado que el agua residual cruda, y que fueron los lodos activados los que mostraron un mayor poder de taponamiento sobre las membranas.

## 5.8. Discusión general

A continuación se comentará la relación que existe entre las características analizadas de los tres tipos de agua filtrados y la capacidad de taponamiento que cada tipo de agua al ser filtrado presentó. Como ya se comentó, la corriente de entrada a las membranas que mayor concentración de sólidos suspendidos totales presentó fue la de los lodos activados y la de menor concentración fue la del efluente del reactor UASB. Por lo que se aprecia una relación directa entre la cantidad de sólidos en la corriente de entrada de la membrana y el grado de taponamiento en la membrana. A mayor cantidad de sólidos suspendidos en la corriente de entrada a las membranas mayor taponamiento se presentará en éstas. Esta afirmación está de acuerdo con lo reportado en la literatura (Germain *et al.*, 2004; Lubbecke *et al.*, 1995 y Oh *et al.*, 2007).

La influencia de los sólidos disueltos en el taponamiento también puede ser de importancia ya que la corriente con mayor cantidad de sólidos disueltos fue la de los lodos activados

además de que en esta etapa fue donde más se removió este tipo de sólidos. La corriente que menor concentración de sólidos disueltos presentó fue la del efluente del reactor UASB.

El impacto que tiene la presencia de nitrógeno amoniacal en la corriente de entrada a las membranas y su remoción parece ser nulo si se toma en cuenta que la corriente que mayor concentración de este nutriente presentó fue la del efluente del reactor UASB y por el contrario los lodos activados registraron la menor concentración de entrada a las membranas, siendo que la única etapa en donde se aprecia una remoción clara de este contaminante fue en la segunda, filtración de agua residual cruda. La literatura reporta que la presencia de nitrógeno amoniacal contribuye en la formación de una capa mineral en la superficie de la membrana al filtrar un efluente anaerobio (Bérubé *et al.*, 2006; Choo *et al.*, 1996) lo cual sería contradictorio con lo observado en este trabajo ya que las membranas que menor taponamiento sufrieron fueron las utilizadas en la filtración del efluente del reactor UASB, donde se presentó la mayor concentración de amonio.

La presencia y remoción de fósforo en forma de fosfatos, tiene un impacto significativo si se toma en cuenta la concentración, teniendo en primer, segundo y tercer lugar en concentración de entrada a los lodos activados, agua residual cruda y efluente del reactor UASB respectivamente. El mismo orden se tiene en el porcentaje de remoción: hay mayor porcentaje de remoción de fósforo al filtrar lodos activados y el menor porcentaje de remoción se da al filtrar el efluente del reactor UASB. Por lo tanto se podría concluir que la presencia de fósforo y remoción de fósforo tiene una contribución en el taponamiento de la membrana. Esta conclusión está acorde con lo reportado en la literatura (Bérubé *et al.*, 2006; Choo *et al.*, 1996).

En el trabajo hecho por Cid (2007), que es el trabajo antecedente y que se llevó a cabo dentro del mismo grupo de investigación, se obtuvo una clara remoción de fósforo al ser filtrado el efluente del reactor UASB por el dispositivo de membranas. A continuación se discuten los resultados obtenidos en ese trabajo con los obtenidos en el presente.

En la Tabla 5.5 se presentan las condiciones de operación de reactor UASB y del dispositivo de membranas de ultrafiltración usado en la experimentación de Cid (2007) y en la del presente trabajo. Mientras que en la Tabla 5.6 se presentan los valores promedio de los parámetros registrados en ambos trabajos. El contenido de contaminantes en el agua residual es mayor en este trabajo ya que la mayoría de los contaminantes presentan una concentración mayor en un orden casi de dos a uno, con excepción del nitrógeno amoniacal y de la DQO soluble.

En términos de porcentaje de reducción de contaminantes contenidos en el agua residual, en esta experimentación se observó una reducción ligeramente mayor en casi todos los parámetros (ver Tabla 5.6).

**Tabla 5.5 Condiciones de operación aplicadas por Cid (2007) y en el presente trabajo**

Parámetro de operación	Cid (2007)	Presente
<b>UASB</b>		
Q (l/s)	0.141 m <sup>3</sup> /h	0.141 m <sup>3</sup> /h
Velocidad ascendente	0.640 m/h	0.640 m/h
Velocidad ascendente el espejo de agua	1.10 m/h	1.10 m/h
TRH	6 horas	6 horas
<b>MEMBRANAS</b>		
Velocidad de flujo	2.25 m/seg	2.25 m/seg
Presión	12.62 psi=87 kPa	25 psi=172 kPa

En cuanto a la carga de contaminantes a la que estuvo expuesto el dispositivo de membranas, ésta fue muy parecida en las dos experimentaciones. El valor promedio de sólidos suspendidos registrado en el influente del módulo de filtración para la actual experimentación fue de 85 mg/L. En la experimentación de Cid (2007) el valor para este mismo parámetro fue de 50 mg/L, mientras que en el efluente de membranas para las dos experimentaciones se observa que la reducción de sólidos suspendidos fue total.

En lo que se refiere a la DQO total y soluble los valores promedio de concentración en el influente de las membranas en la actual experimentación fueron de 454 mg/L y 163 mg/L respectivamente, y 78 y 87 mg/L en el efluente. En la experimentación de Cid (2007) los valores en el influente para estos contaminantes fueron de 133 mg/L (DQOT) y 109 (DQOS) y para el efluente de 33 mg (DQOT) y 27 (DQOS).

En ninguna de las dos experimentaciones hay remoción de nitrógeno en el influente del reactor UASB al ser filtrado por el dispositivo de membranas. Y en lo que toca al fósforo, como ya se mencionó su remoción en el trabajo de Cid (2007) por el dispositivo de membranas es del 91% mientras que en el trabajo actual se presenta más modesta con el 19%.

En cuanto a la pérdida de capacidad de filtración no es posible hacer una comparación entre los dos trabajos debido principalmente a que la presión de operación no fue la misma. Como ya se ha mencionado anteriormente, la presión de operación es un factor de importancia en el taponamiento de membranas de filtración. En este trabajo se experimentó utilizando una presión transmembrana de 172 kPa (25 psi) mientras que en el de Cid (2007) se experimentó bajo una presión de 87 kPa (12.62 psi).

**Tabla 5.6** Valores promedio y eficiencia de remoción. Arreglo reactor UASB y membrana. Experimentación hecha por Cid (2007) y del presente trabajo

Parámetro	Agua Residual		Efluente UASB		Membranas		% Remoción "UASB"		% Remoción Membranas		% Remoción Total	
	Cid (2007)	Presente	Cid (2007)	Presente	Cid (2007)	Presente	Cid (2007)	Presente	Cid (2007)	Presente	Cid (2007)	Presente
DQOt (mg/L)	445	865	133	254	33	78	70	71	22	20	92.56	91
DQOs (mg/L)	236	240	109	163	27	87	54	32	35	32	88.39	64
ST (mg/L)	698	1280	437	519	350	426	37	59	12	7	49.86	67
STV (mg/L)	352	729	162	195	114	143	54	73	14	7	67.61	80
STF (mg/L)	346	552	275	324	236	283	21	41	11	7	31.79	49
SST (mg/L)	173	330	50	85	1	2	71	74	28	25	99.59	100
SSV (mg/L)	122	241	34	61	0	1	72	75	28	25	100	100
SSF (mg/L)	51	89	16	24	1	1	69	73	29	25	98.03	98
SDT (mg/L)	525	933	387	475	349	424	26	49	7	6	33.48	55
SDV (mg/L)	230	375	128	142	114	142	44	62	6	0	50.43	62
SDF (mg/L)	295	464	259	333	235	282	12	28	8	11	20.33	39
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	18	17	14	12	14	12	22	28	0	0	22	28
P total (mg/L)	11	17	13	11	3	7	-18	39	77	19	73	58

La literatura reporta que el tamaño de partícula tiene influencia en el taponamiento interno de las membranas cuando se registran tamaños de partícula menores al diámetro de poro. Sin embargo, en este estudio no se puede concluir al respecto debido principalmente a dos causas siendo la primera que el tamaño de partícula registrado en las tres etapas de experimentación fue mayor al diámetro de poro de la membrana utilizada ( $0.1 \mu\text{m}$ ); la segunda es que no existe diferencia significativa en las partículas de menor tamaño ( $0.417$  a  $1.096 \mu\text{m}$ ) en las tres etapas de experimentación, como puede verse en la Tabla 5.1. En cuanto a los tamaños más grandes registrados (de  $10$  hasta  $630 \mu\text{m}$ ), parece contradictorio lo que se observa en la Tabla 5.1 con lo reportado en la literatura ya que en ésta se concluye que a mayor tamaño de partícula menor tendencia al taponamiento, y para este estudio se observa una tendencia inversa, esto es que la etapa de experimentación en la que hubo mayor taponamiento, filtración de lodos activados, se registra el mayor presencia de partículas de gran tamaño, mientras que en la etapa en donde se registró el menor volumen para el mismo intervalo, filtración del efluente del UASB, se presentó el menor taponamiento de entre las tres etapas de experimentación. Esto podría deberse a que las partículas contenidas en el efluente de lodos activados experimentan un rompimiento durante el tiempo de filtración liberando SPE que, como se comenta enseguida, tienen efectos importantes en el taponamiento de la membrana (Bérubé *et al.*, 2006).

El contenido de SPE en la corriente de entrada del dispositivo de membranas es reportado en la literatura como una de las principales causas de taponamiento irreversible en membranas acopladas a biorreactores con biomasa adherida (Giraldo et al, 2006). Los resultados obtenidos en este trabajo concuerdan con lo mencionado en la literatura. La corriente de entrada a las membranas que registró mayor concentración de SPE fue la de los lodos activados seguida de la del agua residual cruda y por último la del efluente del reactor UASB, el mismo orden en el grado de taponamiento, de mayor a menor. Al filtrar lodos activados además de registrar la mayor concentración de SPE a la entrada también se registró durante esta etapa de filtración la mayor remoción de SPE,  $50.9\%$ , mientras que en las dos etapas restantes se registró una remoción por debajo del  $30\%$ . Por lo anteriormente comentado se puede concluir que en este trabajo la concentración de SPE en la entrada de las membranas y la remoción de estas contribuyen en el taponamiento de las membranas.

---

## 6 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

---

### 6.1. Conclusiones

En este estudio se comparó el desempeño de un dispositivo de membranas acoplado para filtrar agua residual que se encontraba en tres diferentes niveles de tratamiento: tratamiento anaerobio (reactor UASB), licor mezclado de un proceso de lodos activados, y agua residual cruda. El dispositivo de membranas de ultrafiltración acoplado a cualquiera de las tres corrientes antes mencionadas produce un efluente de calidad que es capaz de cumplir con lo dispuesto por la norma NOM-003-SEMARNAR-1997 que regula los límites máximos permisibles de contaminantes contenidos en el agua residual tratada que se reúse en servicios al público.

La filtración del efluente del reactor UASB presentó el menor grado de taponamiento, seguido del agua residual cruda, siendo el licor mezclado el que mayor taponamiento provocó.

El tamaño de partícula registrado en las tres etapas de experimentación, (efluente del reactor UASB, agua residual cruda y lodos activados) aparentemente no tuvo influencia en el taponamiento de las membranas

El contenido de sustancias poliméricas extracelulares si tuvo un papel importante en el taponamiento. La corriente que presentó una mayor concentración de estas sustancias fue la de los lodos activados, mientras que la que presentó menor concentración fue la del efluente del reactor UASB.

El dispositivo de membranas de ultrafiltración logró remover fósforo en diferentes grados, dependiendo del pretratamiento aplicado: anaerobio 20%, aerobio 60% y sin pretratamiento (agua cruda) 43%. Por el contrario, los resultados de la experimentación no permiten llegar a una conclusión sobre la remoción de nitrógeno amoniacal.

Se pueden mencionar que la concentración de sólidos suspendidos en la corriente por filtrar tiene un impacto considerable en el taponamiento de las membranas. A mayor concentración de sólidos suspendidos se presenta un mayor taponamiento en la membrana.

En cuanto a la primera hipótesis planteada en este trabajo, con relación al tamaño de partículas vs taponamiento, se concluye que para este experimento resultó falsa por lo arriba expuesto y se puede afirmar que el grado de taponamiento es menor al filtrar el efluente de un reactor UASB a pesar de que no hubo diferencias importantes en la distribución del tamaño de partícula. Sobre la segunda hipótesis se concluye que es verdadera, ya que comprobó que las sustancias poliméricas extracelulares si tienen un

papel importante en el taponamiento de las membranas, sin embargo también se observó que en el efluente del reactor UASB se registró una menor concentración de éstas, contrario a lo que se había supuesto.

Se concluye que la influencia que tiene el reactor UASB en la prevención del taponamiento de las membranas es de gran importancia al servir como pretratamiento que reduce considerablemente la carga de contaminantes causantes del taponamiento como son las sustancias poliméricas extracelulares, el contenido de sólidos suspendidos y nutrientes, por lo que su uso otorgará mayor vida útil y volumen de permeado sobre lo que pudiera otorgar el uso de las membranas sin un tratamiento previo o con el auxilio de un tratamiento aerobio.

## **6.2. Recomendaciones**

Se recomienda la experimentación a nivel laboratorio de efluentes con diferentes niveles de concentración de sólidos suspendidos, sustancias poliméricas extracelulares y nutrientes en condiciones controladas con la finalidad de determinar la magnitud del impacto que cada uno de estos contaminantes contenidos en el agua residual tienen sobre el taponamiento de las membranas.

La caracterización del calcio y del magnesio tanto en el influente de las membranas como en el efluente de éstas para que mediante un balance de masa y la cuantificación de su retención y adherencia en la superficie de la membrana, se pueda emitir una conclusión más contundente sobre la formación de una capa taponante de naturaleza mineral

---

## 7 REFERENCIAS

---

- Abdessamed, D., Nezzal, G. (2002) Treatment of primary effluent by coagulation-adsorption-ultrafiltration for reuse. *Desalination*, 152(2002):367-373.
- Ahn, K., Song, J., Cha, H. (1998). Application of tubular ceramic membranes for reuse of wastewater from building. *Water Science and Technology* 4-5(29): 373-382.
- Ahn, K., Song, K. (2000). Application of microfiltration with a novel fouling control method for reuse of wastewater from a large scale resort complex. *Desalination* 129(2000): 207-216.
- APHA, AWWA, WEF. (1999). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 20<sup>a</sup> edition. American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environmental Federation. Washington, DC. EEUU.
- Bae, T., Han, S., Tak, T. Membrane sequencing batch reactor system for the treatment of dairy industry wastewater. (2003). *Process Biochemistry*. 2003(39):221-231.
- Barker, D., Mannucci, G., Salvi, S., Stuckey, D. (1998). Characterization of soluble residual chemical oxygen demand (COD) in anaerobic wastewater treatment effluents. *Water Research*. 33(11):2499-2510.
- Beaubien, A., Baty, M., Jeannot, F., Francoeur, E., Manem, J. (1996). Design and operation of anaerobic membrane bioreactors: Development of a filtration testing strategy. *Journal of Membrane Science*, 109:173-184.
- Bérubé, P., Hall, E., Sutton, P. (2006). Mechanisms governing the permeate flux in an anaerobic membrane bioreactor treating low-strength municipal wastewaters: A literature review. *Water Environment Research*. 78(8):887-896.
- Calderón, C. (2006). Identificación y descripción de los sistemas primarios para el tratamiento de aguas residuales. Serie Autodidáctica de la Comisión Nacional del Agua, Subgerencia de Inspección y Medición. Disponible en: [www.conagua.gob.mx/CONAGUA07/Noticias/Sistemas\\_primarios.pdf](http://www.conagua.gob.mx/CONAGUA07/Noticias/Sistemas_primarios.pdf)
- Caprio, J. (2006) Cross-Flow membrane filtration for the sugar and sweetener industry, Presentado en “Practical Membrane Technology Short Course. Fundamentals, Review of Case Studies and New Technologies”, Chicago, Estados Unidos de America.
- Choo, K., Kang, I., Yoon, S., Park, H., Kim, J., Adly, S. and Lee, C.H. (2000). Approaches to membrane fouling control in anaerobic membrane bioreactors. *Water Science and Technology*. 41(10):363.
- Choo, K., Lee, C. (1996). Effect of anaerobic digestion broth composition on membrane permeability. *Water Science and Technology*. 34(9):173-179.
- Choo, K., Lee, C. (1998). Hydrodynamic Behaviour of anaerobic biosolids during crossflow filtration in the membrane anaerobic bioreactor. *Water Research*. 32(11):3387.
- Chu, L., Yang, F., Zhang, X. (2004). Anaerobic treatment of domestic wastewater in membrane-coupled expanded granular sludge bed (EGSB) reactor under moderate to low temperature. *Process Biochemistry*. 40(2005)1063-1070.

- Cid, D. M., (2007). Tratamiento de agua residual mediante un arreglo de membrana a escala piloto. Tesis para obtener el grado de maestro en ingeniería. Universidad Nacional Autónoma de México. México D. F.
- Comisión Nacional del Agua, (2007). Estudios estadísticos, Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento, Inventario nacional de plantas potabilizadoras y de tratamiento. Disponible en:  
<http://www.cna.gob.mx/eCNA/Espaniol/Directorio/Default.aspx>
- Connell, H., (1998). Effect of particle shape on the flux in crossflow microfiltration. Tesis. Maestría en Ciencias de la Ingeniería, The University of Western Ontario, Canada.
- Côté P., Thompson, D. (2000). Wastewater treatment using membranes: the North American experience. *Wat.Sci. Technology*, 41(10-11):209-215
- Elmaleh, S., Abdelmoumni, L. (1997). Cross-flow filtration of an anaerobic methanogenic suspension. *Journal of Membrane Science*, 131(1997):261-274.
- Farizoglu, B. y Keskinler, B. (2006). Sludge characteristics and effect of crossflow membrane filtration on membrane fouling in a jet loop membrane bioreactor (JLBRM). *Journal of Membrane Science*, 279:578-587.
- Gao, M. Yang, M., Li, H., Yang, Q., Zhang, Y. (2003) Comparison between a submerged membrane bioreactor and a conventional activated sludge system on treating ammonia bearing inorganic wastewater. *Journal of Biotechnology*. 108(2003):265-269
- Germain, E., Stephenson, T., Pearce, P. (2004). Biomass characteristics and membrane aeration: Toward a better understanding of membrane fouling in submerged membrane bioreactors. *Biotechnology and Bioengineering*, 90(3):316-322
- Giraldo, E., LeChevallier, M. (2006). Dynamic mathematical modeling of membrane fouling in submerged membrane bioreactors. En *Memorias de WEFTEC 2006*, Water Environment Federation, sesión 61, pp. , 4895-4913.
- Giraldo, E., Mercer, A., Kean, Michael (2007). Optimization of membrane bioreactor design. A case study from California. Presentado en el Congreso Nacional de Biotecnología. Morelia, Michoacan.
- Gómez, M., Sánchez, Z. (2006) Muestreo y preservación de parámetros físico-químicos. Serie Autodidáctica de la Comisión Nacional del Agua, Subgerencia de Inspección y Medición. Disponible en:  
[www.conagua.gob.mx/CONAGUA07/Noticias/Sistemas\\_primarios.pdf](http://www.conagua.gob.mx/CONAGUA07/Noticias/Sistemas_primarios.pdf)
- Grigus M. (2006). Practical aspects of membrane filtration designs and control. Presentado en “Practical Membrane Technology Short Course. Fundamentals, Review of Case Studies and New Technologies”, Chicago, Estados Unidos de America.
- INE (2008) ,Estadísticas e indicadores del agua, Instituto Nacional de Estadística, España, 2008
- Jang, N, Ren, X., Kim, G., Ahn, C., Cho, J., Kim, I. (2005). Characteristics of soluble microbial products and extracellular polymeric substances in the membrane bioreactor for water reuse. *Desalination* 202(2007) 90-98.

- Kang, I., Ion, S., Lee, C. (2001). Comparison of the filtration characteristics of organic and inorganic membranes in a membrane –coupled anaerobic bioreactor. *Water Research*. 36(2002):1803-1813.
- Kang, I.J., Lee, C.H. and Kim, K.J. (2003). Characteristics of microfiltration membranes in a membrane coupled sequencing batch reactor system, *Water Research*, 37:1192.
- Kataoka, N., Tokiwa, Y., Tanaka, Y. Fujiki, K. Taroda, H. and Takeda, K. (1992). Examination of Bacterial Characteristics of Anaerobic Membrane Bioreactors in Three Pilot-Scale Plants for Treating Low-Strength Wastewater by Application of the Colony-Forming-Curve Analysis Method,” *Applied and Environmental Microbiology*, 9(58):27-51.
- Le-Clech, P. Jefferson, B., Judd, S. J. (2004). A comparison of submerged and sidestream tubular membrane bioreactor configurations. *Desalination* 173(2005):113-122.
- Lee, J., Ahn, W., Lee, C. (2000). Comparison of the filtration characteristics between attached and suspended growth microorganisms in submerged membrane bioreactor. *Water Research*. 35(10):2435-2445.
- Liao, Q., Kraemer, T., Bagley, M., (2007). Anaerobic membrane bioreactors: Applications and research directions. *Critical reviews in Environmental sciences and technology*. 36(6): 489-530
- Lowe, E. (2006). Development and Practical Wastewater applications for MBRs, the NEOSEP Process. Presentado en “Practical Membrane Technology Short Course. Fundamentals, Review of Case Studies and New Technologies”, Chicago, Estados Unidos de America.
- Lubbecke, s., Vogelpohl, A., Dewjanin, W. (1994) Wastewater Treatment in a biological high-performance system with high biomass concentration. *Water Research*. 29(3):793-802.
- Metcalf and Eddy (2003). *Wastewater Engineering Treatment, disposal and reuse*. 3rd Edition. Mc Graw-Hill. USA.
- Mohammed, T., Birima, A., Johari, M., Muyibi, S., Idirs, A. (2007) Evaluation of using membrane bioreactor for treating municipal wastewater at different operating conditions. *Desalination* 221(2007):502-510
- Norma Oficial Mexicana NOM-003-SEMARNAT-1997 , Que establece los limites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se reusen en servicio al público. Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales, México.
- Norma Oficial Mexicana NOM-004-SEMARNAT-2002 (2003), Protección ambiental.- Lodos y biosólidos, especificaciones y limites máximos permisibles de contaminantes para su aprovechamiento y disposición final. Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales, México
- Oh, Y., Lee, K., Ko, K., Yeom, I. (2007). Effects of chemical sludge disintegration on the performance of wastewater treatment by membrane bioreactor. *Water Research*. 41(2007):2665-2671.

- Ortiz, M., Raluy, R. G., Serra, L. Uche, J. (2006). Life cycle assessment of water treatment technologies: wastewater and water-reuse in a small town. *Desalination* 204(2007):121-131.
- Palacios A. (1999). Caracterización estructural y superficial de membranas microporosas. Tesis. Doctorado en Ciencias, Universidad de Valladolid. Valladolid, España.
- Perez, A. (2004). Escalamiento de un digestor no convencional para lodos biológicos de purga, caso de estudio: Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Cerro de la Estrella. Tesis para obtener el título de ingeniero químico. Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México, D. F. México.
- Ravazzini, A., Nieuwenhuijzen, A., van der Graaf, J. (2005). Direct ultrafiltration of municipal wastewater: comparison between raw sewage and primary clarifier effluent. *Desalination* 178(2005): 51-62.
- Romero, A. (2004). Tratamiento de aguas residuales, teoría y principios de diseño. Tercera edición. Escuela Colombiana de Ingeniería. Bogota, Colombia.
- Sablani, S., Goosen, M., Al-Belushi, R. Wilf, M. (2001). Concentration polarization in ultrafiltration and reverse osmosis: a critical review. *Desalination* 2001(141):269-289.
- SEMARNAT (2005) Indicadores básicos del desempeño ambiental de México: 2005. <http://www.semarnat.gob.mx>
- Song, L. (1998). Flux decline in crossflow microfiltration and ultrafiltration: mechanisms and modeling of membrane fouling. *Journal of Membrane Science* 139, 183-200.
- Song, L., Elimelech, M. (1995). Theory of concentration-polarization in crossflow filtration. *Journal Chemistry* 91, 3389-3398.
- Sun, D., Khor, S. Choon, T., Leckie, J. (2006). Impact of prolonged sludge retention time on the performance of a submerged membrane bioreactor. *Desalination*. 2007(208):101-112.
- Yang, W., Cicek, N., Ilg, J. (2006). State of the art of membrane bioreactors: Worldwide research and commercial applications in North America. *Journal of Membrane Science*, 270: 201-211.
- Yoon, S., Kang, I., Lee, C. (1999). Fouling of Inorganic Membrane and Flux Enhancement in Membrane-Coupled Anaerobic Bioreactor. *Separation. Science and Technology*. 34(5):709.
- Yoon, T., Lee, H., Kim, C. (2004). Comparison of pilot scale performance between membrane bioreactor and hybrid conventional wastewater treatment systems. *Journal of Membrane Science*. 2004(242):5-12

## 8 ANEXOS

### 8.1 Anexo 1. Resultados de la determinación de tamaño de partícula

**Tabla A 8.1 Primer periodo de experimentación**

Distribución de tamaño de partícula 1er periodo de experimentación											
Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %
0.01		0.105		1.096		11.482		120.226		1258.925	
0.011	0	0.12	0	1.259	0.35	13.183	3.97	138.038	2.46	1445.44	0
0.013	0	0.138	0	1.445	0.36	15.136	4.26	158.489	1.88	1659.587	0
0.015	0	0.158	0	1.66	0.39	17.378	4.43	181.97	1.33	1905.461	0
0.017	0	0.182	0	1.905	0.44	19.953	4.46	208.93	0.86	2187.762	0
0.02	0	0.209	0	2.188	0.51	22.909	4.36	239.883	0.55	2511.886	0
0.023	0	0.24	0	2.512	0.59	26.303	4.15	275.423	0.38	2884.032	0
0.026	0	0.275	0	2.884	0.69	30.2	3.87	316.228	0.34	3311.311	0
0.03	0	0.316	0	3.311	0.8	34.674	3.59	363.078	0.4	3801.894	0
0.035	0	0.363	0	3.802	0.95	39.811	3.36	416.869	0.51	4365.158	0
0.04	0	0.417	0.06	4.365	1.13	45.709	3.24	478.63	0.6	5011.872	0
0.046	0	0.479	0.16	5.012	1.35	52.481	3.23	549.541	0.66	5754.399	0
0.052	0	0.55	0.24	5.754	1.62	60.256	3.32	630.957	0.65	6606.934	0
0.06	0	0.631	0.3	6.607	1.95	69.183	3.46	724.436	0.56	7585.776	0
0.069	0	0.724	0.33	7.586	2.32	79.433	3.55	831.764	0.4	8709.636	0
0.079	0	0.832	0.35	8.71	2.74	91.201	3.53	954.993	0.18	10000	0
0.091	0	0.955	0.36	10	3.17	104.713	3.34	1096.478	0.04		
0.105	0	1.096	0.35	11.482	3.6	120.226	2.97	1258.925	0		

**Tabla A 8.2 Segundo periodo de experimentación**

Distribución de tamaño de partícula											
2o periodo de experimentación											
Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %
0.01		0.105		1.096		11.482		120.226		1258.925	
0.011	0	0.12	0	1.259	0.1	13.183	5.21	138.038	0.9	1445.44	0
0.013	0	0.138	0	1.445	0.1	15.136	6.05	158.489	0.8	1659.587	0
0.015	0	0.158	0	1.66	0.11	17.378	6.72	181.97	0.73	1905.461	0
0.017	0	0.182	0	1.905	0.15	19.953	7.16	208.93	0.69	2187.762	0
0.02	0	0.209	0	2.188	0.19	22.909	7.29	239.883	0.65	2511.886	0
0.023	0	0.24	0	2.512	0.25	26.303	7.1	275.423	0.62	2884.032	0
0.026	0	0.275	0	2.884	0.32	30.2	6.61	316.228	0.59	3311.311	0
0.03	0	0.316	0	3.311	0.39	34.674	5.88	363.078	0.53	3801.894	0
0.035	0	0.363	0	3.802	0.48	39.811	5.01	416.869	0.45	4365.158	0
0.04	0	0.417	0	4.365	0.61	45.709	4.12	478.63	0.35	5011.872	0
0.046	0	0.479	0	5.012	0.8	52.481	3.29	549.541	0.17	5754.399	0
0.052	0	0.55	0.07	5.754	1.07	60.256	2.59	630.957	0.05	6606.934	0
0.06	0	0.631	0.12	6.607	1.46	69.183	2.05	724.436	0	7585.776	0
0.069	0	0.724	0.14	7.586	1.98	79.433	1.66	831.764	0	8709.636	0
0.079	0	0.832	0.14	8.71	2.65	91.201	1.38	954.993	0	10000	0
0.091	0	0.955	0.13	10	3.43	104.713	1.18	1096.478	0		
0.105	0	1.096	0.12	11.482	4.32	120.226	1.03	1258.925	0		

**Tabla A 8.3 Tercer periodo de experimentación**

Distribución de tamaño de partícula											
3o periodo de experimentación											
Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Volumen %
0.01		0.105		1.096		11.482		120.226		1258.925	
0.011	0	0.12	0	1.259	0.12	13.183	2.88	138.038	1.15	1445.44	0
0.013	0	0.138	0	1.445	0.12	15.136	3.67	158.489	0.88	1659.587	0
0.015	0	0.158	0	1.66	0.13	17.378	4.52	181.97	0.72	1905.461	0
0.017	0	0.182	0	1.905	0.15	19.953	5.36	208.93	0.65	2187.762	0
0.02	0	0.209	0	2.188	0.18	22.909	6.11	239.883	0.64	2511.886	0
0.023	0	0.24	0	2.512	0.22	26.303	6.68	275.423	0.69	2884.032	0
0.026	0	0.275	0	2.884	0.26	30.2	6.99	316.228	0.76	3311.311	0
0.03	0	0.316	0	3.311	0.31	34.674	7.02	363.078	0.82	3801.894	0
0.035	0	0.363	0	3.802	0.37	39.811	6.76	416.869	0.86	4365.158	0
0.04	0	0.417	0	4.365	0.43	45.709	6.25	478.63	0.83	5011.872	0
0.046	0	0.479	0	5.012	0.5	52.481	5.55	549.541	0.71	5754.399	0
0.052	0	0.55	0.06	5.754	0.6	60.256	4.77	630.957	0.52	6606.934	0
0.06	0	0.631	0.1	6.607	0.74	69.183	3.96	724.436	0.16	7585.776	0
0.069	0	0.724	0.12	7.586	0.95	79.433	3.21	831.764	0	8709.636	0
0.079	0	0.832	0.13	8.71	1.25	91.201	2.54	954.993	0	10000	0
0.091	0	0.955	0.13	10	1.66	104.713	1.97	1096.478	0		
0.105	0	1.096	0.12	11.482	2.21	120.226	1.51	1258.925	0		

## 8.2 Anexo 2. Análisis estadístico

Se desarrolló un análisis de varianza (ANOVA, por sus siglas en inglés) de un solo factor, con la finalidad de hacer comparación de resultados y saber si existe diferencia significativa entre las medias generadas por estos o son estadísticamente iguales, para las diferentes cuantificaciones de parámetros. El análisis fue hecho con el programa Excel de Microsoft.

Planteamiento de hipótesis para determinar si existe diferencia significativa entre medias.

- Factor: Concentración (mg/L)
- Valor de significancia ( $\alpha$ ): 0.05
- Hipótesis

$H_0 : \mu_1 = \mu_2 = \mu_3$  Hipótesis nula

$H_A : \mu_1 \neq \mu_2 \neq \mu_3$  Hipótesis alternativa

En caso de aceptar la hipótesis nula se concluye que las medias de las muestras analizadas son estadísticamente iguales. En caso de rechazar  $H_0$  se acepta como verdadera  $H_A$  que indica que al menos dos de las tres concentraciones registradas son diferentes entre sí. Para el nivel de significancia prefijado,  $\alpha=0.05$ , se rechaza  $H_0$  si  $p\text{-value} < \alpha$ , donde  $p\text{-value}$  es el área bajo la distribución  $F_{k-1, N-k}$  a la derecha del estadístico  $F_0$ .

En las siguientes tablas el valor de  $p\text{-value}$  se presenta en la casilla debajo del título *Probabilidad*.

**Tabla A 8.4 DQO total antes de ser filtrada**

<i>DQO total antes de ser filtrada</i>						
Análisis de varianza de un factor						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
UASB	11	2791.74	253.79	8213.45		
CRUDA	12	4562.39	380.20	32010.74		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	91700.15	1	91700.15	4.43	0.047	4.32
Dentro de los grupos	434252.70	21	20678.70			
Total	525952.85	22				

$p\text{-value} = 0.047,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} < \alpha$ , se rechaza  $H_0$   $\therefore$  Si existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.5 DQO soluble antes de ser filtrada**

<i>DQO soluble antes de ser filtrada</i>						
Análisis de varianza de un factor						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
UASB	11	1787.66	162.51	3175.75		
CRUDA	12	2723.54	226.96	7161.12		
L. ACTIVADOS	11	1244.10	113.10	5760.84		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	75147.59	2.00	37573.80	6.93	0.00	3.30481725
Dentro de los grupos	168138.14	31.00	5423.81			
Total	243285.73	33.00				

$p\text{-value} = 0.000,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} < \alpha$ , se rechaza  $H_0$   $\therefore$  Si existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.6 DQO soluble antes de ser filtrada**

<i>DQO soluble antes de ser filtrada</i>						
Análisis de varianza de un factor (UASB vs CRUDA)						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
UASB	11	1787.660	162.515	3175.746		
CRUDA	12	2723.544	226.962	7161.119		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	23837.310	1	23837.310	4.529	0.045	4.325
Dentro de los grupos	110529.766	21	5263.322			
Total	134367.076	22				

$p\text{-value} = 0.045,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} < \alpha$ , se rechaza  $H_0$   $\therefore$  Si existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.7 DQO soluble antes de ser filtrada**

<i>DQO soluble antes de ser filtrada</i>						
Análisis de varianza de un factor (CRUDA vs L. ACTIVADOS)						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
Cruda	12	2723.544	226.962	7161.119		
L. Activados	11	1244.105	113.100	5760.837		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	74404.679	1	74404.679	11.457	0.003	4.325
Dentro de los grupos	136380.683	21	6494.318			
Total	210785.362	22				

$p\text{-value} = 0.003,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} < \alpha$ , se rechaza  $H_0$   $\therefore$  Si existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.8 DQO antes de ser filtrada**

<i>DQO soluble antes de ser filtrada</i>						
Análisis de varianza de un factor (UASB vs L ACTIVADOS)						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
L ACTIVADOS	11	1244.10	113.10	5760.84		
UASB	11	1787.66	162.51	3175.75		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	13429.6539	1	13429.6539	3.0055	0.098	4.3512
Dentro de los grupos	89365.8300	20	4468.2915			
Total	102795.4839	21				

$p\text{-value} = 0.098,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} > \alpha$ , se acepta  $H_0$   $\therefore$  No existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.9 DQO soluble después de ser filtrada**

<i>DQO soluble después de ser filtrada</i>						
Análisis de varianza de un factor						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
UASB	11	954.14	86.74	485.30		
CRUDA	12	1393.97	116.16	4398.00		
L. ACTIVADOS	11	767.34	69.76	734.56		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	12748.1680	2	6374.0840	3.2619	0.0418	3.3048
Dentro de los grupos	60576.6098	31	1954.0842			
Total	73324.7778	33				

$p\text{-value} = 0.0418,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} < \alpha$ , se rechaza  $H_0$   $\therefore$  Si existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.10 DQO soluble después de ser filtrada**

<i>DQO soluble después de ser filtrada</i>						
Análisis de varianza de un factor (CRUDA vs L. ACTIVADOS)						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
CRUDA	12	1393.9677	116.1640	4397.9983		
L. ACTIVADOS	11	767.3390	69.7581	734.5643		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	12359.2499	1	12359.2499	4.6577	0.0426	4.3248
Dentro de los grupos	55723.6243	21	2653.5059			
Total	68082.87419	22				

$p\text{-value} = 0.0426,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} < \alpha$ , se rechaza  $H_0$  ∴ Si existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.11 DQO soluble después de ser filtrada**

<i>DQO soluble después de ser filtrada</i>						
Análisis de varianza de un factor (L. ACTIVADOS vs UASB)						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
L ACTIVADOS	11	767.3390	69.7581	734.5643		
UASB	11	954.1439	86.7404	485.2986		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	1586.1849	1	1586.1849	2.6006	0.1225	4.3512
Dentro de los grupos	12198.6281	20	609.9314			
Total	13784.813	21				

$p\text{-value} = 0.1225,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} > \alpha$ , se acepta  $H_0$   $\therefore$  No existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.12**      **PO<sub>3</sub><sup>4</sup>- primera etapa**

<i>PO<sub>3</sub><sup>4</sup>-primera etapa</i>						
Análisis de varianza de un factor						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
CRUDA	11	190.7355	17.34	29.59		
UASB	11	116.0260	10.55	6.56		
MEMBRANAS	11	80.2081	7.29	3.90		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	578.2048	2	289.1024	21.6599	0.0000	3.3158
Dentro de los grupos	400.4215	30	13.3474			
Total	978.6262606	32				

$p\text{-value} = 0.000,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} < \alpha$ , se rechaza  $H_0$  ∴ Si existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.13**      **PO<sub>3</sub><sup>4</sup>. primera etapa**

<b>PO<sub>3</sub><sup>4</sup>. primera etapa</b>						
Análisis de varianza de un factor (UASB vs MEM)						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
UASB	11	116.0260	10.5478	6.5551		
MEMBRANAS	11	80.2081	7.2916	3.9008		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	58.3147	1	58.3147	11.1544	0.0033	4.3512
Dentro de los grupos	104.5587	20	5.2279			
Total	162.8733491	21				

$p\text{-value} = 0.0033,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} < \alpha$ , se rechaza  $H_0$  ∴ Si existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.14**      **PO<sub>3</sub><sup>4</sup>. segunda etapa**

<i>PO<sub>3</sub><sup>4</sup>. segunda etapa</i>						
Análisis de varianza de un factor (CRUDA vs MEMBRANAS)						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
CRUDA	11	125.0780	11.37	7.54		
MEMBRANAS	11	70.8121	6.44	1.81		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	133.8540	1	133.8540	28.6347	0.0000	4.3512
Dentro de los grupos	93.4908	20	4.6745			
Total	227.3448	21				

$p\text{-value} = 0.0000,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} < \alpha$ , se rechaza  $H_0$  ∴ Si existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.15**      **PO<sup>4</sup><sub>3</sub>. tercera etapa**

<i>PO<sup>4</sup><sub>3</sub>. tercera etapa</i>						
Análisis de varianza de un factor (L ACTIVADOS vs MEM)						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
L. ACTIVADOS	12	164.1584	13.68	39.29		
MEMBRANAS	12	66.9012	5.58	6.02		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	394.1237	1	394.1237	17.3968	0.0004	4.3009
Dentro de los grupos	498.4089	22	22.6550			
Total	892.5326	23				

$p\text{-value} = 0.0004,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} < \alpha$ , se rechaza  $H_0$  ∴ Si existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.16**      **PO<sub>3</sub><sup>4</sup>. antes de ser filtrada**

<i>PO<sub>3</sub><sup>4</sup>. antes de ser filtrada</i>						
Análisis de varianza de un factor						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
UASB	11	116.0260	10.55	6.56		
CRUDA	11	125.0780	11.37	7.54		
L. ACTIVADOS	12	164.1584	13.68	39.29		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	61.1958	2	30.5979	1.6550	0.2075	3.3048
Dentro de los grupos	573.1170	31	18.4876			
Total	634.3128	33				

$p\text{-value} = 0.2075,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} > \alpha$ , se acepta  $H_0$  ∴ No existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.17**      **N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> primera etapa**

<i>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> primera etapa</i>						
Análisis de varianza de un factor						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
CRUDA	11	185.06	16.82	11.13		
UASB	11	134.04	12.19	20.07		
MEMBRANAS	11	133.98	12.18	21.59		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	157.9458	2	78.9729	4.4872	0.0197	3.3158
Dentro de los grupos	527.9823	30	17.5994			
Total	685.9281	32				

$p\text{-value} = 0.0197,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} < \alpha$  , se rechaza  $H_0$  ∴ Si existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.18**      **N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> primera etapa**

<i>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> primera etapa</i>						
Análisis de varianza de un factor (UASB vs MEMBRANAS)						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
UASB	11	134.04	12.19	20.07		
MEMBRANAS	11	133.98	12.18	21.59		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	0.0002	1	0.0002	0.0000	0.9978	4.3512
Dentro de los grupos	416.6777	20	20.8339			
Total	416.6778	21				

$p\text{-value} = 0.9978,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} > \alpha,$  se acepta  $H_0$   $\therefore$  No existe diferencia significativa.

Tabla A 8.19 N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> segunda etapa

<i>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> segunda etapa</i>						
Análisis de varianza						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
CRUDA	12	120.092	10.01	14.64		
MEMBRANAS	12	69.874	5.82	3.83		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	105.077	1	105.077	11.37941	0.0027	4.300949
Dentro de los grupos	203.1471	22	9.233957			
Total	308.224	23				

$p\text{-value} = 0.0027,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} < \alpha$ , se rechaza  $H_0$  ∴ Si existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.20**      **N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> tercera etapa**

<i>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> tercera etapa</i>						
Análisis de varianza de un factor						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
L.						
ACTIVADOS	12	65.9	5.49	8.28		
MEMBRANAS	12	75.27	6.27	3.30		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	3.6582	1	3.6582	0.6320	0.4351	4.3009
Dentro de los grupos	127.3326	22	5.7878			
Total	130.9908	23				

$p\text{-value} = 0.4351,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} > \alpha$ , se acepta  $H_0$  ∴ No existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.21**      **N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> antes de ser filtrado**

<i>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> antes de ser filtrado</i>						
Análisis de varianza de un factor						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
UASB	11	134.04	12.19	20.07		
CRUDA	12	120.092	10.01	14.64		
L						
ACTIVADOS	12	65.9	5.49	8.28		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	270.7804	2	135.3902	9.5676	0.0006	3.2945
Dentro de los grupos	452.8285	32	14.1509			
Total	723.6089	34				

$p\text{-value} = 0.0006,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} < \alpha$ , se rechaza  $H_0$  ∴ Si existe diferencia significativa.

**Tabla A 8.22**      **N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> antes de ser filtrado**

<i>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> antes de ser filtrado</i>						
Análisis de varianza UASB vs CRUDA						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
UASB	11	134.04	12.19	20.07		
CRUDA	12	120.092	10.01	14.64		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	27.2193	1	27.2193	1.5799	0.2226	4.3248
Dentro de los grupos	361.8026	21	17.2287			
Total	389.0219	22				

$p\text{-value} = 0.2226,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} > \alpha$ , se acepta  $H_0$  ∴ No existe diferencia significativa.

Tabla A 8.23 SDT 1ª Etapa

<i>SDT 1ª Etapa</i>						
Análisis de varianza de un factor						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
UASB	11	5000.255	454.5686	17443.9619		
MEMBRANAS	11	4660.91	423.7191	15065.511		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	5234.3195	1	5234.319501	0.3220	0.5767	4.3512
Dentro de los grupos	325094.729	20	16254.73644			
Total	330329.048	21				

$p\text{-value} = 0.5767,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} > \alpha$ , se acepta  $H_0$  ∴ No existe diferencia significativa.

Tabla A 8.24 SDT 2ª Etapa

<i>SDT 2ª Etapa</i>						
Análisis de varianza de un factor						
RESUMEN						
<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>		
CRUDA	11	5646.25	513.2955	13010.085		
MEMBRANAS	8	3953.75	494.2188	6773.6328		
ANÁLISIS DE VARIANZA						
<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	1685.5273	1	1685.5273	0.1614	0.6929	4.4513
Dentro de los grupos	177516.282	17	10442.1342			
Total	179201.8092	18				

$p\text{-value} = 0.6929,$

$\alpha = 0.05$

$p\text{-value} > \alpha$ , se acepta  $H_0$  ∴ No existe diferencia significativa.

### **8.3 Anexo 3. Determinación de Sustancias Poliméricas Extracelulares (SPE) en lodos provenientes de un digestor UASB**

Miguel Herrera Robledo y Albar Cabeza de Vaca  
Grupo de Investigación en Procesos Anaerobios  
Coordinación de Bio-procesos Ambientales  
Instituto de Ingeniería. UNAM  
Documento interno

#### Generalidades

Durante el tratamiento biológico de agua residual se generan microorganismos en exceso que, debido a su capacidad de formar gránulos, reciben el nombre de lodos, los cuales agrupan consorcios microbianos en matrices compuestas por polímeros insolubles.

Estos polímeros reciben el nombre genérico de sustancias poliméricas extracelulares (SPE), cuyo peso molecular oscila entre 10 y 500 kDa. Además de proporcionar soporte mecánico y protección contra condiciones ambientales adversas, estos polímeros de origen microbiano suelen causar problemas operacionales durante el tratamiento de lodos ya que provocan cambios en la viscosidad del fluido que se traducen en formación de espumas, zonas de condensación y secado de lodos, etcétera.

Se han presentado problemas de operación en un digestor anaerobio de lodos (tipo UASB) y como parte de la estrategia de control, se ha contemplado la cuantificación de estas sustancias para identificar de manera directa su papel en la formación de natas y en la hiperconcentración de sólidos en determinadas zonas del mismo.

Diversos grupos de trabajo han desarrollado una serie de metodologías fisicoquímicas para cuantificar SPE en lodos sin embargo no existe un criterio real para establecer la más adecuada ya que las características de los lodos generalmente presentan diferencias significativas entre sí y dependen de muchos factores, de tal forma que la técnica propuesta en este documento ha sido desarrollada a través del análisis de las características del lodo proveniente del digestor anaerobio referido y de una extensa revisión bibliográfica.

## Método de Análisis

### i. Muestreo.

a) Debe realizarse de manera periódica mediante un nucleador. Se toman 500ml de lodo anaerobio. Debe transportarse en frascos de boca ancha, de preferencia en una hielera a 4°C.

### ii. Almacenamiento y Análisis complementarios

a) Debe ser colocada a temperaturas de refrigeración para evitar en lo posible actividad microbiana. La muestra a analizar no debe permanecer más de 48 horas almacenada ya que podrían presentarse variaciones en su contenido de SPE.

b) Deben ser determinados todos los sólidos (volátiles y fijos, suspendidos y totales) del lodo además de los porcentajes de humedad.

### iii. Extracción (Formaldehído e hidróxido de sodio).

a) En un vaso de precipitado de 100ml, se colocan 10ml de lodo y se adicionan 0.1ml de formaldehído (36.5% v/v), se agitará constantemente mientras se encuentre en refrigeración durante 60 minutos. El formaldehído provoca que la células microbianas sean fijadas, es decir, que sus membranas queden completamente cerradas evitando con esto fuga de material celular.

b) Aún en refrigeración se adicionan 4ml de una solución 1N de NaOH, la disociación de los grupos funcionales (solubilización) de las SPE se lleva a cabo en 3 horas (medir pH y reportarlo).

c) A través de centrifugación a 20000g (5000 rpm) durante 5-10 minutos se separan los sólidos. Colectar el precipitado ya que en él se encuentran las células microbianas, etiquetar con fecha y tipo de lodo, guardar en ultracongelación.

d) Se realizará una etapa más de filtración del sobrenadante mediante papel Wathman de 0.22 micras. Determinar como sólidos suspendidos totales, volátiles y fijos.

e) El filtrado con las SPE solubilizadas deberá ser purificado para su análisis. Si así se requiriese, este extracto puede ser fraccionado mediante filtraciones selectivas en sistemas AMICON.

iv. Purificación.

a) El filtrado debe ser transferido a bolsas construidas con membranas de diálisis (3.5KDa MWCO). Las bolsas serán sujetadas con hilo cáñamo y colgadas en un soporte para quedar sumergidas en un vaso de precipitados de 1000ml con agua destilada. Esta operación debe llevarse a cabo durante 12 horas con cambio de agua destilada cada seis u ocho horas.

b) El concentrado de SPE debe ser liofilizado para poder ser cristalizado y finalmente poder ser pesado (esta operación requiere de sumo cuidado).

4. Reporte

c) Debe reportarse el peso final del extracto (SPE) relacionado con los g de SSV presentes en el lodo, también se puede relacionar con el conteo de células, con extractos de ADN, etcétera.

v. Análisis posteriores

a) Los liofilizados pueden ser almacenados sin restricciones y pueden ser utilizados para cuantificar carbohidratos, proteínas y otros componentes a través de diversas metodologías. Pueden además ser sustrato para pruebas de microscopia, IR, ultravioleta o espectroscopia gases-masas.