



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

---

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA**

**INSTITUTO DE INGENIERÍA**

**TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL MUNICIPAL  
MEDIANTE UN BIORREACTOR ANAEROBIO DE  
MEMBRANA A ESCALA PILOTO**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:

**MAESTRA EN INGENIERÍA**

INGENIERÍA AMBIENTAL – AGUA

P R E S E N T A :

**I.B.I. DULCE MERARI CID LEÓN**

TUTOR:

**DR. ADALBERTO NOYOLA ROBLES**

**JURADO ASIGNADO:**

Presidente: Dra. Ma. del Carmen Durán Domínguez  
Facultad de Química

Secretario: Dra. Gabriela Moeller Chávez  
Facultad de Ingeniería Campus Morelos

Vocal: Dr. Adalberto Noyola Robles  
Instituto de Ingeniería

1er. Suplente: Dr. Alfonso Durán Moreno  
Facultad de Química

2do. Suplente: Dra. Georgina Fernández Villagómez  
Facultad de Ingeniería

Lugar donde se realizó la tesis:

INSTITUTO DE INGENIERÍA, UNAM.

**TUTOR DE TESIS:**

---

Dr. Adalberto Noyola Robles

*A mis padres*

## AGRADECIMIENTOS

- A la Universidad Nacional Autónoma de México de cuyas aulas obtuve el conocimiento que contribuyó con mi formación profesional.
- Al Dr. Adalberto Noyola y al Dr. Juan Manuel Morgan por el apoyo, la confianza y la asesoría brindada.
- A los miembros de mi jurado: Dra. Ma. del Carmen Durán Domínguez, Dra. Gabriela Moeller Chávez, Dra. Georgina Fernández Villagómez y Dr. Alfonso Durán Moreno, por sus valiosas observaciones en el mejoramiento de esta tesis.
- Al Ing. Ragnar Trillo, Sr. Federico, Ponciano Trinidad, Raúl Elizalde y Alfredo Pérez quienes contribuyeron con la construcción de la planta piloto. Agradezco la disponibilidad que tuvieron para ayudarme cada vez que lo necesité. A ellos les reitero mi amistad y admiración.
- Al personal técnico y administrativo del Instituto de Ingeniería: Soledad Lucario, Beatriz Ledesma, Pedro Trinidad, Catalina Maya, Margarita Cisneros, Lupita Urquiza, Víctor Franco, Roberto Briones. Gracias por las facilidades otorgadas.
- Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología por la beca de maestría otorgada y al proyecto binacional CONACyT-NSF 2003-C03-42441 por los recursos materiales y logísticos para la realización de este trabajo.
- A mis grandes amigos del instituto: Abril Moreno y Miguel Herrera por su amistad y ayuda desinteresada.
- A mis compañeros del instituto y de la maestría en ingeniería ambiental: Dulce Leyva, Jessica Domínguez, Kadiya Calderón, Julio Morales, Salomón Santamaría, Joe Fermanian, Albar Cabeza de Vaca y Maribel Cruz con quienes compartí grandes momentos y que contribuyeron de alguna forma en la realización de este proyecto.
- A quien es mi inspiración y mi alegría: José Antonio Bahena, por el amor, el ejemplo y el apoyo constante durante todo este tiempo. Gracias amor, por estar conmigo en las buenas y en las malas.
- A mi familia por el amor, la paciencia y tolerancia brindada en los momentos en los que la realización de este trabajo me impidió estar con ellos. Gracias papá y mamá, gracias hermanas Ruth, Nadia, Betsabé, gracias Luisito.

**ÍNDICE GENERAL**

<b>NOMENCLATURA .....</b>	<b>VII</b>
<b>RESUMEN.....</b>	<b>X</b>
<b>CAPÍTULO 1 .....</b>	<b>1</b>
ANTECEDENTES.....	1
1.1 Problemática actual en México .....	1
1.2 Tratamiento de agua residual mediante biorreactores de membrana (BRM) .....	2
1.3 Biorreactores anaerobios de membrana (BRAM) .....	5
1.4 Aplicaciones de los BRAM en el tratamiento anaerobio de agua residual municipal .....	6
1.5 Justificación .....	7
1.6 Planteamiento de hipótesis.....	7
1.7 Objetivo general.....	8
1.8 Objetivos específicos .....	8
1.9 Metas .....	8
<b>CAPÍTULO 2 .....</b>	<b>9</b>
FUNDAMENTOS TEÓRICOS .....	9
2.1 Reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente (tipo “UASB”).....	9
2.1.1 Criterios de diseño .....	9
2.1.1.1 Volumen del reactor .....	9
2.1.1.2 Velocidad ascendente.....	10
2.1.1.3 Separador gas sólido-líquido .....	11
2.1.1.4 Inóculo .....	11
2.2 Fundamentos de la tecnología de membranas.....	11
2.2.1 Operación de membranas .....	13
2.2.2 Clasificación de los procesos.....	13
2.2.2.1 Material de la membrana .....	14
2.2.2.2 Fuerza impulsora .....	14
2.2.2.3 Mecanismo de remoción .....	15
2.2.2.4 Tamaño nominal de poro .....	15
2.2.3 Configuración de membranas.....	16
2.3 Ecuaciones fundamentales de la filtración.....	19
2.3.1 Resistencia específica de la película ( $\alpha$ ).....	20
2.4 Taponamiento de membranas .....	21
2.4.1 Mecanismos de bloqueo .....	22
2.4.2 Efectos de los parámetros del proceso.....	22
2.4.2.1 Efecto de la velocidad de flujo .....	23
2.4.2.2 Efecto de la presión de filtración .....	23
2.4.2.3 Efecto de la temperatura.....	24
2.4.2.4 Efecto de la concentración de sólidos.....	24
2.4.2.5 Efecto de la cargas sobre la membrana y en la partícula .....	24
2.4.2.6 Efecto de la distribución de tamaño de partícula .....	25
2.5 Limpieza de membranas.....	26
<b>CAPÍTULO 3 .....</b>	<b>29</b>

METODOLOGÍA EXPERIMENTAL.....	29
3.1 Materiales .....	29
3.2 Descripción del proceso.....	30
3.2.1 Diseño del biorreactor anaerobio de membrana (BRAM) .....	33
3.2.1.1 Biorreactor tipo “UASB” .....	33
3.2.1.2 Campana colectora de biogás .....	34
3.2.1.3 Membrana de ultrafiltración.....	34
3.3 Metodología de experimentación.....	36
3.3.1 Operación con agua destilada .....	36
3.3.2 Influencia de la velocidad de flujo (v) y la presión transmembrana (PTM) sobre el flux de permeado.....	36
3.3.3 Operación del biorreactor anaerobio de membrana, BRAM .....	36
3.3.4 Determinación del tamaño de partícula .....	37
3.4 Limpieza de membranas.....	37
3.4.1 Selección del agente químico para la limpieza de las membranas	38
3.4.2 Ciclos de limpieza de las membranas .....	38
3.5 Puntos para el control del proceso y pruebas analíticas.....	38
3.6 Análisis estadísticos .....	41
<b>CAPÍTULO 4 .....</b>	<b>42</b>
DISCUSIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS .....	42
4.1 Operación con agua destilada .....	42
4.2 Interacción de la velocidad de flujo y de la presión transmembrana y su influencia sobre el flux de permeado.....	43
4.3 Influencia de la presión transmembrana (PTM) sobre la disminución del flux. ....	44
4.3.1 Determinación de la resistencia específica de la película taponante para cada presión. ....	46
4.4 Operación del sistema a largo plazo.....	48
4.4.1 Arranque y estabilización del reactor tipo “UASB” .....	48
4.4.2 Evaluación del desempeño del conjunto reactor anaerobio y de la unidad de membrana (BRAM). ....	52
4.4.3 Mecanismos de bloqueo de la membrana en la operación a largo plazo .....	58
4.4.3.1 Determinación del tamaño de partícula en el efluente tipo “UASB” .....	59
4.5 Limpieza de membranas.....	62
4.5.1 Selección del agente químico .....	62
4.5.2 Ciclos de limpieza de las membranas .....	64
<b>CAPÍTULO 5 .....</b>	<b>66</b>
EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	66
5.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO .....	66
5.1.1. Diseño del proceso .....	66
5.2. ESTIMACIÓN DE COSTOS .....	67
5.3 COMPARACIÓN DEL SISTEMA BRAM VS. LODOS ACTIVADOS TIPO AIREACIÓN EXTENDIDA (LAAE) .....	71
<b>CAPÍTULO 6 .....</b>	<b>74</b>
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	74

---

---

REFERENCIAS .....	76
<b>ANEXO I</b> .....	<b>82</b>
ANÁLISIS ESTADÍSTICO .....	82
I.1 Análisis estadístico de los resultados obtenidos en la evaluación de la influencia de la velocidad de flujo ( $v$ ) y presión transmembrana (PTM) sobre el flux de líquido permeado ( $J_p$ ) .....	82
I.1.1 Análisis de varianza de dos factores con varias muestras por grupo .....	82
I.1.2 Comparación de medias mediante el método LSD (least square deviation, en inglés), para el efecto de la velocidad y presión transmembrana sobre el flux de líquido permeado $J_p$ .....	83
I.1.3 Verificación de supuestos: Normalidad, varianza, independencia ..	84
I.2 Tablas de datos .....	86
<b>ANEXO II</b> .....	<b>94</b>
II.1 Diagrama de flujo del proceso .....	94
II.2 Diseño de tanques .....	95
II.3 Bombas del sistema .....	96
II.4 Cálculo de insumos .....	97

LISTA DE TABLAS

Tabla 1-1. Clasificación de la disponibilidad del agua (SEMARNAT, 2006) .....	1
Tabla 1-2. Empleo de biorreactores anaerobios de membrana en el mundo .....	4
Tabla 1-3. Concentraciones típicas del agua residual doméstica .....	6
Tabla 2-1. Propiedades de membranas con diferentes intervalos de separación ( Brett y Jabez, 1998) .....	15
Tabla 2-2. Categorías principales de los agentes químicos de limpieza de las membranas (Liu <i>et al.</i> , 2006).....	27
Tabla 3-1. Características del reactor tipo “UASB” .....	33
Tabla 3-2. Descripción de la membrana por módulo .....	34
Tabla 3-3. Límites recomendados de operación de acuerdo con el fabricante (Koch Membrane Systems, EEUU) .....	35
Tabla 3-4. Estrategia de operación y limpieza del BRAM.....	37
Tabla 3-5. Pruebas analíticas efectuadas en los puntos de control del proceso .....	39
Tabla 3-6. Pruebas analíticas efectuadas en los puntos de control del proceso (Continuación) .....	40
Tabla 4-1. Eficiencias de remoción del BRAM.....	57
Tabla 5-1. Costos del equipo para el proceso BRAM (Anónimo, 2007).....	68
Tabla 5-2. Costo total de inversión para el sistema BRAM.....	69
Tabla 5-3. Costo de operación para el sistema BRAM .....	70
Tabla 5-4. Comparación del BRAM y proceso LAEE para una planta que trata 32 m <sup>3</sup> /día .....	72
Tabla I.1. Análisis de varianza para la evaluación de la influencia de $v$ y PTM sobre el flux de permeado.....	82
Tabla I-2. Comparación de medias por el método LSD.....	83
Tabla I-3. Prueba de Shapiro-Wilks para normalidad.....	84
Tabla I.4. Sólidos totales en las 3 corrientes del BRAM.....	86
Tabla I.5. Sólidos suspendidos en las 3 corrientes del BRAM.....	88
Tabla I.6. Sólidos disueltos totales y volátiles en las 3 corrientes del BRAM...	90
Tabla I.7. DQO total y soluble en las 3 corrientes del BRAM.....	92

LISTA DE FIGURAS

Figura 2-1. Configuraciones para biorreactores de membrana .....	12
Figura 2-2. Membrana tubular .....	17
Figura 2-3. Membrana de fibra hueca.....	17
Figura 2-4. Membrana en espiral.....	18
Figura 2-5. Membrana plana .....	18
Figura 3-1. Dimensiones del módulo. Membrana tubular de ultrafiltración. Koch Membrane Systems (EEUU).....	29
Figura 3-2 . Conexiones para el arreglo en serie de los módulos tubulares Membrana tubular de ultrafiltración. Koch Membrane Systems (EEUU) .....	30
Figura 3-3. Esquema del proceso del Biorreactor Anaerobio de Membrana ...	31
Figura 3-4. Fotografía del proceso del Biorreactor Anaerobio de Membrana ..	32
Figura 3-5. Esquema de la campana colectora de biogás.....	34
Figura 3-6. Módulos tubulares de membranas .....	35
Figura 3-7. Ensaye de ultrafiltración con agua destilada en el laboratorio.....	36
Figura 4-1. Relación lineal entre el $J_p$ y la PTM obtenida al filtrar agua destilada .....	42
Figura 4-2. Caracterización del flux a distintas presiones- ultrafiltración con agua destilada.....	43
Figura 4-3. Efecto de la velocidad y la PTM sobre el flux .....	44
Figura 4-4. Disminución del flux aplicando distintas PTM.....	45
Figura 4-5. Disminución de flux ( $J_p$ ) normalizado entre el flux inicial ( $J_0$ ) a distintas PTM .....	45
Figura 4-6. Inverso del flux vs V para las distintas presiones .....	47
Figura 4-7. Cálculo de alfa para distintas PTM.....	47
Figura 4-8. Perfil de temperatura del efluente del reactor.....	48
Figura 4-9. Variación de pH en el influente y efluente del reactor tipo “UASB”	49
Figura 4-10. Relación de alcalinidades en el efluente del reactor tipo “UASB”	49
Figura 4-11. Porcentaje de remoción y variación de la concentración de DQO total a la entrada y salida del biorreactor .....	50
Figura 4-12. Porcentaje de remoción y variación de la concentración de DQO soluble .....	51
Figura 4-13. Porcentaje de remoción y variación de SST en el influente y efluente del reactor tipo “UASB” .....	51
Figura 4-14. Porcentaje de remoción y variación de SSV en el influente y efluente del reactor tipo “UASB” .....	52
Figura 4-15. Concentración de DQO total en tres puntos del arreglo reactor tipo “UASB”-membrana .....	53
Figura 4-16. Concentración de DQO soluble en tres puntos del arreglo reactor tipo “UASB”-membrana.....	53
Figura 4-17. Variación de STT en el influente, efluente del reactor tipo “UASB” y membranas.....	54
Figura 4-18. Variación de STV en el influente, efluente del reactor tipo “UASB” y membranas.....	55
Figura 4-19. Variación de SST en el influente, efluente del reactor tipo “UASB” y membranas.....	55
Figura 4-20. Variación de SDT en el influente, efluente del reactor tipo “UASB” y membranas .....	56

Figura 4-21. Variación de SDV en el influente, efluente del reactor tipo “UASB” y membranas.....	56
Figura 4-22. Disminución del flux en membranas operadas durante 24 horas a una PTM de 87 kPa y a una velocidad de 2.25 m/s.....	58
Figura 4-23. Distribución de tamaño de partícula en el efluente del reactor tipo “UASB” (TRH=6 h).....	59
Figura 4-24. Reducción del tamaño de partícula en el efluente del reactor tipo “UASB” durante un ciclo de operación de 5 días.....	60
Figura 4-25. Distribución de tamaño de partícula en el efluente del reactor tipo “UASB” a) primer día del ciclo de operación, b) tercer día del ciclo de operación, c) quinto día del ciclo de operación. Condiciones de operación: Velocidad de flujo, 2.25 m/s, presión transmembrana, 86 kPa.....	61
Figura 4-26. Recuperación del flux de agua en una membrana sucia con 24 horas de operación.....	62
Figura 4-27. Recuperación del flux de agua limpia en una membrana sucia con 24 horas de operación.....	63
Figura 4-28. Comparación de los efectos de distintas limpiezas químicas sobre el flux.....	63
Figura 4-29. Evolución del flux y efecto de la limpieza con hipoclorito de sodio a 300 ppm. PTM de 87 kPa y velocidad de 2.25 m/s.....	64
Figura 5-1. Diagrama de flujo del proceso LAEE.....	71
Figura 5-2. Disminución del costo del agua tratada vs. volumen diario de agua residual doméstica tratada.....	73
Figura I-1. Varianza constante.....	85
Figura I-2. Independencia en los residuos.....	85

**NOMENCLATURA**

A	gasto aportado por habitante (Lhab-1 d-1)
AC	acetato de celulosa
AGV	ácidos grasos volátiles (mgL-1)
Am	área superficial de la membrana (m <sup>2</sup> )
Ar	área superficial del reactor (m <sup>2</sup> )
BRAM	biorreactores anaerobios de membrana
BRM	biorreactores de membrana
Bv	carga orgánica volumétrica
CAPM	compuestos de alto peso molecular (molesg-1)
CBPM	compuestos de bajo peso molecular (molesg-1)
CF	coliformes fecales (NMP/100 mL)
CPM	corte de peso molecular (Da)
DBO	demanda bioquímica de oxígeno (mgL-1)
dp	diámetro de la partícula (nm)
DQO	demanda química de oxígeno (mgL-1)
DQOs	demanda química de oxígeno soluble (mgL-1)
DQOT	demanda química de oxígeno total (mgL-1)
FPVD	fluoruro de polivinilideno
h	altura útil del reactor (m)
HH	huevos de helminto (HH/L)
Jp	flux de líquido permeado
Jwc	flux obtenido después del proceso de limpieza (Lm-2h-1)
Jwi	flux inicial de la membrana limpia (Lm-2h-1)
LSD	Least square deviation (desviación por mínimos cuadrados)
M	coeficiente de variación para determinada población
MF	microfiltración
MFI	índice de taponamiento de la membrana (siglas en inglés, membrane Fouling index)
NF	nanofiltración
OI	ósmosis inversa
P	número de habitantes
PP	polipropileno
PSO	polisulfonato
PTM	presión transmembrana (kPa)
Ptotal	fósforo total (mgL-1)
Q	caudal de alimentación (m <sup>3</sup> h-1)
Qm	caudal de alimentación medio (Ls-1)
QMI	caudal máximo instantáneo (Ls-1)
Qmin	caudal de alimentación mínimo (Ls-1)
R	resistencia hidráulica
Rcp	resistencia de la capa de concentración y polarización (m-1)
Rm	resistencia interna de la membrana (m-1)
Rp	resistencia debido al bloqueo interno de los poros (m-1)
Rt	resistencia de la película (m-1)
S	concentración de materia orgánica (kg DQOm-3)
SDT	sólidos disueltos totales (mgL-1)
SDV	sólidos disueltos volátiles (mgL-1)
SPE	sustancias poliméricas extracelulares

SS	sólidos suspendidos (mgL-1)
SSF	sólidos suspendidos fijos (mgL-1)
SSF	sólidos suspendidos fijos (mgL-1)
SST	sólidos suspendidos totales (mgL-1)
SSV	sólidos suspendidos volátiles (mgL-1)
ST	sólidos totales (mgL-1)
STF	sólidos totales fijos (mgL-1)
STV	sólidos totales volátiles (mgL-1)
TRC	tiempo de retención celular (h)
TRH	tiempo de residencia hidráulica (h)
UASB	reactor anaerobio de lecho fluidificado con flujo ascendente
UF	ultrafiltración
v	velocidad de flujo (ms-1)
V	volumen filtrado por unidad de área (m <sup>3</sup> m <sup>-2</sup> )
va	velocidad ascendente (mh-1)
V <sub>asp.agua</sub>	velocidad ascendente en zona del espejo de agua (mh-1)
v <sub>amax</sub>	velocidad ascendente máxima (mh-1)
V <sub>r</sub>	volumen del reactor (m <sup>3</sup> )

Letras griegas

$\alpha$	resistencia específica de la película
$\rho$	densidad de la partícula
$\varepsilon$	porosidad de la película taponante
$\mu$	viscosidad del fluido

**Resumen**

La tecnología de membranas, se ha convertido en una alternativa importante en el tratamiento de agua residual, varios autores han demostrado el potencial de la aplicación de membranas con sistemas anaerobios. Sin embargo, la mayoría de estos estudios se enfocan a efluentes industriales y se ha reportado muy poco sobre el uso de éstos en el tratamiento de agua residual doméstica. El objetivo de este estudio fue evaluar el desempeño de un biorreactor anaerobio de membranas (BRAM) escala piloto, en el tratamiento de agua residual municipal con fines de reutilización. Para este fin, se construyó un reactor UASB que operó con agua residual proveniente de la planta de Ciudad Universitaria, el agua tratada se hizo pasar por membranas externas de ultrafiltración. Se determinó el efecto de la velocidad de flujo ( $v$ ), de la presión transmembrana (PTM) y de los sólidos suspendidos (SS) sobre el taponamiento de la membrana y se evaluó la eficiencia del BRAM en la remoción de huevos de helmintos (HH) y coliformes fecales (CF) bajo las condiciones establecidas de velocidad, presión transmembrana y tiempo de residencia hidráulica. Se propuso una estrategia de limpieza que minimizó el taponamiento de la membrana probando tres agentes químicos a distintas concentraciones (NaClO, NaOH y NaOH-EDTA). Los resultados mostraron que una velocidad de 2.2 m/s y una presión transmembrana igual a 87 kPa contribuyeron con la reducción del taponamiento de la membrana en la operación a largo plazo. La máxima recuperación del flux ( $J_p$ ) se obtuvo al limpiar la membrana con una solución que contenía 300 mg/L de Hipoclorito de sodio. El sistema logró una remoción del 93% de DQO total, más del 99% de sólidos suspendidos y 100% de CF y HH probando ser un sistema que cumple con los límites máximos permisibles para la reutilización con contacto directo de agua residual establecida por la NOM-003-SEMARNAT-1997. La producción total de permeado para este arreglo en particular fue de 0.087 m<sup>3</sup>/h en su etapa estable ( $J_p=17.47$  L/m<sup>2</sup>h), lo que representó el 62% del flujo alimentado al reactor tipo "UASB". Mediante un estudio económico, se estimó la inversión aproximada y el costo de operación para la aplicación de esta tecnología a escala real, tomando como base el tratamiento del agua residual doméstica de un edificio con 40 departamentos y un promedio de 160 habitantes que generan 200 Ld<sup>-1</sup>hab<sup>-1</sup>. El costo de inversión y de operación para este arreglo fue elevado, estimando el costo de agua tratada en \$ 32.24 por metro cúbico.

**Abstract**

Membrane technology has become an important alternative in wastewater treatment. Many authors have showed the potential of the application of membranes together with anaerobic systems. However, most of these studies are focused on industrial effluents and very little has been reported about domestic waste water treatment. The aim of this study was to evaluate the performance of a pilot scale anaerobic membrane bioreactor (BRAM) in the treatment of municipal waste water for reuse purpose. The system consisted in a UASB reactor coupled with external ultrafiltration membranes, the system operated with wastewater coming from Ciudad Universitaria treatment plant. The effect of cross flow velocity ( $v$ ), transmembrane pressure (PTM) and suspended solids (SS), over the fouling phenomena, was determined. The removal efficiency of helminth eggs (HH) and fecal coliforms (CF) was tested under the established conditions. The results showed that a cross flow velocity of 2.25 m/s and a transmembrane pressure of 87 kPa contributed with minimizing the fouling phenomena during the long term operation. A maximum flux recovery was achieved when the membranes were cleaned using a solution of 300 mg/L of sodium hypochlorite. The system achieved 93% total COD removal (88% soluble COD removal), more than 99% SS removal and 100% CF and HH removal. This effluent met the standards established by the NOM-003-SEMARNAT-1997. The total production of permeate flux for this arrangement in its stable stage was 0.087 m<sup>3</sup>/h ( $J_p=17.47$  L/m<sup>2</sup>h), this represents 62% of the flow fed to the UASB reactor. The investment and the operational cost for this technology applied to real scale were estimated. The study was performed for the treatment of domestic wastewater coming from a building with 40 departments and an average of 160 inhabitants that generate 200 Lday<sup>-1</sup>hab<sup>-1</sup>. The investment and operational costs for this arrangement were high. The cost of treated waste water was estimated in 32.24 pesos by cubic meter.

## **CAPÍTULO 1**

### **ANTECEDENTES**

#### **1.1 Problemática actual en México**

En México, de acuerdo con documentos de la CNA (2003), se estima que cerca del 70% del agua que se suministra a los habitantes de zonas urbanas, así como una tercera parte del caudal aplicado a la agricultura de riego y el 61% del recurso destinado a la industria, se extrae de los acuíferos. Adicionalmente, en las zonas áridas, el agua subterránea constituye la única fuente de abastecimiento. La agricultura es la actividad que mayor presión ejerce sobre el recurso del agua en general (78% del total) y es la que más desperdicia, además de estar subsidiada. Le sigue el uso público (13%) alentado por las bajas tarifas y afectado también por grandes pérdidas debido a fugas de agua en las redes de distribución (que oscilan entre 30 y 50% del agua que se distribuye). La industria, a pesar de que no contribuye de manera tan importante como los otros sectores al consumo de agua (9%), sí ejerce una presión significativa sobre este recurso como consecuencia de sus descargas de aguas residuales contaminantes.

Para poner en perspectiva la disponibilidad promedio de agua en México y en las distintas regiones del país conviene tener presentes los criterios establecidos por la Organización Mundial de la Salud, con base en los cuales se estableció la clasificación referida en la Tabla 1.1 (SEMARNAT, 2006).

**Tabla 1-1. Clasificación de la disponibilidad del agua (SEMARNAT, 2006)**

<b>Clasificación de la disponibilidad de agua</b>	
<b>Volumen de agua (m<sup>3</sup>/hab/año)</b>	<b>Categoría de disponibilidad</b>
<1,000	Extremadamente baja
1,000 – 2,000	Muy baja
2,000 – 5,000	Baja*
5,000 – 10,000	Media
10,000 – 20,000	Alta
>20,000	Muy Alta
*Peligrosa en años de precipitación escasa	

La disponibilidad del agua comúnmente se evalúa en términos de volumen de agua por habitante. Se reporta, que para la cifra de la proyección de población para 2004 (105.9 millones de habitantes), correspondieron 4 482 m<sup>3</sup> anuales por habitante, volumen que corresponde, de acuerdo con la Tabla 1.1 a una categoría de disponibilidad baja. Para poner en contexto esta cifra, en 1910 la disponibilidad promedio era de 31,000 m<sup>3</sup> por habitante, para 1950 ya sólo era de un poco más de 18 000 m<sup>3</sup> y en 1970 había caído por debajo de los 10 000 m<sup>3</sup>. Cabe señalar que esta reducción se explica fundamentalmente por el

crecimiento de la población y no por una disminución de la cantidad de lluvia recibida por el país en esos años. Se estima que para 2010, de acuerdo con las proyecciones que realiza el Consejo Nacional de Población, CONAPO, sobre la población del país, la disponibilidad de agua por habitante se reducirá a 4 271 m<sup>3</sup> y para 2025 se limitará a 3 828 m<sup>3</sup>/hab./año. Sin embargo, diferentes regiones del país presentan disponibilidades que alcanzan los niveles extremos referidos en la Tabla 1-1 es decir, algunas presentan una disponibilidad extremadamente baja (como en el Valle de México), mientras que otras tienen una disponibilidad muy alta (como la región de la frontera sur). Es evidente también, que el crecimiento poblacional y el desarrollo industrial han producido efectos que degradan el medio ambiente y deterioran sus recursos (SEMARNAT, 2006).

Por otro lado, la contaminación del agua ha dado lugar a mayores riesgos en la salud y a un deterioro de la calidad de vida de la población (Cifuentes *et al.*, 1992). El interés de regular la reutilización de aguas residuales con objeto de impedir problemas sanitarios y medioambientales ha permitido establecer una serie de criterios. Los problemas de salud pública vinculados al deterioro del agua y deficiencias sanitarias figuran entre las principales causas de morbilidad y muerte prematura, particularmente entre la población infantil. A nivel mundial, este segmento es el más afectado, representando 80% de las muertes relacionadas por este factor. Como sucede en otros países en vías de desarrollo, en el caso de México las enfermedades diarreicas agudas (EDA) son una de las principales causas de morbilidad infantil entre los grupos de menores ingresos (Bern *et al.*, 1992).

A nivel mundial, en los países en desarrollo, se da tratamiento a menos de 10% del agua. México se encuentra en una situación mejor con una cifra cercana al 30% para el caso de aguas de origen municipal y del 20%, considerando ambos tipos de descargas: urbanas e industriales (SEMARNAT, 2006). Esto significa que gran parte del líquido contaminado se vierte a ríos, lagos o mares sin ningún tratamiento previo, ocasionando la degradación de éstos y, en consecuencia, la reducción del agua disponible para su uso.

## **1.2 Tratamiento de agua residual mediante biorreactores de membrana (BRM)**

Hasta hace poco tiempo la implantación de membranas dentro del tratamiento de agua contaminada estaba limitada al tratamiento terciario y al pulimento. La ultrafiltración, microfiltración y ósmosis inversa se utilizaban en áreas en donde el requerimiento de descarga era muy estricto o se deseaba reutilizar el efluente con estrictos niveles de calidad (Metcalf y Eddy, 2003). Los módulos de membrana han evolucionado y se han abaratado, de tal forma que de ser utilizados solamente en el tratamiento terciario de agua residual, empiezan a integrarse al tratamiento secundario del agua residual.

Existen numerosas ventajas asociadas con los BRM, lo que los convierte en una alternativa importante sobre otras técnicas de tratamiento. Antes que todo,

la retención de la totalidad de la materia suspendida y una fracción de los compuestos solubles conduce a la obtención de un efluente de excelente calidad capaz de cumplir con los requisitos más estrictos de descargas y abre la puerta a la reutilización directa del agua residual (Chiemchaisri *et al.*, 1992). La posibilidad de retener todas las bacterias y los virus da como resultado un efluente estéril, eliminando así la desinfección posterior y los riesgos relacionados con los productos usados en ésta. La total separación de los microorganismos y el control independiente del tiempo de retención celular (TRC) y del tiempo de residencia hidráulica (TRH) posibilitan un mejor control del proceso. La ausencia de un clarificador para sedimentar organismos, posibilita a las especies de lento crecimiento a desarrollarse y persistir en el sistema aún a cortos TRH (Cicek *et al.*, 2001).

La membrana no sólo retiene toda la biomasa sino que también previene el escape de enzimas exocelulares y oxidantes solubles creando una mezcla biológicamente más activa capaz de degradar un amplio intervalo de fuentes orgánicas. Los sistemas de BRM eliminan las dificultades en los procesos y los problemas asociados con la sedimentación. El potencial de operar los BRM a TRC altos permite importantes concentraciones de biomasa en el biorreactor. En consecuencia, esto permite tratar agua residual con baja producción de lodos y dar como resultado sistemas más compactos que los procesos convencionales.

Los BRM se utilizaron inicialmente para el tratamiento de agua residual municipal por vía aerobia, principalmente en el área de reciclado y reutilización del agua. Su tamaño compacto, la producción de agua reutilizable y la operación relativamente libre de problemas convirtieron al BRM en un proceso ideal, aunque costoso, para el reciclado de agua residual municipal.

A mitad de los años 90 se desarrollaron membranas sumergidas más económicas que convirtieron a los BRM en una alternativa confiable para la aplicación en agua residual municipal a escala real. Más de 1000 BRM están actualmente en operación alrededor del mundo con aproximadamente el 66% en Japón y el resto en Europa y Norteamérica. El 55% de ellos son de membrana sumergida y los demás operan con módulos de membrana externos y prácticamente todos ellos son aerobios. Se han realizado numerosos experimentos exitosos aerobios a escala piloto. Entre éstas se encuentra el reciclado de agua en edificios (Kimura 1991; Yokomizo 1994), en el tratamiento de agua residual municipal en pequeñas comunidades (Buisson *et al.*, 1998; Cote *et al.*, 1997; Fan *et al.*, 1998, Irwin, 1990), en el tratamiento de agua residual industrial (Berube y Hall, 2001; Dufresne *et al.*, 1998; Fan *et al.*, 1998, ; Hogetsu *et al.*, 1992; Knoblock *et al.*, 1994; Krauth y Staab, 1993; Scholzy y Fuchs, 2000; Sutton *et al.*, 1983) y en el tratamiento de lixiviados de rellenos sanitarios (Wehrle, 2001).

Por otro lado, el tratamiento anaerobio con membranas no ha sido tan aplicado en el tratamiento de agua residual municipal como lo ha sido para efluentes industriales. Las altas cargas orgánicas y/o compuestos muy específicos y difíciles de tratar son las principales características de las corrientes de agua industriales. En fechas recientes, los avances tecnológicos han hecho que el

agua con altas concentraciones de DQO sea tratada bajo condiciones anaerobias, por lo que varios de los intentos iniciales para la aplicación de BRM para agua residual industrial se desarrollaron en el campo del tratamiento anaerobio (Cicek, 2003). El efluente del tratamiento anaerobio contiene residuos recalcitrantes o componentes de degradación lenta provenientes del influente o formados durante el proceso, como son los productos solubles de microorganismos así como productos intermediarios (ácidos grasos volátiles). Se han realizado numerosos experimentos exitosos a escala piloto y a partir de esto se han usado unidades a escala real en varias partes del mundo (Tabla 1.2).

**Tabla 1-2. Empleo de biorreactores anaerobios de membrana en el mundo**

Fuente de agua residual	Configuración	Tamaño de operación	Éxito de tratamiento	País de aplicación	Referencia
Suero de leche	Ultrafiltración externa	Piloto Aprox. 0.46 m <sup>3</sup> /d	Remoción de DQO >94%	EEUU	Sutton <i>et al.</i> , 1983
Vinazas	Ultrafiltración externa	Piloto 10 m <sup>3</sup> /d	Remoción de COT >97%	Sudáfrica	Strohwald y Ross, 1992
Producción de licor	Ultrafiltración externa	Piloto 1.25 m <sup>3</sup> /d	Remoción de DQO >98%	Japón	Nagano <i>et al.</i> , 1992
Procesado de maíz	Ultrafiltración externa	500 m <sup>3</sup> /d	Remoción DQO >97%	Sudáfrica	Kimura 1991
Procesado de vegetales	Ósmosis inversa anaerobio/aerobio	6000m <sup>3</sup> /d	DQO no detectable	Bélgica	Judd y Jefferson, 2003
Rastro	Ultrafiltración/ Ósmosis inversa externa	40 m <sup>3</sup> /d	DQO no detectable	Dinamarca	Judd y Jefferson, 2003

Los factores predominantes que limitaban el dominio de esta tecnología eran la alta inversión y los elevados costos operacionales asociados a los primeros módulos de membrana, como también el limitado conocimiento sobre la aplicación de membranas en agua residual. Sin embargo, con el surgimiento de módulos más efectivos y económicos y la implantación de estándares de descarga más estrictos, los sistemas de membrana están ganando terreno frente a otras opciones.

La selección del módulo de membrana juega un papel importante en el flujo obtenido. Las membranas pueden clasificarse de acuerdo a los materiales de que están hechas (orgánicos o cerámicos), al tamaño de poro (microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración u ósmosis inversa), a la configuración de la membrana (plana, tubular, fibra hueca, espiral) El flux variará dependiendo de la combinación considerada. El flux (Jp) es el flujo del permeado normalizado por el área de la membrana (m<sup>2</sup>) a través de la cual pasa.

Para la obtención del flux deseado, además de la adecuada selección del tipo de membrana, influyen condiciones de operación como la presión transmembrana y la velocidad de flujo. Así pues, la selección de la membrana y las condiciones de operación (energía, requerimientos de limpieza) dictan el costo de la filtración (Visvanathan *et al.*, 2000).

### 1.3 Biorreactores anaerobios de membrana (BRAM)

Desde su introducción, hace 4 décadas, el tratamiento anaerobio ha llegado a ser un proceso adecuado para el manejo del agua residual industrial. En años recientes, ha habido un mejor entendimiento de la microbiología de este proceso y una mejoría en la tecnología involucrada en los reactores, lo que ha hecho posible considerar esta opción en el tratamiento de agua residual con baja carga, tales como los efluentes municipales.

La principal dificultad en los procesos de tratamiento anaerobio de agua residual es la retención de una cantidad suficiente de biomasa activa debido a su baja velocidad de crecimiento. Como resultado, los sistemas anaerobios requieren un tiempo de retención celular (TRC) más largo, comparado con el que se aplica en procesos aerobios. Si se opera el reactor por debajo de este valor, la concentración de microorganismos disminuye a una velocidad mayor que la velocidad de crecimiento, ocasionando así que el sistema falle o, comúnmente, que la biomasa se “lave”. El tratamiento anaerobio no es un tratamiento completo debido a su menor eficiencia e inhabilidad para alcanzar las regulaciones de descarga. Sin embargo, las ventajas de un nulo requerimiento de energía, generar metano como gas combustible y una baja producción de lodos, hace del proceso anaerobio una atractiva etapa de desbaste, previo a un proceso de pulimento, normalmente de tipo aerobio.

Las cargas orgánicas en los sistemas anaerobios están controladas principalmente por la retención de biomasa dentro del reactor. Una alta retención de biomasa ocasiona al reactor un mejor funcionamiento y estabilidad, la producción de gas es mayor y se tienen menores volúmenes de reactor. En reactores completamente agitados con sedimentador secundario (llamados de contacto anaerobio), la baja capacidad de retención de biomasa lleva a TRH más altos y, por lo tanto, a reactores más grandes con costos mayores. Estos problemas se podrían minimizar si la biomasa es retenida y su concentración incrementada, en forma independiente al tiempo de residencia hidráulica. En este sentido, uno de los desarrollos más notables en la tecnología del tratamiento con procesos anaerobios es el reactor de lecho con flujo ascendente (“UASB”, por sus siglas en inglés). Además, la tecnología BRM ha demostrado ser efectiva al combinar la separación con membranas con un tratamiento biológico anaerobio aplicándose, principalmente a efluentes industriales de alta carga (Anderson *et al.*, 1996; Choo y Lee, 1998; Fakhrulrazi y Noor, 1999; Ince *et al.*, 2000; Lee *et al.*, 2001; Nagano *et al.*, 1992;). Sin embargo, se ha visto la posibilidad de utilizarlos en efluentes municipales aprovechando las ventajas de la vía anaerobia y mediante la membrana,

proporcionar una barrera absoluta a sólidos coloidales y suspendidos, además de remover patógenos, parásitos y compuestos orgánicos de alto peso molecular. Las membranas utilizadas en los BRAM para aguas de origen industrial son más propensas a taponarse, en gran parte debido a las altas cargas orgánicas y a la presencia de niveles altos de materia coloidal fina y precipitación inorgánica. Los componentes incluyen una variedad de componentes orgánicos e inorgánicos con tamaños de partícula diferentes, tales como células, restos de células, proteínas, polisacáridos y cristales de estruvita ( $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ ), cuya precipitación ocurre principalmente en procesos anaerobios (Choo y Lee, 1996). Esto aumenta los requerimientos de limpieza, dificulta las condiciones de operación, afecta su desempeño y aumenta su costo.

#### **1.4 Aplicaciones de los BRAM en el tratamiento anaerobio de agua residual municipal**

En el tratamiento de agua residual se han obtenido buenos resultados al emplear reactores "UASB" (Kato *et al.*, 1997). El tratamiento anaerobio para agua residual municipal puede ser factible al contener en su mayoría materia orgánica biodegradable. El agua residual municipal es un agua compleja caracterizada por concentraciones relativamente bajas de DQO y DBO, una fracción importante de los sólidos en forma suspendida y coloidal, bajas temperaturas y fuertes fluctuaciones en la carga hidráulica. En la Tabla 1.3 se muestra la composición típica del agua residual doméstica.

**Tabla 1-3. Concentraciones típicas del agua residual doméstica (Metcalf y Eddy, 2003)**

<b>CONSTITUYENTE (mg/L)</b>	<b>CONCENTRACIÓN FUERTE</b>	<b>CONCENTRACIÓN MEDIANA</b>	<b>CONCENTRACIÓN DÉBIL</b>
Demanda química de oxígeno (DQO)	800	430	250
Demanda bioquímica de oxígeno (DBO)	350	190	110
Sólidos suspendidos totales (SST)	350	220	100
Nitrógeno total	85	40	20
Nitrógeno orgánico	35	15	8
Nitritos	0	0	0
Nitratos	0	0	0
Alcalinidad como $CaCO_3$	200	100	50
Grasas	150	100	20

Estas características son particularmente relevantes en los procesos de tratamiento anaerobio, ya que generalmente tienen impacto negativo en el

funcionamiento del proceso. No obstante, considerando las limitaciones causadas por las características citadas, la tecnología del reactor anaerobio puede ser aplicada con éxito en el tratamiento de agua residual municipal en climas cálidos y semi-tropicales bajo un amplio intervalo de condiciones. El tipo de agua residual y sus características son importantes en la evaluación y diseño de procesos anaerobios.

### 1.5 Justificación

El tratamiento anaerobio no ha sido tan exitoso en el tratamiento de agua residual municipal como lo ha sido para efluentes industriales. El efluente del tratamiento anaerobio contiene residuos recalcitrantes o componentes de degradación lenta provenientes del influente o formados durante el proceso, como son los productos solubles de microorganismos así como productos intermediarios (ácidos grasos volátiles). Un punto clave en el tratamiento y reutilización o “reutilización” del agua residual municipal en países en desarrollo es el riesgo en la salud asociado a enfermedades entéricas, tales como la helmintiasis intestinal. Las normas mexicanas oficiales para reutilización del agua fijan un límite máximo para coliformes fecales y huevos de helminto, NOM-001-SEMARNAT-1996 y NOM-003-SEMARNAT-1997 (NOM, 1996, 1998). Si se considera que del 43 al 94% de la población rural en México está infectada con *Ascaris lumbricoides* (Tay *et al.*, 1995), la investigación debe enfocarse a reducir este problema rompiendo el ciclo infeccioso que caracteriza a las enfermedades entéricas. En este contexto, las ventajas de la vía anaerobia podrían ser aplicadas al tratamiento de aguas residuales municipales y asociarlas con una retención efectiva de microorganismos patógenos y parásitos, si se desarrolla una tecnología de reactores anaerobios con membrana más adaptada y comparativamente económica. Las membranas pueden ayudar a retener estos microorganismos en un biorreactor, incluidos los patógenos y parásitos y, con ello, mejorar el funcionamiento del proceso. Sin embargo, las membranas se ven afectadas por el taponamiento, ya que se presenta la formación de una biopelícula.

Es necesaria, por tanto, la optimización del proceso, pero esto no se llevará a cabo sin antes comprender las diversas interacciones entre el funcionamiento de la membrana y las condiciones de operación del proceso que garanticen la calidad del agua y minimicen el taponamiento. Será necesario estudiar cómo obtener largos períodos de operación de la membrana con un pequeño incremento de presión transmembrana y sin necesidad de limpieza química frecuente.

### 1.6 Planteamiento de hipótesis

El uso de membranas de ultrafiltración integradas a un reactor anaerobio tipo “UASB” alimentado con agua residual municipal permitirá alcanzar un efluente que cumpla con la NOM-003-SEMARNAT-1997 en un arreglo sumamente compacto y con costos de operación inferiores a los procesos convencionales aerobios.

### **1.7 Objetivo general**

Evaluar el tratamiento de agua residual municipal mediante un biorreactor anaerobio de membrana a escala piloto.

### **1.8 Objetivos específicos**

- Determinar el efecto de la velocidad de flujo ( $v$ ) y de la presión transmembrana (PTM), sobre el taponamiento de la membrana.
- Evaluar la eficiencia de remoción del BRAM escala piloto, bajo las condiciones de operación establecidas ( $v$ , PTM, TRH) sobre la eficiencia de remoción de contaminantes y parásitos (HH y CF).

### **1.9 Metas**

1. Construir y operar un BRAM escala piloto para el tratamiento de agua residual municipal.
2. Determinar las condiciones de operación más apropiadas ( $v$  y PTM) que minimicen el taponamiento de membranas en el tratamiento anaerobio del agua residual municipal.
3. Obtener un efluente que cumpla con lo establecido por la normatividad para su reutilización según la NOM-003-SEMARNAT-1997 (NOM, 1998), mediante la operación bajo las condiciones de operación establecidas para el BRAM.
4. Definir la viabilidad económica del BRAM realizando un estimado preliminar de inversión y costo de operación.

## **CAPÍTULO 2**

### **FUNDAMENTOS TEÓRICOS**

#### **2.1 Reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente (tipo “UASB”)**

Los procesos de degradación anaerobia tienen ventajas debido a los limitados requerimientos de energía, al bajo rendimiento de biomasa y a la producción de metano, el cual puede recuperarse. Sin embargo, la calidad del efluente no es tan buena como la obtenida mediante tratamientos aerobios, por lo que el tratamiento anaerobio de aguas industriales se usa comúnmente como pretratamiento antes de la descarga a redes municipales, o es seguido de un tratamiento aerobio (Metcalf y Eddy, 2003).

El reactor tipo “UASB” es hoy en día la tecnología más utilizada en el mundo para tratar aguas residuales de tipo industrial por vía anaerobia. Su característica principal es la retención de biomasa sin necesidad de un soporte gracias a la formación de granos, lo que lo hace más económico y le da ventajas técnicas sobre otro tipo de reactores avanzados. En este reactor, el influente de agua residual se distribuye en el fondo para pasar en forma ascendente a través del lecho de lodos. Los elementos críticos en el diseño de un reactor tipo “UASB” son el sistema de distribución del influente, el separador gas-sólidos y el diseño de descarga del efluente.

La principal característica de proceso de un reactor tipo “UASB”, que permite el uso de cargas orgánicas volumétricas altas comparadas con otros procesos anaerobios, es el desarrollo de un lodo granular denso. Uno de los requisitos fundamentales para el funcionamiento del reactor tipo “UASB” es la presencia de un lodo con excelentes características de sedimentación, compactación y actividad metabólica. El fenómeno que promueve la presencia de la biomasa con estas características, es el de granulación. La granulación es un proceso natural mediante el cual los microorganismos dispersos en el medio tienden a formar agregados celulares. La agregación celular en forma de granos optimiza la cooperación entre los microorganismos, reduciendo la distancia de difusión para la transferencia de metabolitos y favorece la asociación celular obligatoria para la degradación de substratos. Para el desarrollo del lodo granular intervienen diferentes parámetros como la calidad del agua residual, las condiciones ambientales y de operación y un diseño adecuado del reactor.

##### **2.1.1 Criterios de diseño**

###### **2.1.1.1 Volumen del reactor**

Para aguas residuales diluidas (con niveles de DQO < 1000 mg/L) y temperaturas de operación que exceden los 18 a 20°C, el volumen de reactor ( $V_r$ ) se determina con el tiempo de residencia hidráulica (TRH):

$$V_r = TRH * Q \quad (2-1)$$

en donde

Q es el caudal de alimentación (m<sup>3</sup>/h)

TRH es el tiempo de residencia hidráulica (h)

V<sub>r</sub> es el volumen del reactor (m<sup>3</sup>)

La determinación del tiempo de retención de biomasa o celular, TRC, de diseño depende también del tipo de biomasa presente dentro del reactor (floculenta o granular) y de la eficiencia del separador gas-líquido.

Para desechos con mayores concentraciones de materia orgánica medida como DQO, el volumen del reactor depende sobre todo, de la concentración de contaminantes del agua residual (S) y su tasa de alimentación conocida como carga orgánica volumétrica (B<sub>v</sub>) de diseño:

$$V_r = \frac{Q * S}{B_v} \quad (2-2)$$

en donde

S es la concentración de materia orgánica ( kg DQO/m<sup>3</sup>).

Q es el caudal de alimentación (m<sup>3</sup>/h)

B<sub>v</sub> es la carga orgánica volumétrica (kg DQO/m<sup>3</sup>h)

V<sub>r</sub> es el volumen del reactor (m<sup>3</sup>)

### 2.1.1.2 Velocidad ascendente

Los reactores tipo "UASB" con lodo granular pueden soportar velocidades ascendentes del agua residual alimentada, en un promedio de 3m/h para aguas residuales solubles y de 1 a 1.5 m/h con aguas parcialmente solubles. En períodos cortos (2 a 3 horas al día), pueden tolerarse velocidades ascendentes de hasta 6 y 2 m/h, para aguas solubles y parcialmente solubles, respectivamente. Bajo estas condiciones se retiene el lodo granular dentro del reactor. Cuando se tiene un lecho predominantemente granular, un flujo de alimentación con altas velocidades lavará el lodo poco sedimentable, pero generalmente no causará problemas. Para lodos de tipo floculento, las velocidades ascendentes son de 0.5 m/h, pero también se pueden soportar velocidades de 2 m/h durante 2 ó 3 horas.

Como se mencionó, cuando los aspectos hidráulicos son el factor limitante (DQO inferiores a 1000 mg/L), en lugar de la carga orgánica volumétrica, el tiempo de residencia hidráulica (TRH) es utilizado para el diseño, quedando por determinar la geometría (altura) del reactor, de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$h = \frac{Q * TRH}{A} \quad (2-3)$$

$$h = v_a * TRH \quad (2-4)$$

en donde

$h$  es la altura útil del reactor (m)

TRH es el tiempo de residencia hidráulico (h)

$A$  es el área superficial del reactor ( $m^2$ )

$Q$  es el caudal de alimentación ( $m^3/h$ )

$v_a$  es la velocidad ascendente del agua residual en la zona de lodos (m/h)

### **2.1.1.3 Separador gas sólido-líquido**

El diseño del separador gas-sólido-líquido no es una tarea simple, particularmente en aguas con elevada DQO, ya que la producción de gas genera turbulencia en esa zona. Los principales objetivos del separador son los siguientes:

- Separar y descargar el biogás del reactor
- Evitar el posible lavado de flóculos o granos mediante su decantación
- Prevenir el lavado del lodo granular flotante
- Proporcionar un efecto de pulimento mediante una sedimentación secundaria
- Servir como una barrera para detener las expansiones excesivas de la cama o lecho de lodo, la cual está principalmente constituida por lodo floculento.

En el separador se considera de gran importancia la velocidad, tanto en los pasos entre colectores como en la zona de sedimentación propiamente dicha. Para la zona de paso se recomiendan velocidades ascendentes inferiores a 3 m/h aunque para lodo granular puede llegar hasta 6 m/h. Para la zona del sedimentador, la velocidad debe mantenerse debajo de 1 m/h en todos los casos (Lettinga y Hulshoff-Pol, 1991).

### **2.1.1.4 Inóculo**

En general, es necesario que el volumen de lodo de inóculo sea lo más grande posible y que tenga suficiente actividad y adaptación a las propiedades específicas del agua residual. No hay reglas claras para estimar el volumen conveniente para inocular. Un intervalo entre 10 y 20% del volumen del reactor puede considerarse plenamente aceptable.

## **2.2 Fundamentos de la tecnología de membranas**

El primer trabajo en la tecnología de membranas empezó a mediados de los años 60 del siglo XX 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. Posteriormente, ZENON Environmental Inc., entre otras compañías, empezó a trabajar en el desarrollo del biorreactor de membrana para el tratamiento de agua residual. Este desarrollo contribuyó a la simplificación del tren de tratamiento fisicoquímico seguido de un tratamiento

biológico de lecho fluidificado. Este avance tecnológico llevó a la comercialización del proceso ZenoGem®, el cual consiste en un biorreactor con membranas de ultrafiltración (Côté y Thompson, 2000).

En la Figura 2-1 se presentan las dos configuraciones básicas de los BRM llamadas: Biorreactor en serie (también llamado de recirculación) y el biorreactor integrado (también llamado sumergido) que usa membranas inmersas dentro del biorreactor.

En el arreglo en serie, el agua residual es recirculada desde el biorreactor hasta la unidad de membrana. La filtración se promueve por la presión generada por la bomba que permite un incremento en la velocidad de flujo a través de la superficie de la membrana. Este es un modo típico de filtración de flujo cruzado.

En la segunda configuración la unidad de membrana está inmersa en el tanque biológico. La fuerza impulsora a través de la membrana es alcanzada presurizando el biorreactor o creando presión negativa en el lado permeado de la membrana (lo más común). La limpieza de la membrana se realiza a través de frecuentes retrolavados con agua del permeado y aire. Ocasionalmente, se realizan retrolavados con soluciones químicas. Generalmente se coloca un difusor de aire justo debajo del módulo de la membrana para suministrar el aire necesario para homogeneizar el contenido del tanque, para el proceso biológico y para la propia limpieza de la membrana.

**a. Sistema con membrana externa**

**b. Sistema con membrana inmersa**

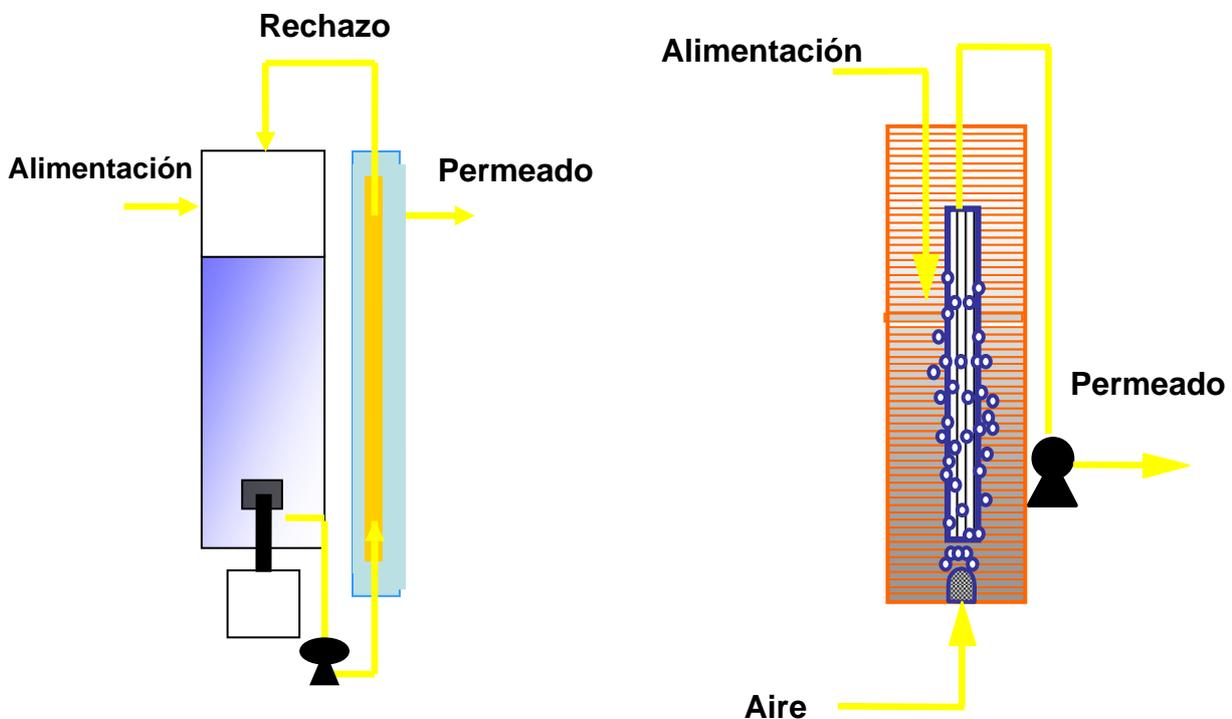


Figura 0-1. Configuraciones para biorreactores de membrana

### **2.2.1 Operación de membranas**

La función de la membrana es actuar como una barrera selectiva que permitirá el paso de ciertos constituyentes y retendrá otros que se encuentren en el líquido. En los procesos de membrana existen tres corrientes: un flujo de alimentación o influente, un retenido o “rechazo” y un flujo de salida o “permeado” (Figura 0-1, a). El flujo retenido es el producto no permeado. Si no hay flujo retenido entonces se considera que la operación está en un punto muerto (*dead-end*) o con un flujo lleno (*full-flow*). Esta operación está limitada por una concentración baja de sólidos en el agua o por una operación cíclica con un lavado frecuente, como es el caso de las plantas de micro y ultrafiltración para el tratamiento de agua de consumo industrial. Para casos en los que el agua contiene una cantidad significativa de sólidos o para membranas con permeabilidad limitada (membranas densas), no es deseable tratar de convertir toda la alimentación a producto permeado en un solo paso a través del módulo. En estos casos se emplea una operación llamada flujo cruzado (*cross-flow*), en donde una fracción del agua de alimentación se colecta como flujo concentrado o flujo retenido. Esto apresura la remoción de material acumulado sobre la región interfacial membrana-solución. Una variante es la operación de membranas de fibra hueca, sumergidas en el propio reactor (Figura 0-1, b), en donde el permeado es retirado por acción de una presión negativa, proporcionada por una bomba de vacío. En este caso, no hay propiamente un flujo de rechazo, pues el módulo está sumergido en tanque.

El proceso de operación de membranas externas es simple. Una bomba se usa para presionar la solución en la alimentación y circularla a través del módulo y una válvula en línea del flujo retenido se usa para mantener la presión. El “permeado” se retira a presión atmosférica. Conforme los constituyentes del agua de alimentación se van acumulando en las membranas (“fouling”) la presión aumenta en el lado de la alimentación, el flujo “permeado” por la membrana empieza a disminuir y el porcentaje “retenido” empieza a aumentar. Al promedio de presiones a las que se encuentra sometido el módulo (entrada y salida) se llama presión transmembrana (PTM).

### **2.2.2 Clasificación de los procesos**

Los procesos de membrana incluyen la microfiltración (MF), la ultrafiltración (UF), la nanofiltración (NF), la ósmosis inversa (OI), la diálisis y la electrodiálisis. Pueden clasificarse de distintas formas incluyendo:

- El tipo de material con que está hecha la membrana
- La naturaleza de la fuerza impulsora
- El mecanismo de separación
- El tamaño nominal de la separación realizada.

### **2.2.2.1 Material de la membrana**

Consiste de una capa delgada, que entra en contacto con el líquido a tratar, de un grosor aproximado de 0.20–0.25 $\mu\text{m}$ , sostenida por una estructura porosa de alrededor de 100  $\mu\text{m}$  en grosor. Las más comerciales se producen como estructuras planas, tubulares o de fibras huecas. Las planas se clasifican en dos tipos, asimétricas y mixtas. Las membranas asimétricas consisten en una capa delgada de menos de 1 $\mu\text{m}$  y una más gruesa de 100  $\mu\text{m}$  que le da soporte. Las mixtas consisten en una capa delgada de acetato de celulosa, poliamida u otra capa activa (0.15-0.25  $\mu\text{m}$  de grosor) enlazada a un sustrato poroso más grueso que le da estabilidad. Las membranas pueden estar hechas de distintos materiales orgánicos e inorgánicos. Las membranas para tratamiento de agua son orgánicas y los principales tipos incluyen polipropileno, celulosa, acetato, poliamidas aromáticas. La elección de la membrana y el sistema de configuración está basado en minimizar el deterioro y esto se determina con estudios en laboratorio o a nivel de planta piloto.

### **2.2.2.2 Fuerza impulsora**

La característica que distingue a los procesos de membrana es la aplicación de presión hidráulica para llevar a cabo la separación deseada. Los procesos se clasifican en microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración y ósmosis inversa.

En la microfiltración las membranas usadas son simétricas con tamaños de poro de 0.1 a 10  $\mu\text{m}$  y las diferencias de presión son de 0.1 a 2 bar.

En la ultrafiltración se separan moléculas o partículas pequeñas de menos de 0.3  $\mu\text{m}$  de diámetro, empleándose presiones de 1 a 10 bar. El tipo de membrana que se usa aquí es de tipo asimétrico.

En la nanofiltración los iones monovalentes son rechazados débilmente por la membrana, es por esto que también se le llama ósmosis inversa a baja presión. La presión de trabajo usada en nanofiltración se encuentra en un intervalo de 5 a 15 bar.

En la ósmosis inversa, el solvente de una solución se transfiere a través de una densa membrana fabricada expresamente para retener sales y solutos de bajo peso molecular. Si una solución salina concentrada está separada del agua pura por este tipo de membrana, la diferencia de potencial químico tiende a promover la difusión del agua desde el compartimento diluido al compartimento concentrado para igualar concentraciones. En el equilibrio, la diferencia de niveles entre los dos compartimentos corresponde a la presión osmótica de la solución salina. Para llevar a cabo la separación, la presión a ejercer debe superar a la presión osmótica. El intervalo de presión se encuentra entre 15 y 100 bar.

### 2.2.2.3 Mecanismo de remoción

Está fundamentado en las diferencias de tamaño (exclusión de tamaño), diferencias de solubilidad y difusividad de los materiales sobre la membrana y diferencias en las cargas de las especies a separar (Metcalf y Eddy, 2003). Las propiedades del material con que están hechas las membranas también tienen influencia en la exclusión de tamaño. Una membrana con una carga superficial particular puede garantizar la remoción adecuada de los contaminantes microbianos o particulados con carga opuesta a la de la superficie debido a la atracción electrostática. Además, una membrana puede caracterizarse como hidrofílica o hidrofóbica. Estos términos describen la facilidad por la cual las membranas pueden mojarse, como también el grado de resistencia al taponamiento al que está propenso el material (Allgeier, 2005).

### 2.2.2.4 Tamaño nominal de poro

La distribución del tamaño de los poros en una membrana varía de acuerdo con el material del que está hecha y a su proceso de fabricación. El tamaño del poro puede presentarse como nominal (tamaño de poro promedio) o absoluto (tamaño de poro máximo) en términos de micrómetros. Cuando el valor está dado en micrómetros, se indica que las partículas de tamaño mayor que el valor indicado, serán retenidas por la membrana.

Para las membranas que tienen la habilidad de retener partículas orgánicas se incluye el concepto de corte de peso molecular (CPM) expresado en Daltones (una unidad de masa molar), que es una medida de la remoción de una membrana en términos de su peso atómico (o masa). Se acepta que las membranas con un CPM específico actúan como barreras para los compuestos o moléculas con un peso molecular que excedan ese valor. Debido a que las macromoléculas orgánicas son morfológicamente difíciles de definir y se encuentran típicamente en solución y no como sólidos suspendidos, es más conveniente en términos conceptuales usar el CPM que el tamaño de poro (Allgeier, 2005).

En la Tabla 2.1 se resumen las características anteriores.

**Tabla 0-1. Propiedades de membranas con diferentes intervalos de separación ( Brett y Jabez, 1998)**

	<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>Capa superficial</b>	1 $\mu\text{m}$	1 $\mu\text{m}$	1 $\mu\text{m}$	1 $\mu\text{m}$
<b>Tamaño de poro</b>	0.002 $\mu\text{m}$	0.002 $\mu\text{m}$	0.05-0.2 $\mu\text{m}$	0.1-10 $\mu\text{m}$

Tabla 2-1. Propiedades de membranas con diferentes intervalos de separación (Brett y Jabez, 1998) (Continuación)

	Ósmosis inversa	Nanofiltración	Ultrafiltración	Microfiltración
<b>Rechazos</b>	CAPM* CBPM* Cloruro de sodio, glucosa, aminoácidos, proteínas	CAPM*, mono, di y oligo- sacáridos, aniones polivalentes	Macromoléculas* Proteínas, polisacáridos, virus	Partículas de barro, bacterias
<b>Materiales de membranas</b>	AC*, capa delgada	AC*, capa delgada	Cerámica, PSO*, AC*, FPVD*, capa delgada	Cerámica, PP*, PSO*, FPVD*
<b>Módulo de membrana</b>	Tubular, espiral, planas	Tubular, espiral, planas	Tubular, fibras huecas, espiral, planas	Tubular, fibras huecas, espiral, planas
<b>Presión</b>	15 -150 bar	5 – 15 bar	0.5 -10 bar	0.1 – 2 bar

\*AC acetato de celulosa; \*PSO- polisulfonato; \*FPVD-fluoruro de polivinildieno, \*PP- polipropileno; \*CAPM (compuestos de alto peso molecular: 100,000 a 1 millón de moles/g); \*CBPM (compuestos de bajo peso molecular: 1,000 a 100,000 moles/g); \*Macromoléculas: 1 millón moles/g.

### 2.2.3 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. Los módulos pueden ser tubulares, de fibra hueca, en espiral o planas.

**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 y el filtrado se recolecta fuera de los tubos. La membrana debe reemplazarse una vez que se ha dañado irreversiblemente con contaminación (Figura 2-2). Son menos costosas que las membranas de fibra hueca, en espiral o planas sobre soporte (Judd y Jefferson, 2003).

**Fibra hueca:** Se obtienen densidades de empaque más altas con los módulos de membrana de fibra hueca. Éstas pueden tener diámetros interiores tan pequeños como 10 µm. El módulo es de fácil construcción. El paquete de fibras es doblado y las puntas son expuestas e insertadas a un extremo del módulo (Figura 2-3). Estos módulos 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. Su lavado es igualmente importante porque existe un taponamiento inevitable que afecta su permeabilidad (Judd y Jefferson, 2003).



Figura 0-2. Membrana tubular

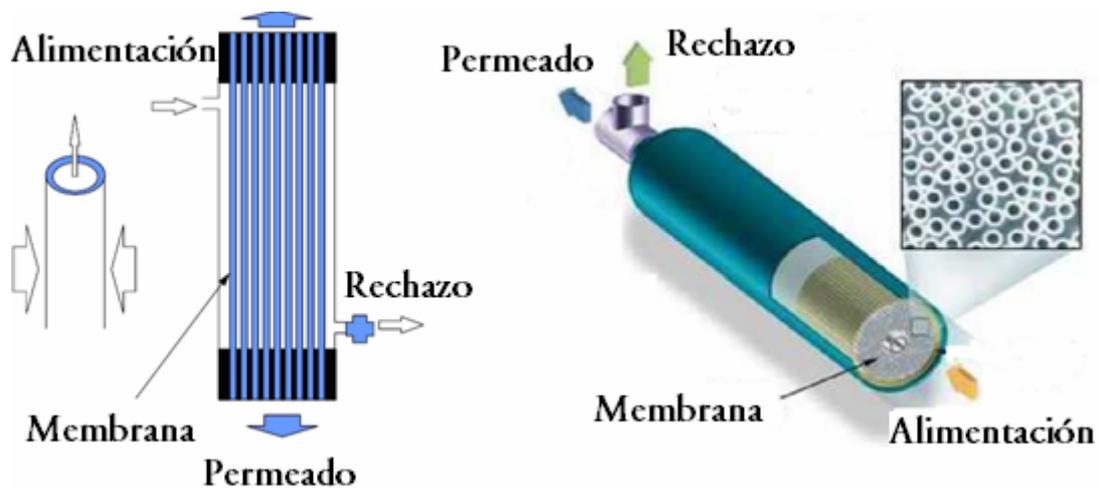


Figura 0-3. Membrana de fibra hueca

**En espiral:** Consisten de dos hojas de membrana separadas por un polímero textil de refuerzo. Esta tela soporta la membrana para las altas presiones de operación y provee un canal de flujo por donde el permeado puede salir (Figura 2-4). El material de la membrana está pegado en espiral en un cartucho cilíndrico. La envoltura de la membrana es sellada con adhesivo en tres lados para prevenir la contaminación del agua limpia. El cuarto lado está unido a un tubo de "permeado" que tiene perforaciones en cada extremo para que el agua producida pueda salir por un tubo central. Los tamaños de los cartuchos pueden variar entre 0.05m (2 pulgadas) de diámetro con 0.15m (6 pulgadas) de longitud hasta 0.2m (8 pulgadas) de diámetro y 1m (40 pulgadas) de longitud. Estos factores de diseño permiten operar con una gran variedad de materiales de proceso hasta caídas de presión de 3 bar y temperaturas de operación de aproximadamente 70°C. Hay dos desventajas mayores con estas membranas; primero, la membrana completa y su contenedor deben reemplazarse una vez

que se han contaminado y segundo, tiene dificultad en manejar materiales viscosos o aquellos que tengan gran cantidad o concentraciones elevadas de sólidos suspendidos o coloidales (Brett y Jabez, 1998).

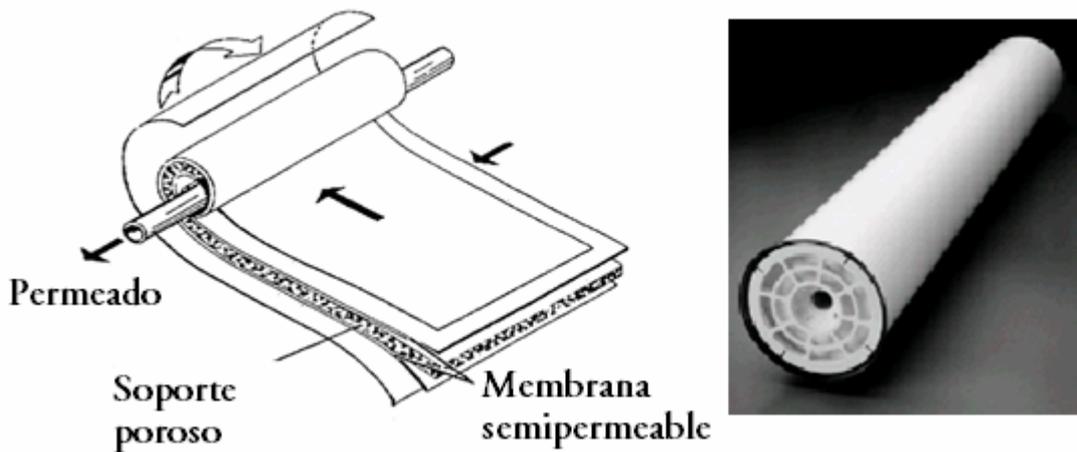


Figura 0-4. Membrana en espiral

**Plana:** Éstas utilizan hojas de membrana planas y ofrecen flexibilidad. Las unidades típicas consisten en una serie de platos con membranas de ultrafiltración o microfiltración pegadas a ambos lados del plato (Figura 2-5). Los platos de forma de disco están arreglados de modo que forman una especie de filtro cilíndrico. El número de platos en un módulo limita el volumen de flujo que puede manejarse a la entrada y salida del sistema y la velocidad mínima de entrecruzamiento requerida a través de cada superficie de membrana. En estos sistemas, el ensuciamiento de la superficie de membrana se previene introduciendo energía mecánica en el sistema para prevenir que las partículas se adhieran a los poros; por ejemplo, inducir vibración en el sistema. Otro método es combinar membranas de cerámica con rotación. Muchas de las aplicaciones de este tipo de membranas están en el intervalo de la microfiltración.

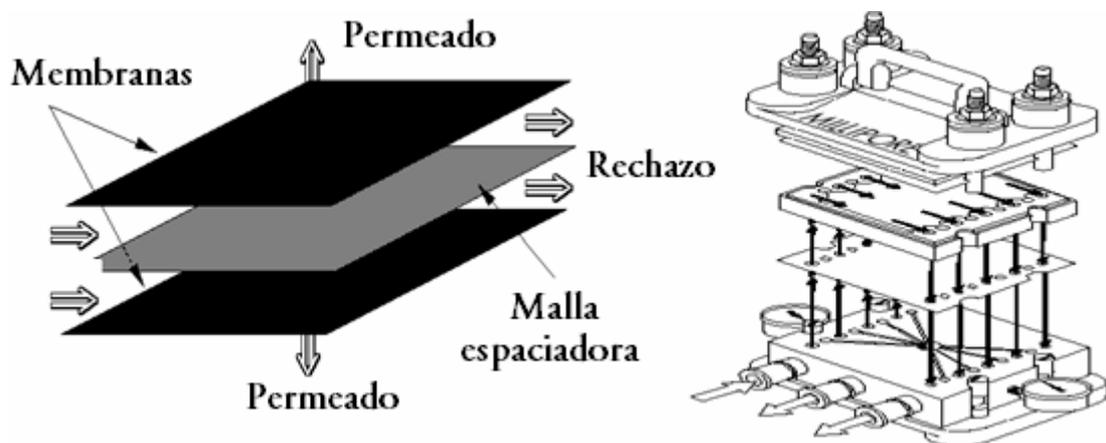


Figura 0-5. Membrana plana

### 2.3 Ecuaciones fundamentales de la filtración

La ecuación fundamental para la velocidad del flujo a través de una cama de partículas o una película es la ecuación empírica propuesta por Darcy en 1856. Ésta ecuación se basa en las mediciones de la velocidad del flujo de agua a través de camas de arena (Coulson y Richardson, 1978). Darcy mostró que la velocidad promedio,  $v$ , medida sobre la cama era directamente proporcional a la presión aplicada,  $\Delta P$ , e inversamente proporcional al grosor de la cama,  $L$ .

$$v = \frac{K\Delta P}{L} \quad (2-5)$$

en donde  $K$ , es un coeficiente basado en las propiedades físicas de la cama. Darcy supuso que existía un flujo laminar del fluido a través de la cama de partículas, en donde las partículas eran de un tamaño uniforme y estaban agrupadas. El número de Reynolds para el flujo a través de los espacios del poro en el material granular es bajo; como la velocidad del fluido y el ancho de los canales es pequeño existe una relación lineal entre velocidad de flujo y diferencia de presión. Por lo que la resistencia al flujo viene principalmente de la viscosidad. La ecuación entonces se expresa como:

$$v = \frac{K_t \Delta P}{\mu L} \quad (2-6)$$

en donde  $\mu$  es la viscosidad del fluido y  $K_t$  es un coeficiente de permeabilidad para la cama (Coulson y Richardoson, 1978)

El término  $K_t/L$  es la permeabilidad específica y la resistencia hidráulica  $R$ , se define como su inverso (Elmaleh y Naceur, 1992).

$$R = \frac{L}{K_t} \quad (2-7)$$

La relación entre la velocidad de permeado y la resistencia pueden sustituirse para obtener la siguiente ecuación:

$$v = J_p = \frac{\Delta P}{\mu R} \quad (2-8)$$

La ecuación (3-8) describe el flux en cualquier lugar del canal de filtración de una membrana limpia, el flux de líquido permeado  $J_p$ , es el flujo filtrado normalizado por el área de la membrana a través de la cual pasa y es comúnmente expresado en  $L/m^2h$ .

Existen maneras diferentes de modelar la influencia de factores externos e internos sobre el flujo a través de las membranas. El modelo más simple y más difundido es el modelo de resistencia mostrado en la ecuación 3-9 (Schneider y Tsutiya, 2001). En este modelo, el flujo a través de la membrana incluye los

factores de resistencia asociados a los diferentes mecanismos de reducción de la eficiencia de la membrana.

$$J_p = \frac{(Pf - \sigma_k \Delta\pi)}{\mu(R_m + R_{cp} + R_p + R_t)} \quad (2-9)$$

en donde  $J_p$  es el flux de líquido permeado,  $Pf$  es la presión de operación,  $\sigma_k$  es una constante empírica específica para cada tipo de membrana,  $\Delta\pi$  es la diferencia de potencial osmótico entre el concentrado y el permeado que debe ser superada en el caso de las membranas de desalinización,  $\mu$  es la viscosidad,  $R_{cp}$  es la resistencia de la capa de concentración y polarización,  $R_m$  es la resistencia interna de la membrana,  $R_p$  es la resistencia debido al bloqueo interno de los poros y  $R_t$  es la resistencia de la película o torta formada por la acumulación de material particulado o macromolecular sobre la superficie de la membrana.

En el tratamiento de aguas residuales, las resistencias  $R_m$ ,  $R_p$  y  $R_t$  predominan en membranas que remueven material particulado (microfiltración y ultrafiltración), en cuanto que la resistencia osmótica es la principal determinante del flujo en las membranas de separación molecular, así como iónica (ósmosis inversa y nanofiltración). El principal factor responsable por la variación temporal de la resistencia de la membrana  $R_m$  es la compactación de la membrana. Esta compactación es la más importante en membranas operadas con presiones altas, como en la ósmosis inversa y la nanofiltración. En aplicaciones para tratamiento de aguas residuales, el aumento de la resistencia debido a la deposición del material en el interior de los poros  $R_p$  es más importante en membranas de nanofiltración utilizadas en la remoción de materia húmica y en membranas de microfiltración y ultrafiltración. La resistencia  $R_{cp}$  causada por la capa de concentración y polarización, depende del flujo de solutos, de la tasa de difusión de los solutos y de la composición del agua "bruta". Estos factores no deben variar mucho en situaciones en donde el flujo de líquido permeado y el flujo de rechazo de la membrana no se alteran drásticamente y la composición de iones y compuestos orgánicos en el agua de alimentación es estable. La variación de la resistencia  $R_t$  es muchas veces el factor responsable del colapso total de una membrana. El término  $R_t$  no incluye solamente la resistencia de la torta del filtro, que puede removerse con relativa facilidad por retrolavados sobre la membrana, sino que incluye también, la resistencia causada por la acumulación sobre la superficie de la membrana de biopelículas microbianas, capas de sales, y/o productos orgánicos precipitados que permanecen a pesar de los lavados y que agravan la operación con el tiempo (Schneider y Tsutiya, 2001).

### 2.3.1 Resistencia específica de la película ( $\alpha$ )

La disminución del flujo y los rechazos pueden explicarse al usar los modelos de disminución del flujo y resistencias específicas de la película. La resistencia específica de la película,  $\alpha$ , representa la resistencia hidrodinámica al flujo debida a la formación de una capa sobre la superficie de la membrana

actuando como membrana secundaria y será el único factor que determine el flux de permeado cuando el resto de los parámetros del sistema (tipo de membrana, área superficial, velocidad del flujo, etc.) se han fijado. De la ecuación 2-10 se puede calcular  $\alpha$ :

$$\frac{t}{V} = \left[ \frac{\mu R_m}{\Delta P} \right] + \left[ \frac{\mu \alpha SS}{2\Delta P} \right] V \quad (2-10)$$

en donde V es el volumen filtrado por unidad de área,  $\mu$  la viscosidad del fluido,  $R_m$  la resistencia hidrodinámica debida a la membrana y SS es la concentración de sólidos suspendidos en la solución de la alimentación. La gráfica de  $t/V$  vs. V da una línea recta con pendiente  $\mu\alpha(SS/2)\Delta P$  que será el índice de taponamiento de la membrana (MFI, por sus siglas en inglés) de donde  $\alpha$  puede despejarse y calcularse (Farizoglu y Keskinler, 2006).

#### 2.4 Taponamiento de membranas

El término taponamiento, o su equivalente en inglés *fouling*, son usados para describir la disposición y acumulación de constituyentes sobre la superficie de la membrana (taponamiento) afectando, por tanto, el flujo a través de la misma. El taponamiento es un parámetro muy importante en el diseño y la operación de sistemas de membrana ya que afecta las condiciones de operación, el costo del proceso y la acción misma del reactor biológico.

De acuerdo al tipo de material taponante, se reconocen cuatro categorías:

- a) Taponamiento debido al material inorgánico o *scaling*: causado principalmente por la acumulación de precipitados inorgánicos tales como hidróxidos de metales y compuestos recalcitrantes sobre la superficie de la membrana o dentro de la estructura del poro. Los precipitados se forman cuando la concentración de las especies químicas exceden sus concentraciones de saturación. Este fenómeno es de mayor interés en las membranas de ósmosis inversa y nanofiltración debido a que rechazan especies inorgánicas. Estas especies forman una capa concentrada en la interfase líquido-membrana, fenómeno referido como concentración y polarización.
- b) Material particulado y coloidal: Referido a las partículas inertes y coloides, tales como arenas y arcillas. En la mayoría de los casos, estos materiales no tapan la membrana totalmente, su acumulación sobre la superficie de la membrana puede removerse fácilmente con un retrolavado.
- c) Taponamiento biológico microbiano: Este taponamiento es resultado de la formación de biopelículas sobre la superficie de la membrana. Una vez que las bacterias se adhieren a la membrana, empiezan a multiplicarse y producir sustancias poliméricas extracelulares (SPE) para formar un gel viscoso, delgado e hidratado, sobre la membrana.
- d) Taponamiento orgánico: El taponamiento debido al material orgánico es el factor que parece intervenir más en la disminución del flux (Lahoussine-Turcaud y Wiwener, 1990).

### **2.4.1 Mecanismos de bloqueo**

Los tres factores que individualmente o en conjunto disminuyen la eficiencia de una membrana son:

- Compactación de la película taponante.
- Acumulación reversible del material retenido sobre la superficie de la membrana.
- Acumulación irreversible del material sobre la superficie de la membrana.

La formación de la película inicia con la retención de partículas con diámetro mayor al diámetro de los poros. Después de la formación de una primera capa, esta película actúa como una membrana adicional. La película no sólo crece por la incorporación de material particulado con diámetro mayor a los poros de la película, sino también por la incorporación de coloides, partículas y moléculas de tamaño incluso menor que los poros de la película que son retenidos por una variedad de procesos (adsorción, retención física en canales tortuosos, etc.) (Schneider y Tsutiya, 2001).

La teoría de bloqueo de membranas distingue cuatro mecanismos distintos de reducción del flujo.

- Bloqueo completo: cada partícula que entra en contacto con la membrana bloquea la entrada del poro sin que exista la sobreposición de solutos.
- Bloqueo interno: también se llama aumento de resistencia de la membrana y se debe a la deposición continua de partículas sobre toda la superficie, la deposición y la adsorción de las partículas bloquean el poro internamente y lo comprimen.
- Bloqueo aleatorio: cada partícula puede ser depositada en cualquier parte de la membrana. En este caso se permite la acumulación de partículas. Todas las partículas que penetran en el poro causan el bloqueo total.
- Bloqueo por la película: La resistencia a la filtración se debe a la acumulación del material sobre la superficie de la membrana y a la formación de la zona de concentración y polarización (Schneider y Tsutiya, 2001).

### **2.4.2 Efectos de los parámetros del proceso**

Los problemas de taponamiento de la membrana residen en entender la efectividad de los parámetros de filtración y su dependencia en la mecánica de fluidos involucrada con el taponamiento de la membrana. Existen numerosos parámetros que pueden influenciar el desempeño de la filtración. Estos incluyen: 1) los parámetros que identifican las condiciones de la filtración tal como la velocidad de flujo, la presión de filtración, la concentración de sólidos y la temperatura; 2) las características de la membrana que incluyen la morfología de la membrana, el tamaño de poro de la membrana y la carga de la

membrana; 3) la naturaleza de la suspensión particulada tal como, el tamaño y la distribución de tamaños, la carga superficial y la forma de la partícula.

#### **2.4.2.1 Efecto de la velocidad de flujo**

La mayoría de los investigadores ha demostrado que la velocidad del flujo es la variable de control en la deposición de la película y en el flux de filtración (Caki y Mikulasek, 1995, Chang y Hwang, 1994, Hwang *et al.*, 1996, Lu *et al.*, 1993, Romero y Davis, 1991, Wakeman y Tarleton, 1991). Los datos experimentales han demostrado que a velocidades de flujo altas se induce una película más delgada y, como resultado, la velocidad de filtración es mayor. Aunque a velocidades altas se incrementa el flux de partículas que llegan a la membrana, también se genera un esfuerzo cortante alto sobre la superficie de la película, reduciendo así la fracción de masa de las partículas depositadas sobre la membrana.

También se han reportado efectos contrarios de la velocidad de flujo sobre la velocidad de filtración (Lu y Ju, 1989, Mackley y Sherman, 1993, Tarleton y Wakeman, 1994, Wakeman y Tarleton, 1991). Estos investigadores han notado que la velocidad absoluta de la filtración puede decrecer al incrementar la velocidad del flujo debido a que los depósitos de la membrana que aparecen durante la microfiltración se forman de partículas finas presentes en la corriente de alimentación. El gradiente de velocidad axial que se genera a través del canal del flujo parece tener deposición preferencial por el material fino de la corriente de alimentación a la superficie. Esta clasificación ocurre debido a que las partículas más grandes en suspensión son capaces de migrar a mayor velocidad que las pequeñas. El resultado de este fenómeno de clasificación de la partícula es que las partículas más finas depositadas sobre la membrana forman una película que causa una resistencia más grande, reduciendo así el flujo del líquido permeado.

#### **2.4.2.2 Efecto de la presión de filtración**

Se ha demostrado que un incremento en la presión de filtración mejora la velocidad de esta operación. Esto aplica para suspensiones con tamaños de partículas relativamente grandes. En un sistema que opera en flujo cruzado el flux de permeado no es proporcional al gradiente de presión aplicado como se predice por la ley de Darcy. Es frecuente observar sólo pequeños incrementos en el flux para incrementos substanciales en la presión, especialmente para las suspensiones que contienen una alta proporción de sólidos finos (Lu y Ju, 1989). En estos casos, la presión sólo incrementa la velocidad de filtración dentro de un intervalo limitado. Por arriba de cierto valor, el incremento de la presión ya no afecta la velocidad de filtración debido a la formación de un depósito (película) altamente resistente y grueso (Romero y Davis, 1991). Tarleton y Wakeman (1994) reportaron que para la filtración de una suspensión con tamaños pequeños de partícula, se reduce el flux al incrementar la presión de filtración. También existen reportes para la microfiltración que indican que a presiones elevadas el taponamiento aumenta y no siempre se mejora el desempeño de la filtración (Chang y Hwang, 1994, Field *et al.*, 1995, Tarleton y

Wakeman, 1994). Baker *et al.* (1985) encontraron que para la filtración a una velocidad de flujo fija y variando la presión, la resistencia específica se presentaba a un mínimo de presión a la que llamaron crítica. Las presiones altas coincidieron con fluxes altos y grandes volúmenes filtrados y esto incrementó el potencial de captura de los sólidos finos en la película existente dando lugar a una resistencia específica alta. Las presiones bajas coincidieron con fluxes bajos dando lugar a que las partículas pequeñas que forman la película sobre la membrana incrementaran la resistencia específica. Estos cambios en la resistencia específica corresponden con los resultados de Wakeman y Tarleton (1991), en donde la filtración de partículas con tamaño mayor a los poros de las membranas entregó fluxes similares después de trabajar dos horas a las distintas presiones. Los fluxes similares se deben a distintos mecanismos como son el taponamiento de los poros por partículas finas y la formación de una capa sobre la superficie de la membrana.

#### **2.4.2.3 Efecto de la temperatura**

La temperatura tiene un efecto importante sobre el flux debido a que la temperatura reduce la viscosidad del líquido incrementando así el flux, en particular para las suspensiones con partículas pequeñas, ya que el movimiento Browniano es más intenso a altas temperaturas (Hwang *et al.*, 1996). Aunque al operar a altas temperaturas se mejora el flux, el costo energético asociado, necesita balancearse con los ahorros de energía del bombeo. Cuando la filtración está controlada por la resistencia de la membrana o por la resistencia de la película, se utiliza la relación de Stokes-Einstein (Bhave y Fleming, 1998). Cuando la concentración y polarización controla, el efecto de la temperatura sobre el flux dependerá de la relación entre el coeficiente de transferencia de masa a la fase líquida y la viscosidad. En estas situaciones como en muchas aplicaciones en la filtración, la dependencia del flux sobre la viscosidad puede ser no lineal (Zydney y Colton, 1986).

#### **2.4.2.4 Efecto de la concentración de sólidos**

Al incrementar la concentración de sólidos en la suspensión de alimentación el flux disminuye (Hwang *et al.*, 1996). Esto se debe principalmente a la alta viscosidad de la suspensión y a la alta transferencia de partículas depositadas sobre la membrana. Se ha observado que la película crece más rápido a elevadas concentraciones alcanzando más rápido un flux estable.

#### **2.4.2.5 Efecto de la cargas sobre la membrana y en la partícula**

Se sabe que la filtración de las partículas coloidales y el taponamiento de la membrana dependen de la carga sobre la superficie de la membrana (Childress y Elimelech, 1996). El efecto de la carga eléctrica sobre la membrana hace que los iones de la misma carga se repelan mientras que los de carga opuesta se atraigan.

Las partículas coloidales dispersas en una solución están cargadas eléctricamente gracias a sus características iónicas y características de bipolaridad. El desarrollo de una red de carga eléctrica sobre la superficie de la partícula puede afectar la distribución de iones en una región interfacial vecina y provocar un aumento de la concentración de iones con carga contraria a las partículas, cerca de la superficie. Cada partícula dispersa en una solución se rodea de iones cargados con carga opuesta que se denomina capa fija o capa de Stern. Fuera de esta capa fija, existen distintas composiciones de iones de polaridad opuesta, formando un área nebulosa, llamada capa difusa. De esta manera se crea una doble capa eléctrica en la región de interfase partícula-líquido. La doble capa consiste en dos partes: una región interna que incluyen iones unidos fuertemente a la superficie de la partícula y una externa, o región de difusión, donde la distribución de iones se determina por un balance de fuerzas electrostáticas y movimiento térmico aleatorio. De esta forma, el potencial en esta región decae con la distancia desde la superficie, hasta que a cierta distancia se vuelve cero. El potencial en donde se unen la capa difusa y la de Stern es conocido como el potencial Zeta.

El medio filtrante puede modificarse químicamente para dar lugar a un potencial zeta positivo. Los elementos con potencial zeta positivo tienen una ventaja importante: remueven organismos muy pequeños cargados negativamente, muy por debajo del intervalo de micrómetros. El mecanismo de eliminación es por medio de atracción electrostática y es efectiva en el agua teniendo en cuenta agua típica desmineralizada con intervalos de pH de 5-8. Debido a la naturaleza altamente porosa de la membrana, el área total de la membrana que contiene lugares de potencial zeta positivo es algunas veces mayor en magnitud que el área de filtración efectiva por lo que la capacidad de absorción electrostática de partículas finas y bacterias es muy alta.

#### 2.4.2.6 Efecto de la distribución de tamaño de partícula

En la filtración por flujo cruzado, sólo una fracción de las partículas presentes en la suspensión, se depositan sobre la superficie de la membrana. La distribución del tamaño de partícula tiene un papel importante en la determinación del tiempo necesario para alcanzar el estado estacionario (Song, 1998).

Muchos investigadores han tratado de establecer la influencia del tamaño de partícula en la resistencia de la película taponante. De acuerdo con la bien conocida ecuación de Carmen-Kozeny aplicada a la filtración convencional, la resistencia específica alfa ( $\alpha$ ) está en función del diámetro de la partícula ( $d_p$ ), de la porosidad de la película taponante ( $\epsilon$ ) y de la densidad de la partícula ( $\rho$ ) (Baker *et al.*, 1985):

$$\alpha = \left[ \frac{180(1 - \epsilon)}{(\rho \cdot d_p^2 \cdot \epsilon^3)} \right] \quad (3-11)$$

$$Rc = \alpha \cdot v \cdot C_b \quad (3-12)$$

$$R_c = \left[ \frac{180(1-\varepsilon)}{(\rho \cdot d_p^2 \cdot \varepsilon^3)} \right] * v * C_b \quad (3-13)$$

Entre más pequeño sea el tamaño del floculo, mayor es la resistencia de la película taponante. En general, el tamaño de partícula de un lodo activado está en el intervalo de 1.2 a 600  $\mu\text{m}$  (Jorand *et al.*, 1995). Sin embargo, el esfuerzo cortante que se genera con la bomba durante la filtración, hace que los sólidos se rompan generando coloides finos y células que forman una capa densa sobre la membrana (Kim *et al.*, 2001, Wisniewski y Grasmick, 1998). De acuerdo con Wisniewski *et al.* (2000), la suspensión producida después de que se rompe el floculo contiene partículas que tienen un tamaño de alrededor de 2  $\mu\text{m}$  dando lugar a la reducción del flux. Cicek *et al.* (1999 a, b) reveló que el diámetro promedio de las partículas en un sistema BRM estaban cerca de 3.5  $\mu\text{m}$  y el 97% de las partículas eran menores a 10  $\mu\text{m}$ , las partículas en el licor mezclado contenían floculos con tamaños entre 20 y 120  $\mu\text{m}$ . Los valores resultantes de  $\alpha$  del BRM al final de la operación se determinaron en  $2.4 \times 10^{15} \text{ mkg}^{-1}$  comparados con el valor inicial de  $2.1 \times 10^{12} \text{ m kg}^{-1}$ . Por otro lado, el tamaño del floculo en un BRM sumergido (20-40  $\mu\text{m}$ ) parece ser mayor al de un BRM externo (7-8  $\mu\text{m}$ ) debido al esfuerzo cortante reducido (Zhang *et al.*, 1997).

Se ha reportado también que la ruptura de floculo expone las SPE presentes dentro de la estructura del floculo e incrementa el nivel de SPE en la solución, dando lugar a un taponamiento de la membrana mas severo (Chang *et al.*, 2002). Además, el rompimiento del floculo también lleva a la pérdida de actividad biológica, cambios en la población microbiana y un decremento en la sedimentabilidad (Cicek *et al.*, 1999a, b).

El aumento del tamaño de partícula en la alimentación da como resultado fluxes altos. Esto se debe al hecho de que el esfuerzo cortante incrementa al incrementar el tamaño de partícula. Como resultado, el grosor de la película decrece (Chang y Hwang, 1994).

## 2.5 Limpieza de membranas

Como se ha mencionado con anterioridad, uno de los principales problemas en la operación con membranas es su taponamiento. Algunos materiales taponantes pueden removerse por medios hidráulicos tales como el retrolavado o tallado; la mayoría puede removerse por medios químicos tales como la limpieza química. La limpieza química es parte integral de un proceso de membranas y tiene un profundo impacto en el desempeño y economía del proceso. Varios agentes químicos pueden usarse para remover el material taponante de la membrana y restituir el flux. Los agentes que se usan comúnmente para la limpieza de membranas de ultrafiltración y microfiltración se muestran en la Tabla 2.3.

- **Cáusticos:** El hidróxido de sodio se usa generalmente para el taponamiento de membranas debido al material orgánico y microbiano. El hidróxido de sodio hidroliza y solubiliza un gran número de materiales orgánicos incluyendo los polisacáridos y las proteínas. La hidrólisis de

polisacáridos es la razón por la cual las membranas de celulosa tienen que usarse dentro de un intervalo limitado de pH. Las proteínas se hidrolizan y se convierten en péptidos. Las grasas y aceites también reaccionan con la sosa generando micelas solubles en agua (Liu *et al.*, 2006).

- **Oxidantes: La mayoría de los oxidantes para la limpieza de membranas incluyen el cloro y el peróxido de hidrógeno.** La oxidación de los polímeros orgánicos genera grupos funcionales que contienen más oxígeno tales como, cetonas, aldehídos, ácidos carboxílicos, entre otros. La oxidación incrementa la abundancia de grupos carboxílicos incrementando las cargas negativas de la materia orgánica a pH alcalinos debido a la disociación de estos ácidos, por lo que la oxidación reduce la adhesión del material taponante a las membranas debido a la repulsión electrostática (Liu *et al.*, 2006).
- **Ácidos y quelantes:** Los ácidos se usan principalmente para remover sales y dióxidos de metales. Cuando la membrana se tapa por óxidos de hierro, el ácido cítrico es muy efectivo porque no sólo disuelve los precipitados del óxido de hierro sino que también forma complejos con el hierro. Además, algunos componentes orgánicos tales como polisacáridos y proteínas también se hidrolizan. Si existe la coexistencia de cationes divalentes (calcio por ejemplo) con la materia orgánica, los “puentes de sales” causados por los cationes divalentes pueden dar origen a una película más densa y más adhesiva. La remoción de estos cationes divalentes por ácidos o quelantes tales como el EDTA pueden mejorar la limpieza de las membranas bloqueadas con material orgánico (Hong y Elimelech, 1997).
- **Surfactantes:** Los surfactantes son compuestos que tienen estructuras hidrofílicas e hidrofóbicas. Pueden formar micelas con las grasas, aceites y proteínas en el agua y, por lo tanto, ayudar con la limpieza de una membrana tapada con estos materiales. Algunos surfactantes pueden también interferir con las interacciones hidrofóbicas entre las bacterias y la membrana, pueden interrumpir las funciones de la pared celular bacteriana, por lo que los surfactantes se emplean para el taponamiento debido a la formación de la biopelícula (Liu *et al.*, 2006).

**Tabla 0-2. Categorías principales de los agentes químicos de limpieza de las membranas (Liu *et al.*, 2006)**

<b>Categoría</b>	<b>Función</b>	<b>Agente químico típico</b>
Caústicos	Hidrólisis, solubilización	NaOH
Oxidantes/Desinfectantes	Oxidación, desinfección	NaOCl, H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> , ácido peroxiacético
Ácidos	Solubilización	Ácido cítrico, ácido nítrico
Agentes quelantes	Quelación	Ácido cítrico, EDTA
Surfactantes	Emulsificante, dispersante	Surfactantes, detergentes

### **1.2.1 Interacciones entre el material taponante y la membrana**

La interacción electrostática y la interacción hidrofóbica-hidrofílica entre membranas y material taponante tiene un significado importante en el taponamiento de la membrana.

Las membranas en su superficie, poseen carga neutra o negativa cuando se encuentran en agua natural. Por otro lado, los coloides, las partículas y la materia orgánica disuelta también presentan cargas negativas, por lo que existe una tendencia a la repulsión electrostática entre las membranas y estos constituyentes.

Otras condiciones, además del pH, también pueden afectar las interacciones entre el material taponante y las membranas. Por ejemplo, la alta fuerza iónica de una solución puede comprimir la doble capa eléctrica de coloides, la cual puede reducir su repulsión hacia las membranas cargadas negativamente. Otro ejemplo son los cationes divalentes los cuales pueden neutralizar las cargas al actuar como “puentes de sal” entre una membrana cargada negativamente y otra especie cargada negativamente en el fluido. La limpieza de la membrana puede mejorar al incrementar la repulsión electrostática al incrementar la densidad de las cargas del material taponante.

Existe también una tendencia natural de atracción entre membrana y soluto con estructuras químicas similares. La atracción hidrofóbica resulta de las fuerzas de van der Waals entre moléculas. La adhesión hidrofóbica es un mecanismo importante de taponamiento por materia orgánica debido a su alto peso molecular en comparación con la densidad de su carga, dando lugar a un mayor potencial para la adhesión hidrofóbica. La hidrofobicidad incrementará con el incremento en peso molecular y la reducción en polaridad de las moléculas (Liu et al., 2006).

## CAPÍTULO 3

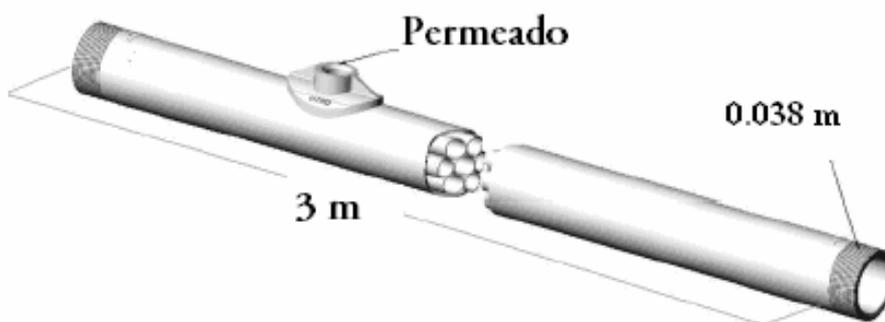
### METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

#### 3.1 Materiales

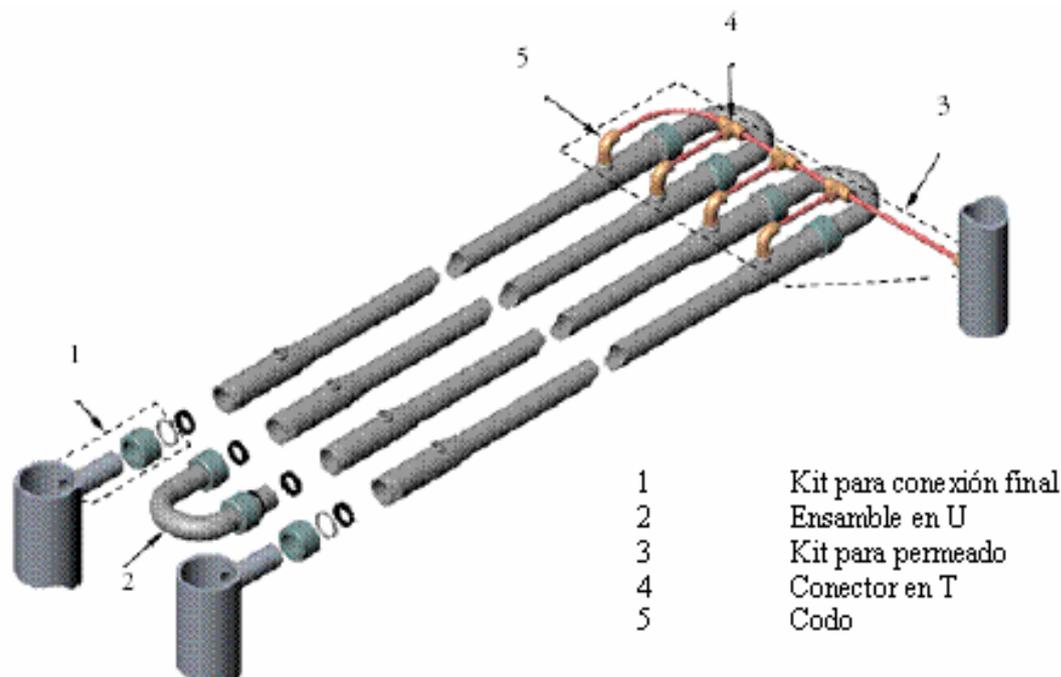
Para el experimento se utilizó un reactor anaerobio tipo “UASB” a escala piloto y se ubicó en la planta de tratamiento de agua residual de Ciudad Universitaria. El reactor se construyó en acrílico y se cubrió por la parte exterior con hojas de acero, el diámetro interno fue de 0.53 m con una altura de 4m; el nivel de agua se ubicó a 3.85 m, dando un volumen útil de 0.849m<sup>3</sup>.

El reactor estuvo provisto de una campana separadora de gas-sólido-líquido, construida en acrílico bajo las recomendaciones de diseño mencionadas más adelante. La campana se colocó a 0.45 m de la parte superior del reactor. Para el desalojo del biogás se contó con una manguera de 0.038m (1.5 pulgadas) de diámetro que salía por la parte superior del reactor (Figura 3-3).

Acoplada al reactor se colocó la unidad externa de membrana tubular de ultrafiltración fabricada por la empresa Koch Membrane Systems (EEUU) (Figuras 3-1 y 3-2). El arreglo constó de 6 módulos tubulares de 3 m de longitud cada uno (Figura 3-6), dando en conjunto el área necesaria para el filtrado requerido (5.02 m<sup>2</sup>). A su vez, cada módulo contenía 7 membranas tubulares de ultrafiltración con un diámetro de 0.0127m (0.5 pulgadas) dentro de un tubo de diámetro de 0.038m (1.5 pulgadas). El material de la membrana fue fluoruro de polivinildieno (FPVD) con tamaño de poro para partículas con peso molecular de 100 000 Da.



**Figura 0-1. Dimensiones del módulo. Membrana tubular de ultrafiltración. Koch Membrane Systems (EEUU)**



**Figura 0-2 . Conexiones para el arreglo en serie de los módulos tubulares Membrana tubular de ultrafiltración. Koch Membrane Systems (EEUU)**

### 3.2 Descripción del proceso

El reactor tipo “UASB” fue alimentado con agua residual tomada del influente de la Planta de Tratamiento de Ciudad Universitaria. Un caudal de 0.141 m<sup>3</sup>/h era introducido por la parte inferior mediante una bomba peristáltica, Masterflex I/P, modelo 77410-10. El agua pasaba a través del lecho de lodos granular que ocupaba aproximadamente 20% del volumen del reactor. El lodo utilizado en la inoculación del reactor fue lodo anaerobio proveniente de un reactor tipo “UASB” de una planta de tratamiento de agua residual de una industria recicladora de papel ubicada en Cuernavaca. Las pruebas efectuadas para su caracterización fueron actividad metanogénica, granulometría, sólidos suspendidos totales y volátiles (Anexo I).

El TRH para el sistema fue de 6 horas y el TRC tendió a infinito (sin purga), hasta alcanzar una altura de cama del 70% de la altura útil del reactor.

El efluente se colectó en la parte superior del reactor y se envió a la unidad externa de membrana de ultrafiltración. Esto se hizo mediante una bomba centrífuga horizontal de etapas múltiples marca Goulds, modelo 3AB2/GB de 2 h.p, que impulsó el flujo a 7.1 m<sup>3</sup>/h (31 gal/min) a través de la membrana, a una presión de 86 kPa. El permeado se colectó para su análisis y el retenido se recirculó al tanque colector de agua tratada (Figuras 3-3 y 3-4).

Figura 3-3. Esquema del proceso del biorreactor anaerobio de membrana, BRAM

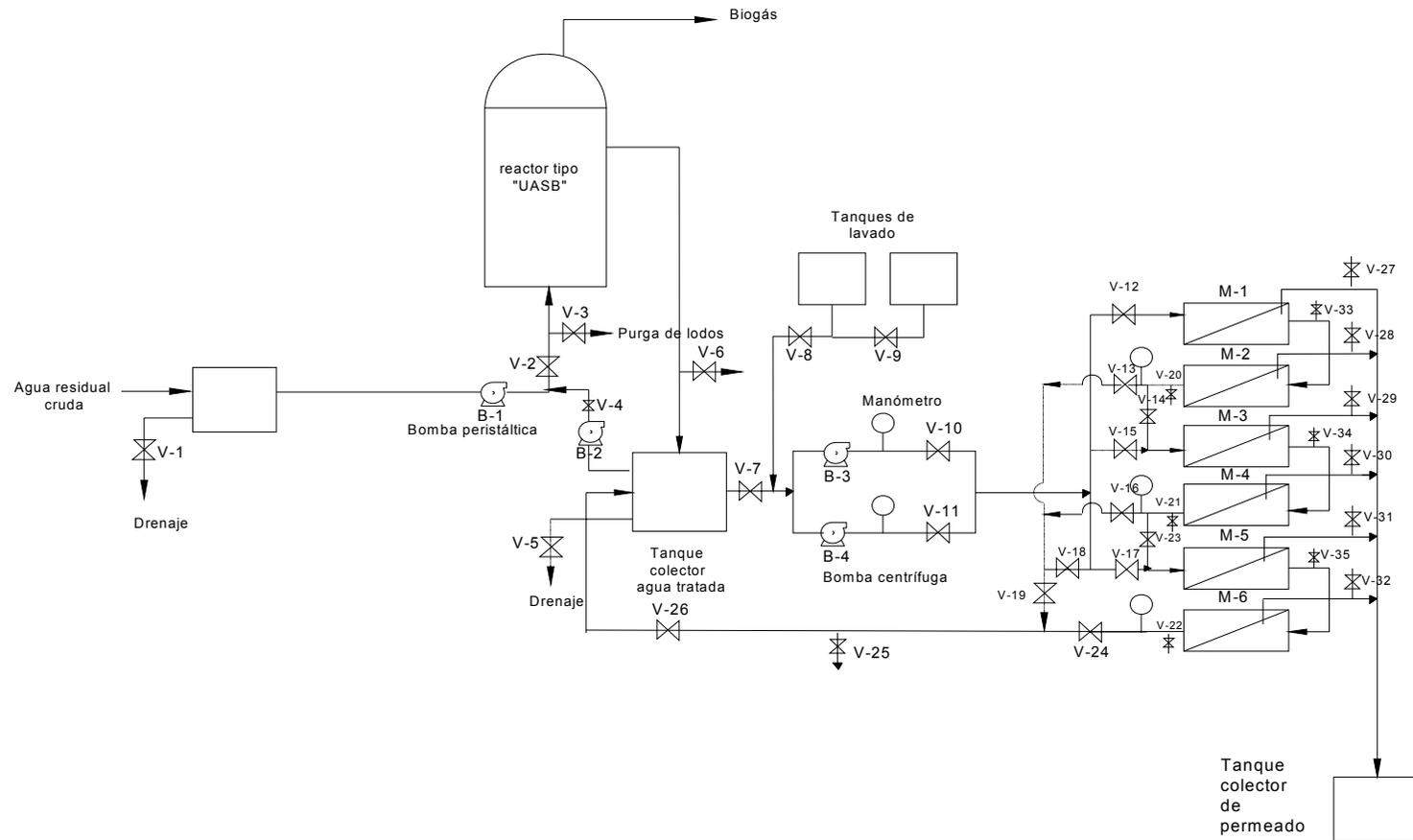


Figura 3-4. Fotografía del proceso del biorreactor anaerobio de membrana, BRAM



### **3.2.1 Diseño del biorreactor anaerobio de membrana (BRAM)**

#### **3.2.1.1 Biorreactor tipo “UASB”**

En la Tabla 3-1 se muestran las características del reactor tipo “UASB”. El reactor operó con un TRH de 6 horas el cual se encuentra dentro del intervalo adecuado para el buen funcionamiento del biorreactor (Figura 3-4).

**Tabla 0-1. Características del reactor tipo “UASB”**

<b>CARACTERÍSTICAS</b>	
Altura total	4 m
Altura útil	3.85 m
Diámetro	0.53 m
Área, $A_1$	$0.22 \text{ m}^2$
Volumen, $V_r$	$0.849 \text{ m}^3$
TRH	6 horas

Para calcular las variables importantes, a continuación se presentan las ecuaciones empleadas. Los datos se tomaron de los equipos construidos (Figura 3-5).

#### **Caudal de entrada (Q)**

$$Q = \frac{V_r}{TRH} = \frac{0.849 \text{ m}^3}{6 \text{ h}} = 0.141 \text{ m}^3 / \text{h}$$

#### **Velocidad ascendente ( $V_a$ )**

$$v_a = \frac{Q}{A_1} = \frac{0.141 \text{ m}^3 / \text{h}}{0.22 \text{ m}^2} = 0.640 \text{ m} / \text{h}$$

#### **Velocidad ascendente máxima ( $V_{a \text{ max}}$ )**

Área en zona de sedimentación ( $A_2$ ), ver Figura 3-5.

$$A_2 = 12.8 \text{ cm} * 35.7 \text{ cm} = 456.96 \text{ cm}^2 = 0.045 \text{ m}^2$$

$$v_{a \text{ max}} = \frac{Q}{A_2} = \frac{0.141 \text{ m}^3 / \text{h}}{0.045 \text{ m}^2} = 3.13 \text{ m} / \text{h}$$

#### **Velocidad ascendente en zona del espejo de agua ( $v_{a \text{ esp. agua}}$ )**

Área en zona del espejo de agua ( $A_3$ ), ver Figura 3-5

$$A_3 = 35.7 \text{ cm} * 35.7 \text{ cm} = 1274.49 \text{ cm}^2 = 0.1274 \text{ m}^2$$

$$v_{aesp.agua} = \frac{Q}{A_3} = \frac{0.141m^3/h}{0.1274m^2} = 1.10m/h$$

**Carga orgánica volumétrica del sistema (Bv)**

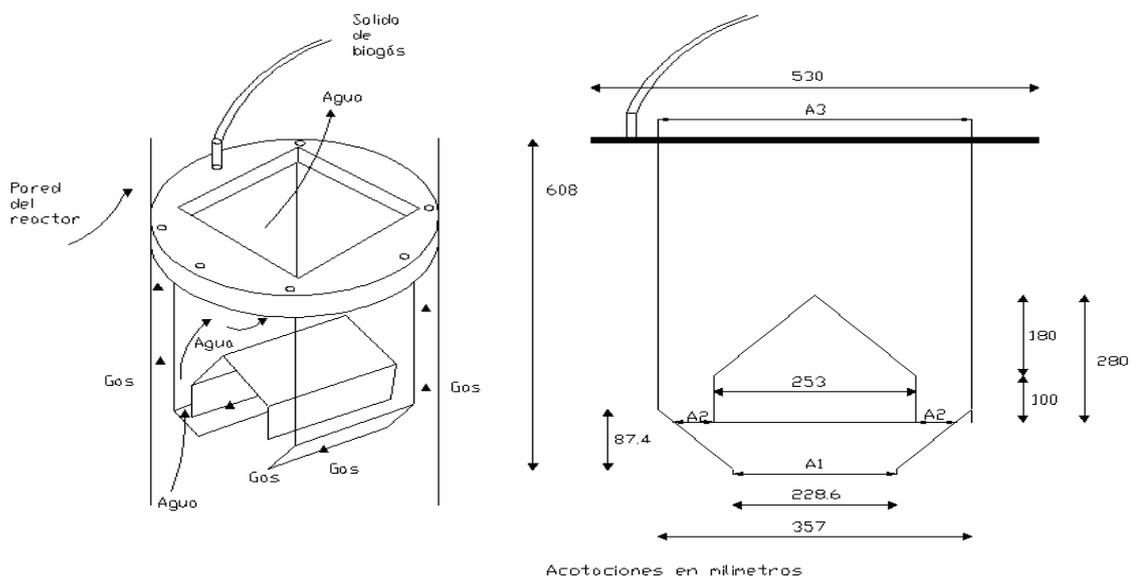
DQO<sub>s</sub>= 236 mg/L (Tabla I.7, Anexo I)

$$Bv = \frac{S * Q}{V_r} = \frac{236gDQOm^{-3} * 0.141m^3h^{-1}}{0.849m^3} = 39.19gDQOm^{-3}h^{-1} = 0.94kgDQO/m^3d$$

**3.2.1.2 Campana colectora de biogás**

Consideración:

- a) ángulo de 45° con respecto a la horizontal.
- b) Campana construida en acrílico para evitar corrosión.



**Figura 0-2. Esquema de la campana colectora de biogás**

**3.2.1.3 Membrana de ultrafiltración**

Las características de la membrana y sus límites recomendados de operación se presentan en las Tablas 3-2 y 3-3, respectivamente.

**Tabla 0-2. Descripción de la membrana por módulo (Koch Membrane Systems, EEUU)**

Material de la membrana	PVDF
Tipo de membrana	Tubular ultra-filtración
Área de la membrana	0.837 m <sup>2</sup>
Corte molecular	100,000 Dalton (nominal)
Longitud	3 m

**Tabla 0-3. Límites recomendados de operación de acuerdo con el fabricante (Koch Membrane Systems, EEUU)**

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



**Figura 0-3. Módulos tubulares de membranas**

**Área superficial de membrana requerida,  $A_m$**

Suponiendo un flux de 30 L/m<sup>2</sup>h

$$A_m = \frac{Q}{J_p} = \frac{141.5 Lh^{-1}}{30 Lm^{-2}h^{-1}} = 4.716 m^2$$

**Número de módulos de membrana requeridos**

$$\frac{4.716 m^2}{0.837 m^2 / \text{módulo}} = 5.63 \approx 6 \text{ módulos}$$

### **3.3 Metodología de experimentación**

#### **3.3.1 Operación con agua destilada**

Como actividad preliminar, se determinó el flux inicial proporcionado por la membrana sin taponarse a distintas PTM. Para esta operación se adaptó un tramo de membrana a una instalación en el laboratorio como se muestra en la Figura 3-7, alimentada con agua destilada. Las presiones estuvieron dentro del intervalo propuesto para esta membrana: 69, 138, 207, 276, 345, 414, 483 kPa, (0.689, 1.378, 2.067, 2.756, 3.445, 4.134, 4.823 bar). Se corrió la prueba con cada presión durante 30 minutos, cuantificando el flux cada 5 minutos. La misma prueba se efectuó posteriormente en el reactor piloto, pero con agua potable (20°C) a fin de corroborar la recuperación del flux inicial.



**Figura 0-4. Ensayo de ultrafiltración con agua destilada en el laboratorio**

#### **3.3.2 Influencia de la velocidad de flujo ( $v$ ) y la presión transmembrana (PTM) sobre el flux de permeado**

Se evaluó la influencia de la velocidad de flujo y la presión transmembrana sobre el flux de permeado. Con el fin de evaluar el efecto individual de cada factor y la interacción de ambos factores se empleó un diseño 3 x 7 aplicando tres velocidades distintas (0.5, 1.5, 2.25 m/s) y 7 presiones transmembrana (69, 138, 207, 276, 345, 414 y 483 kPa). Estas pruebas se llevaron a cabo en la instalación piloto utilizando el efluente del tipo "UASB". Cada prueba se corrió por duplicado durante 1 hora midiendo la variable de respuesta flux ( $L/m^2h$ ) cada 5 minutos. Para realizar esta prueba, se fijaba la velocidad y se incrementaba la presión a los valores deseados, mediante el cierre parcial de la válvula de salida de la unidad de membranas.

#### **3.3.3 Operación del biorreactor anaerobio de membrana, BRAM**

El BRAM se operó durante un tiempo total de 5 meses. La operación comprendió el arranque y estabilización del reactor tipo "UASB", la cual tuvo una duración de 2 meses y la operación acoplada a las membranas con una duración de 3 meses. El reactor tipo "UASB" operó bajo las condiciones mencionadas con anterioridad ( $Q= 0.141 m^3/h$  y  $TRH=6 h$ ). Es necesario

señalar que este caudal no fue el obtenido como corriente de permeado de los módulos de membranas, ya que la reducción del flux llevó a un valor menor, como se presentará posteriormente.

El sistema de membranas se alimentó bajo las condiciones de operación seleccionadas en la etapa preliminar, como se verá más adelante ( $v = 2.25$  m/s, PTM= 86.18 kPa). El ciclo de operación se fijó en 5 días, tiempo en el cual se garantizó que el flux mínimo no fuera menor a 8L/m<sup>2</sup>h según la recomendación del proveedor.

Las válvulas previstas en el diseño del BRAM permitieron operar el sistema en serie y en paralelo de modo que pudieron limpiarse ciertos módulos al mismo tiempo en que se operaban los restantes. El arreglo de operación del BRAM se muestra en la Tabla 3-4.

**Tabla 0-4. Estrategia de operación y limpieza del BRAM**

Condiciones de operación	Membranas en operación	Membranas en limpieza	Seguimiento	Tiempo de operación
Sistema en serie (M1-M2- M3-M4- M5-M6) Qbomba=7.1m <sup>3</sup> /h $v = 2.25$ m/s PTM= 86.18 kPa	M3-M4 M5-M6	M1-M2	Flux de permeado	5 días de operación
	M1-M2 M5-M6	M3-M4	Presión transmembrana	
	M1-M2 M3-M4	M5-M6		

### **3.3.4 Determinación del tamaño de partícula**

La determinación del tamaño de partícula se realizó en muestras del tanque colector del efluente tipo "UASB" que correspondieron a 4 de 5 días de un ciclo de operación del BRAM.

A fin de obtener la distribución del tamaño de partícula para todo el ciclo de operación, se empleó un dispersor de luz láser rojo Argón-Neón, instalado en el Centro de Física Aplicada y Tecnología Avanzada (CFATA) de la UNAM.

### **3.4 Limpieza de membranas**

La limpieza química fue parte integral de la operación y tuvo un impacto significativo en el proceso. La elección del agente de limpieza estuvo en función del material taponante y de la membrana como se explica en los apartados siguientes.

### 3.4.1 Selección del agente químico para la limpieza de las membranas

Estudios previos demostraron que el principal material taponante es material orgánico (Herrera-Robledo, 2007). Es sabido también que para la microfiltración y ultrafiltración, el taponamiento inorgánico debido al fenómeno de concentración y polarización es mucho menos profundo, pero puede existir debido a las interacciones entre iones y otros materiales taponantes (polímeros orgánicos) vía enlace químico. Se comparó el efecto del hipoclorito de sodio NaClO (100, 200, 300 ppm), de la sosa NaOH (0.025%) y de dos mezclas NaOH-EDTA (0.025-0.05% y 0.003-0.05%) en la remoción del material taponante. Se probaron las distintas soluciones en membranas después de un ciclo de 1 día de operación. Las soluciones de limpieza se mantuvieron con un valor de pH entre 9.5 y 10, cuidando siempre de no exceder el intervalo determinado para las membranas (2-10). El pH se ajustó utilizando una solución de HCl 1 M cuando fue necesario. La limpieza se llevó a cabo bajo las mismas condiciones de operación utilizadas durante el filtrado del efluente del reactor tipo "UASB". A las membranas usadas durante 24 horas de operación se les realizó un enjuague con agua del permeado durante 15 segundos, después, se hizo pasar la solución con el agente químico midiendo la recuperación del flux cada 10 minutos hasta recuperar el flux inicial. Se realizó un último enjuague después de la limpieza química con agua del permeado durante 15 segundos para así utilizarlas nuevamente en el proceso. La eficiencia de remoción de la solución de limpieza se evaluó mediante el criterio de porcentaje de recuperación del flux (Liikanen *et al.*, 2001). El porcentaje de recuperación del flux está definido por la ecuación (3-1):

$$\text{recuperación del flujo (\%)} = \frac{J_{wc}}{J_{wi}} \times 100 \quad (3-1)$$

En donde  $J_{wc}$  (L/m<sup>2</sup>h) es el flux obtenido después del proceso de limpieza y  $J_{wi}$  (L/m<sup>2</sup>h) es el flux inicial de la membrana limpia.

### 3.4.2 Ciclos de limpieza de las membranas

Una vez seleccionado el agente químico de limpieza, se efectuaron varios ciclos de limpieza. El tiempo de limpieza en los 5 primeros ciclos de operación fue de dos horas y, posteriormente, se incrementó a 3 y 4 horas.

## 3.5 Puntos para el control del proceso y pruebas analíticas

Los puntos de muestreo y control son los siguientes:

- a. Influyente del biorreactor de membrana.
- b. Efluente del biorreactor tipo "UASB"
- c. Flujo del permeado

En la Tabla 3-5 se muestran las pruebas que se efectuaron en cada uno de estos puntos así como la frecuencia de medición y la técnica analítica empleada para ello.

**Tabla 0-5. Pruebas analíticas efectuadas en los puntos de control del proceso**

<b>INFLUENTE CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL</b>	<b>TÉCNICA ANALÍTICA</b>	<b>FRECUENCIA DE MEDICIÓN</b>
DQO <sub>T</sub> (mgO <sub>2</sub> /L)	APHA, AWWA, WPCF (1999) HACH	Tres veces por semana
DQO <sub>S</sub> (mgO <sub>2</sub> /L)	APHA, AWWA, WPCF (1999)	
ST (mg/L) STV (mg/L) STF mg/L SST mg/L SSV mg/L SSF mg/L SDT mg/L	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Coliformes fecales NMP/L	NMX-AA-42-1987	Una vez cada mes
Huevos de helmintos HH/L	Anexo de NOM-001-ECOL-1996	Una vez cada mes
N-NH <sub>3</sub> mg/L	Spectroquant Test Amonio en cubetas. Catálogo 1145590001. Fotómetro Spectroquant ® Nova 60	Tres veces por semana
Fósforo total (mg/L)	Spectroquant Test Fósforo total en cubetas. Cat. 14729. Fotómetro Spectroquant ® Nova 60	Tres veces por semana
<b>EFLUENTE DEL BIORREACTOR TIPO "UASB"</b>		
DQO <sub>T</sub> (mgO <sub>2</sub> /L)	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
DQO <sub>S</sub> (mgO <sub>2</sub> /L)	APHA, AWWA, WPCF (1999)	
ST (mg/L) STV (mg/L) STF (mg/L) SST (mg/L) SSV (mg/L) SSF (mg/L) SDT (mg/L)	APHA, AWWA, WPCF (1999)	
Distribución del tamaño de partícula	Dispersión de luz dinámica	Una vez
Coliformes fecales NMP/L	NMX-AA-42-1987	Una vez cada mes
Huevos de helmintos HH/L	Anexo de NOM-001-ECOL-1996	Una vez cada mes

**Tabla 0-6. Pruebas analíticas efectuadas en los puntos de control del proceso (Continuación)**

<b>EFLUENTE DEL BIORREACTOR TIPO "UASB"</b>	<b>TÉCNICA ANALÍTICA</b>	<b>FRECUENCIA DE MEDICIÓN</b>
N-NH <sub>3</sub> mg/l	Spectroquant Test Amonio en cubetas. Catálogo 1145590001. Fotómetro Spectroquant ® Nova 60	Tres veces por semana
Fósforo total (mg/L)	Spectroquant Test Fósforo total en cubetas. Cat. 14729. Fotómetro Spectroquant ® Nova 60	Tres veces por semana
Turbiedad ( UTN )	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Diariamente
Conductividad (µMho)	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Diariamente
<b>FLUJO PERMEADO</b>		
DQO <sub>T</sub> (mgO <sub>2</sub> /L)	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
DQO <sub>S</sub> (mgO <sub>2</sub> /L)	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
ST (mg/L) STV (mg/L) STF (mg/L) SST (mg/L) SSV (mg/L) SSF (mg/L) SDT (mg/L)	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Tres veces por semana
Distribución del tamaño de partícula	Dispersión de luz dinámica	Una vez
Coliformes fecales NMP/L	NMX-AA-42-1987	Una vez cada mes
Huevos de helmintos HH/L	Anexo de NOM-001-ECOL-1996	Una vez cada mes
N-NH <sub>3</sub> mg/L	Spectroquant Test Amonio en cubetas. Catalogo 1145590001. Fotómetro Spectroquant ® Nova 60	Tres veces por semana
Fósforo total (mg/L)	Spectroquant Test Fósforo total en cubetas. Cat. 14729. Fotómetro Spectroquant ® Nova 60	Tres veces por semana
Turbiedad ( UTN )	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Diariamente
Conductividad (µMho)	APHA, AWWA, WPCF (1999)	Diariamente

Los instrumentos utilizados para llevar a cabo alguno de los análisis de la tabla anterior fueron:

- Fotómetro Spectroquant ® Nova 60.

- Bloque digital de calefacción para DQO Hach. Modelo DRB200.
- Dispersor de luz, laser rojo-argón-neón, Modelo BI-APD, Brookhaven Instruments Corp.,  $\lambda$  633 nm, tamaños de partícula de 2  $\mu$ m, %e de 3-5%.
- Turbidímetro: Hach Modelo 2100<sup>a</sup>.
- Medidor de oxígeno disuelto YSI Mod. 58.

### **3.6 Análisis estadísticos**

En el Anexo I se presenta el análisis estadístico de los resultados obtenidos en la evaluación de los parámetros de operación del BRAM. Se incluyen también las tablas de datos de sólidos, DQO total y soluble en las 3 corrientes del BRAM.

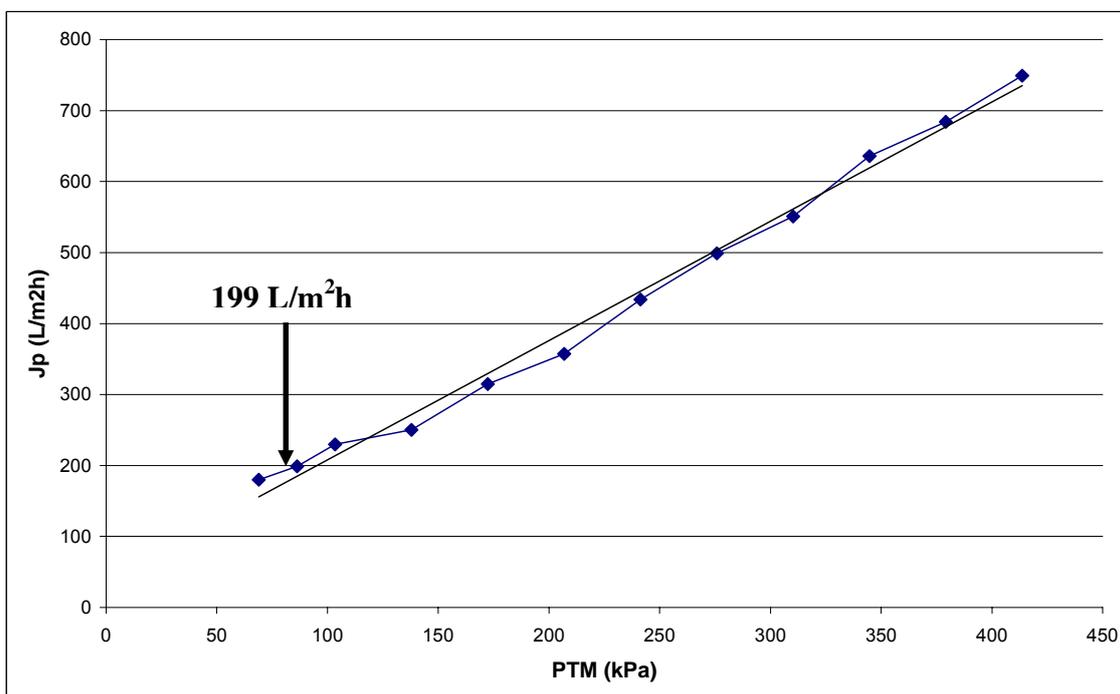
En el Anexo II se muestra el diagrama de flujo del proceso para la planta propuesta en la evaluación económica. El diagrama corresponde a una planta que trata 32m<sup>3</sup>/d. Los cálculos de diseño y consumo de insumos se presentan también aquí.

CAPÍTULO 4

DISCUSIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

4.1 Operación con agua destilada

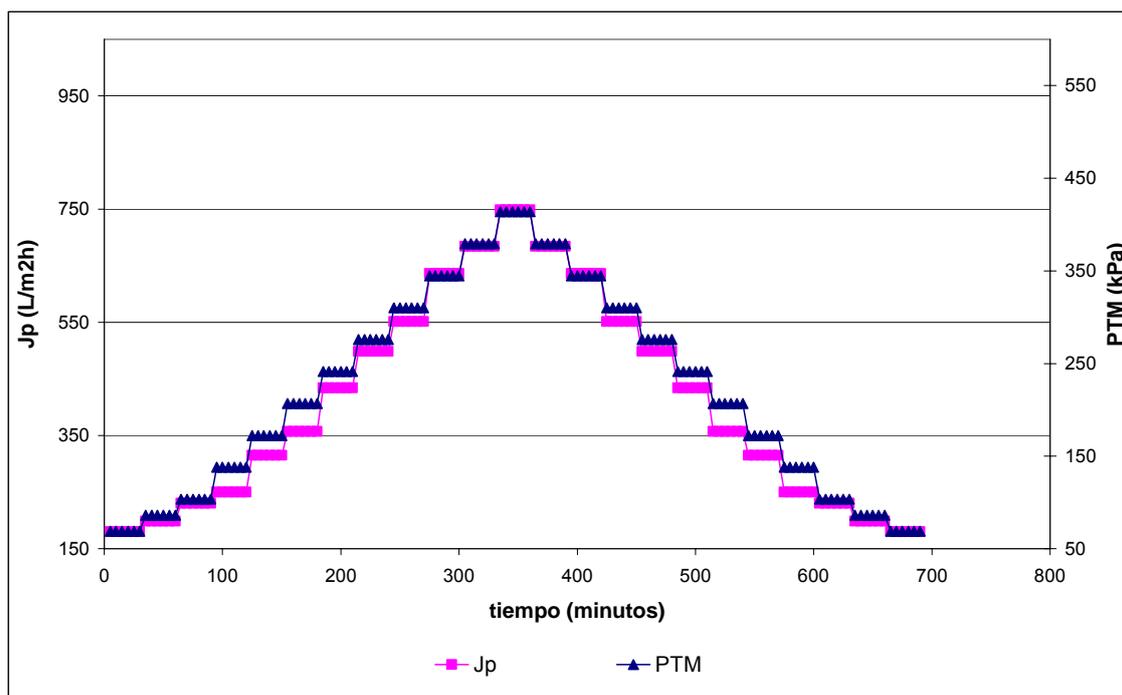
Mediante esta prueba se determinó el flux en una membrana limpia a distintas presiones, PTM. Durante la filtración con agua destilada en escala de laboratorio (Figura 0-1), se observó que existe una relación lineal entre la PTM y el  $J_p$  tal como lo describe la ecuación propuesta por Darcy (ecuación 2-8) para una membrana limpia.



**Figura 0-1. Relación lineal entre el  $J_p$  y la PTM obtenida al filtrar agua destilada**

El valor del flux de agua limpia sobre la membrana virgen obtenido a la presión de operación del sistema (87 kPa), se identificó en 199 L/m<sup>2</sup>h. Este valor fue utilizado para evaluar la recuperación del flux en la limpieza de la membrana, pues la reducción del flux de agua limpia indica el taponamiento irreversible de la membrana.

El flux obtenido a las distintas PTM permaneció estable durante todo el intervalo de prueba y tampoco se notó variación en la PTM durante éste (Figura 4-2). Debido a que la presencia de sólidos en el agua destilada es nula, el fenómeno de taponamiento no se presenta, por lo que la resistencia que gobierna sólo será la resistencia debida a la membrana.



**Figura 0-2. Caracterización del flux a distintas presiones- ultrafiltración con agua destilada**

#### 4.2 Interacción de la velocidad de flujo y de la presión transmembrana y su influencia sobre el flux de permeado.

Se evaluó, a escala piloto y con efluente tratado por el reactor tipo “UASB”, el desempeño de la membrana aplicando tres velocidades distintas (0.5, 1.5, 2.25 m/s), dentro de los intervalos recomendados (Beaubien *et al.*, 1996). Se generaron curvas de flux *versus* PTM para cada velocidad. Las pruebas se iniciaron con la velocidad de flujo mayor y la menor PTM. El flux obtenido para cada presión se midió en intervalos de 1 hora. En la Figura 0-3 se muestra el efecto sobre el flux de permeado al aplicar distintas velocidades de flujo.

Un análisis de varianza demostró que tanto la velocidad como la PTM tienen un efecto significativo en el flux de permeado (Anexo I). En esta figura se puede observar que se obtienen fluxes mayores para todo el intervalo de presiones al incrementar la velocidad de flujo. Esto se debe a que la turbulencia generada reduce la precipitación de sólidos ya que el esfuerzo cortante arrastra el material que pudiera depositarse sobre la superficie de la membrana, minimizando así el taponamiento (Choi *et al.*, 2005).

Se identificaron, también, dos regímenes distintos de presión que caracterizan a la operación con membranas, estos son, la presión dependiente (bajas presiones) y la independiente (presiones altas). En la parte dependiente los fluxes son más o menos proporcionales a la presión aplicada. En la zona de presión independiente, los fluxes están dictados principalmente por la resistencia de la película taponante que se forma sobre la superficie de la

membrana (Visvanathan *et al.*, 2000). La PTM sugerida para operar el sistema se encuentra en el régimen dependiente (68.94 a 206.84 kPa).

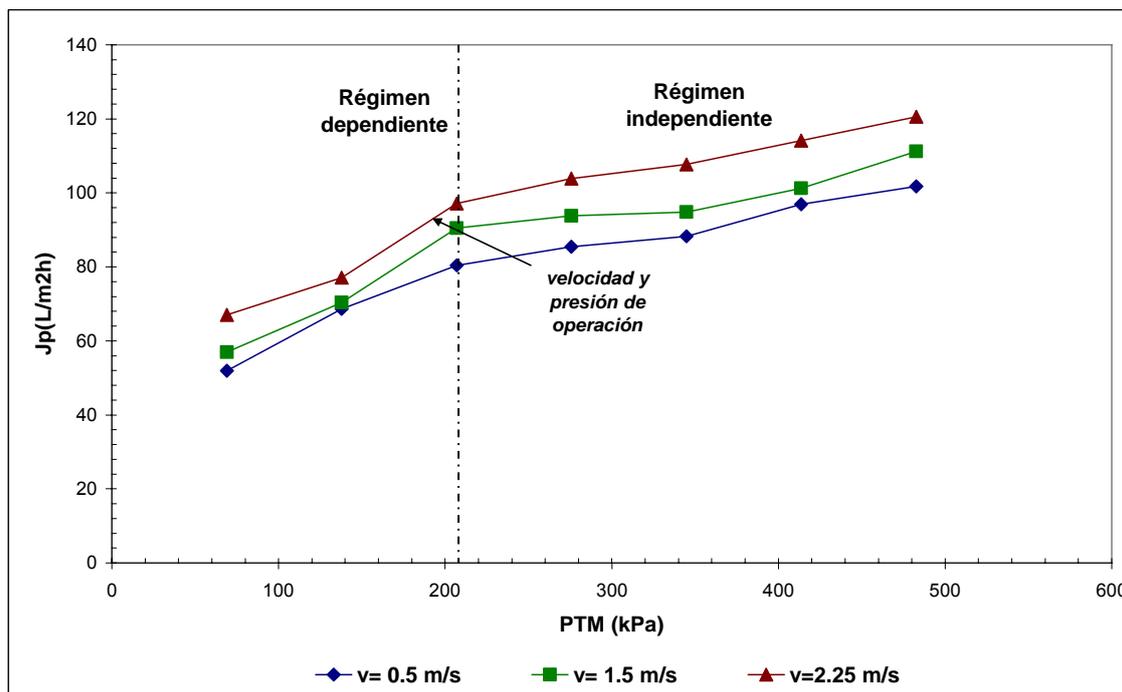


Figura 0-3. Efecto de la velocidad y la PTM sobre el flux

#### 4.3 Influencia de la presión transmembrana (PTM) sobre la disminución del flux.

La operación económica del sistema de membranas depende de la capacidad de garantizar un flux alto con la presión de operación más baja posible, durante largos períodos de tiempo, sin pérdida de eficiencia. Es evidente que a mayores presiones se obtienen fluxes más grandes, sin embargo, la tendencia al taponamiento, aumenta.

La Figura 0-4 presenta el comportamiento del flux a distintas PTM.

Al inicio de la filtración, el flux de permeado decrece rápidamente y, conforme avanza el tiempo, el sistema alcanza un estado estacionario dando un flux más o menos constante. Este fenómeno se presenta para todo el intervalo de presiones probadas.

Para una mejor visualización, en la Figura 0-5 se muestra el porcentaje de disminución de flux ( $J_p$ ) normalizado entre el flux inicial correspondiente ( $J_o$ ), cuando el sistema fue operado a las condiciones mostradas en la Figura anterior.

Con este manejo de los datos, se observa que al operar el sistema a bajas presiones el porcentaje de taponamiento mínimo fue del 31.5%. Cuando el sistema operó a presiones mayores el taponamiento máximo que se obtuvo fue del 51.73%. La disminución de flux observada en 69 y 138 kPa mostró tener un

comportamiento similar. Cuando la presión se incrementó a 207 kPa se notó una reducción significativa (43%) la cual se incrementó al operar bajo PTM mayores.

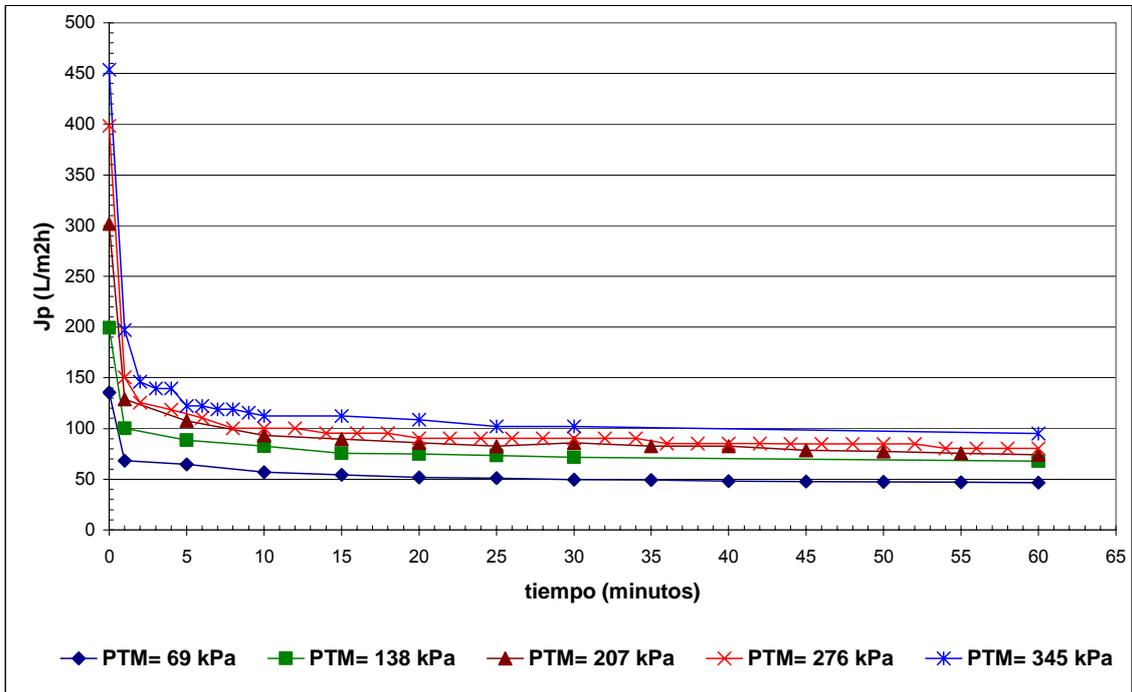


Figura 0-4. Disminución del flux aplicando distintas PTM

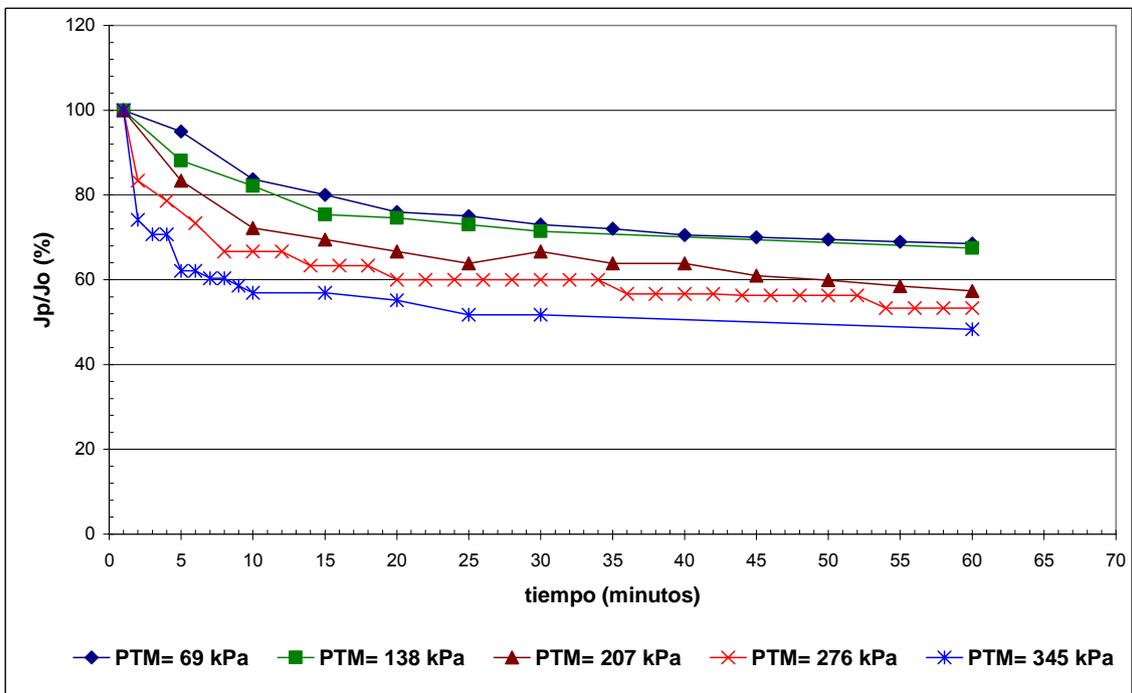


Figura 0-5. Disminución de flux ( $J_p$ ) normalizado entre el flux inicial ( $J_o$ ) a distintas PTM

Con base en lo anterior, para la operación del BRAM se seleccionó un punto intermedio entre 69 y 138 kPa. La PTM que se pudo obtener en el sistema con ayuda de las válvulas de retorno fue de 87 kPa.

El decremento del flux observado en cada presión, ocurre debido a que la presión aplicada en la filtración por membrana influencia la compresibilidad de la película taponante que se forma sobre la membrana incrementando así la resistencia causada por ésta. Esto confirma que al incrementar la PTM y su flux de permeado resultante, el taponamiento también incrementa significativamente como otros autores lo demuestran (Smith *et al.*, 2006).

#### **4.3.1 Determinación de la resistencia específica de la película taponante para cada presión.**

El mecanismo de reducción del flux se puede explicar a partir del análisis de gráficos de reducción de flux en función del tiempo y de modelos de resistencia específica de la película taponante. La resistencia específica ( $\alpha$ ) que representa la resistencia hidrodinámica al flujo debido a la capa que se forma sobre la membrana, se calcula con la ecuación 2-10:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu * Rm}{\Delta P} + \frac{\mu * \alpha * SS}{2 * \Delta P} * V \quad (2-10)$$

En la Figura 4-6 se grafica el inverso del flux versus V para las distintas presiones. Se consideró la parte recta en donde la pendiente es el índice de taponamiento de la membrana (MFI, por sus siglas en inglés) y como el MFI es igual a  $(\mu * \alpha * SS / 2 * \Delta P)$  entonces pudo calcularse  $\alpha$ .

El comportamiento de la gráfica se ajusta al modelo que describe como principal mecanismo de bloqueo la formación de una película taponante sobre la membrana. El comportamiento en cada curva es similar. Al inicio de la filtración, el flux de permeado decrece rápidamente, causado por la gran transferencia de sólidos creando una capa sobre la superficie de la membrana. Los incrementos de presión hacen que la capa se comprima de modo que conforme avanza el tiempo el sistema alcanza un estado estacionario dando un flux constante (Farizoglu y Keskinler, 2006).

En la Figura 0-7 se muestra el cambio de  $\alpha$  para las distintas PTM. Se puede observar en esta figura que los valores de  $\alpha$  aumentan al incrementar la PTM. La resistencia mínima obtenida a 69 kPa fue de  $3 \times 10^{11}$  m/kg, este valor incrementó al aumentar la PTM alcanzando un valor máximo de  $1.4 \times 10^{12}$  m/kg. Estos incrementos en  $\alpha$ , concuerdan con los resultados reportados por otros autores. Farizoglu y Keskinler (2006) registraron cambios en  $\alpha$  al incrementar la PTM de 50 kPa a 200 kPa, el valor mínimo de  $\alpha$  fue de  $1.5 \times 10^9$  m/kg llegando a  $6.5 \times 10^9$  m/Kg, este comportamiento se debió a que las presiones altas coincidieron con un flux de permeado alto rindiendo grandes volúmenes filtrados, incrementando el potencial de captura de partículas finas en la capa existente dando lugar a resistencias específicas más altas.

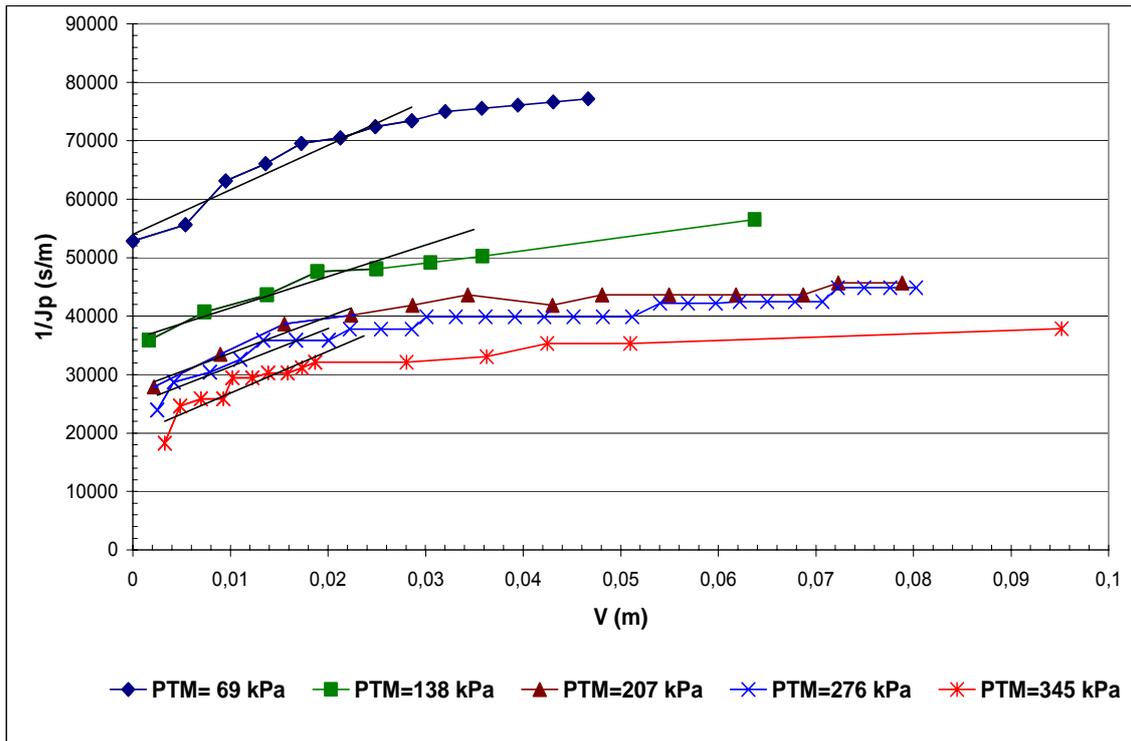


Figura 0-6. Inverso del flux vs V para las distintas presiones

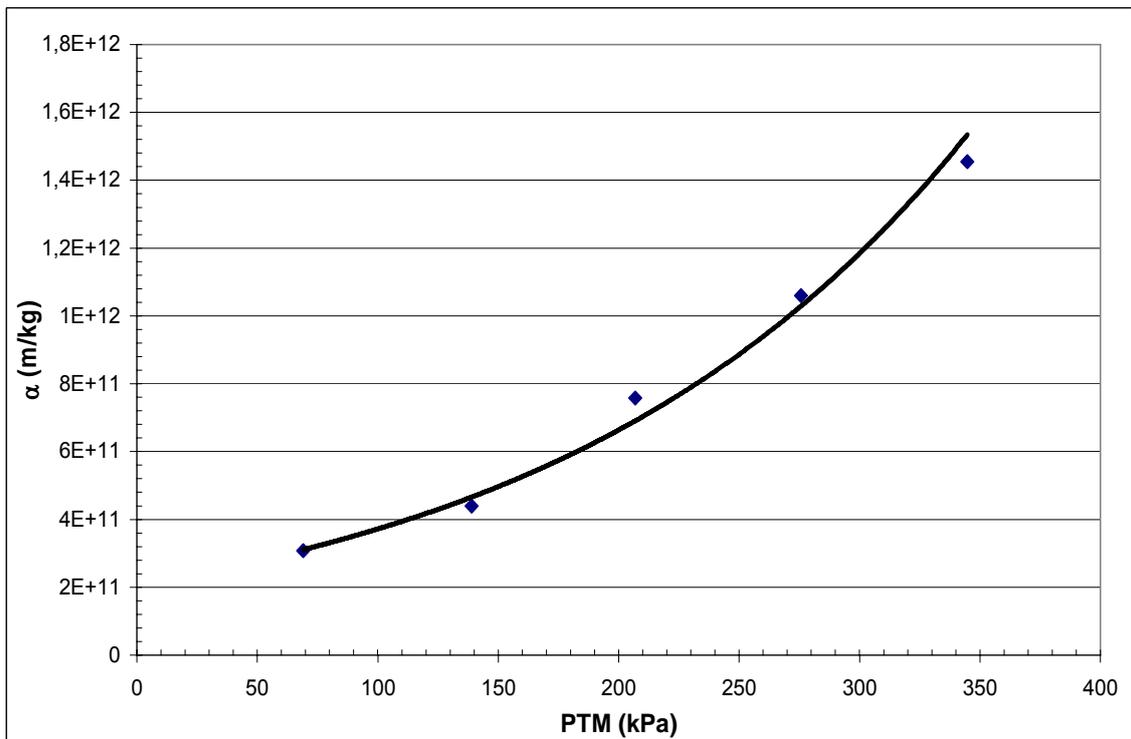


Figura 0-7. Cálculo de alfa para distintas PTM

#### 4.4 Operación del sistema a largo plazo

##### 4.4.1 Arranque y estabilización del reactor tipo "UASB"

El reactor tipo "UASB" operó bajo las condiciones de operación mencionadas con anterioridad ( $Q_{in} = 0.141 \text{ m}^3/\text{h}$  y  $TRH = 6 \text{ h}$ ). La evolución del arranque del equipo piloto se siguió mediante la evaluación de los parámetros como temperatura, pH, alcalinidad, SST, SSV, DQO total y soluble.

La temperatura durante el arranque y estabilización del reactor se registró entre 18-20 °C (Figura 0-8).

El influente presentó pequeñas variaciones en el pH manteniéndose dentro del intervalo óptimo (6.8 – 7.2) para llevar a cabo la biodegradación anaerobia (Figura 0-9).

La relación de alcalinidades que presentó el sistema se encuentra entre un intervalo adecuado de 0.6 a 0.7 (Figura 0-10).

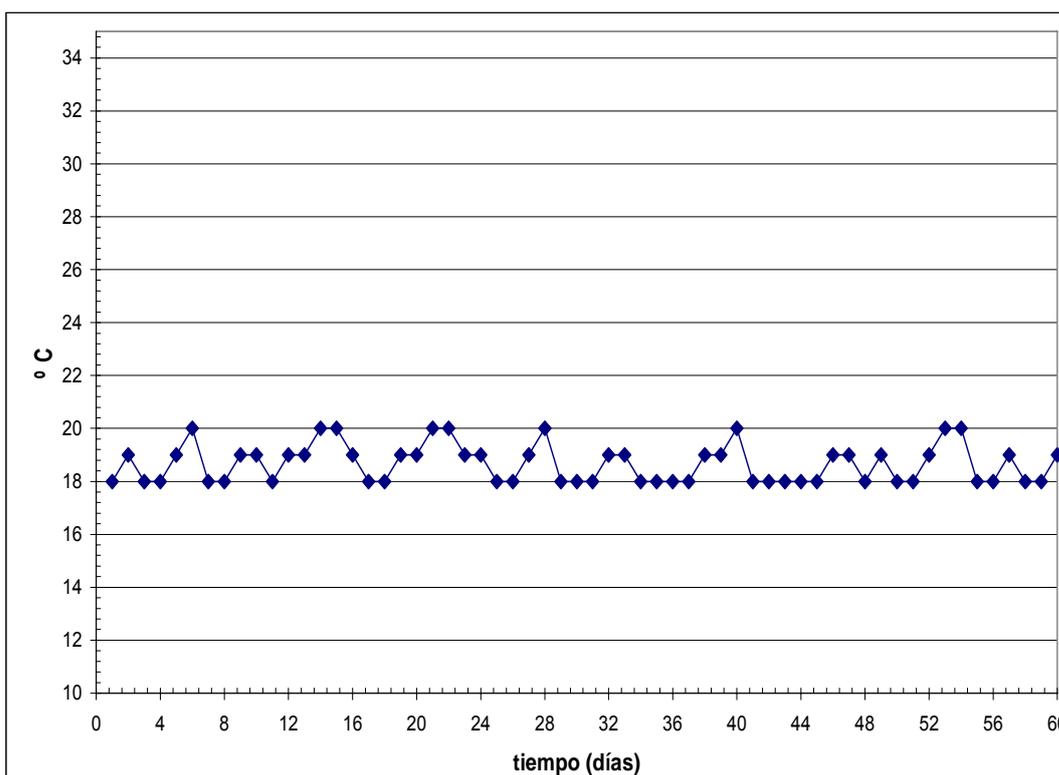


Figura 0-8. Perfil de temperatura del efluente del reactor tipo "UASB"

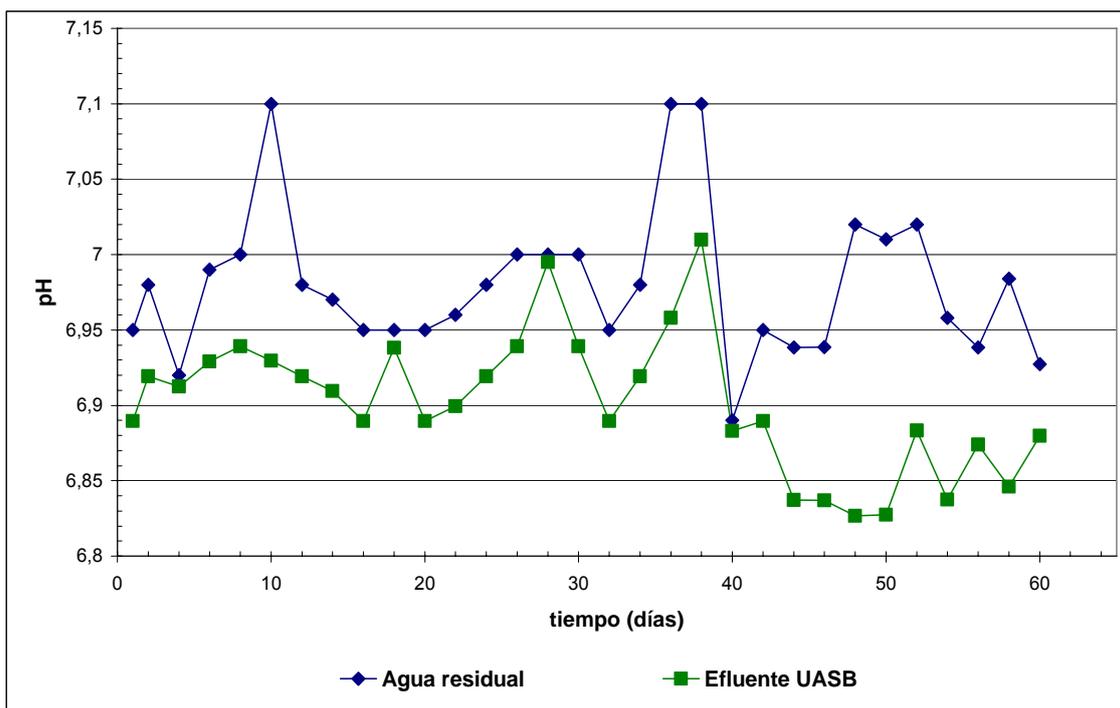


Figura 0-9. Variación de pH en el influente y efluente del reactor tipo "UASB"

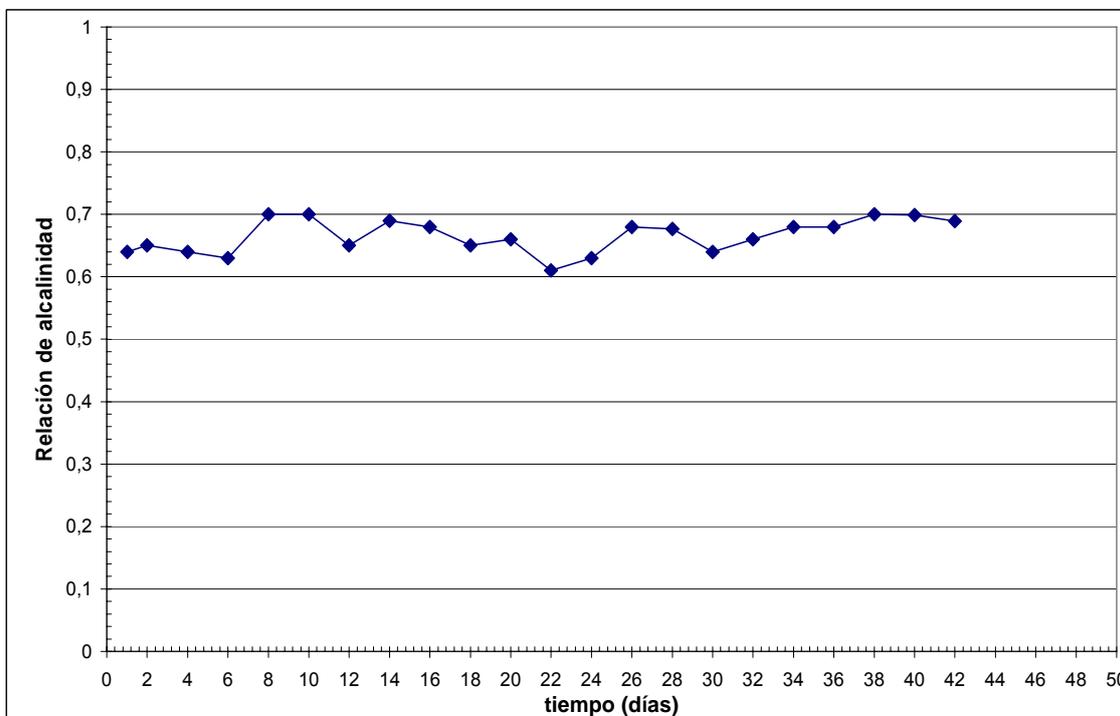
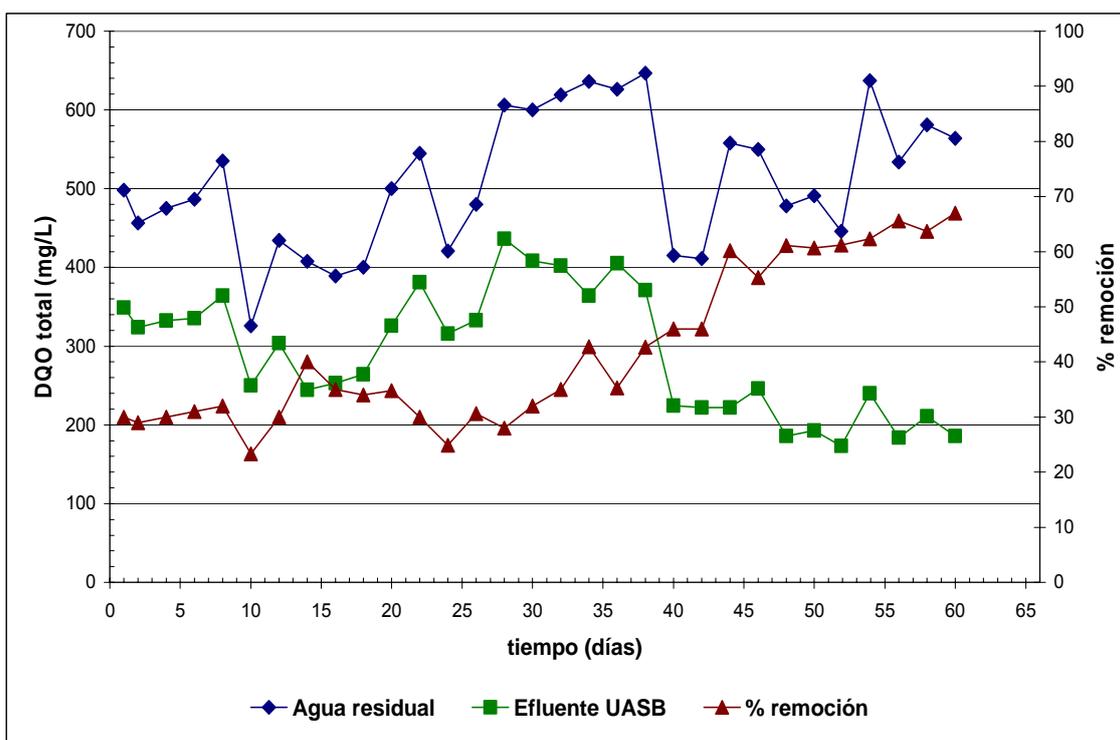


Figura 0-10. Relación de alcalinidades en el efluente del reactor tipo "UASB"

La remoción de DQO total y soluble indicó cuando el reactor alcanzó su estabilidad. Las Figuras 4-11 y 4-12 muestran la variación de DQO en el influente y efluente del reactor así como el porcentaje de remoción obtenido.

Como se aprecia en la Figura 0-11, después de aproximadamente 40 días de operación el efluente del reactor tipo “UASB” presentó concentraciones finales de DQO total alrededor de 206 mg/L, lo que representa una remoción del 68%, manteniéndose más o menos constante.



**Figura 0-11. Porcentaje de remoción y variación de la concentración de DQO total a la entrada y salida del biorreactor**

De igual forma la concentración final de DQO soluble en el efluente del reactor fue de 120 mg/L representando una remoción de aproximadamente el 50% como se muestra en la Figura 4-12.

Los sólidos suspendidos totales y volátiles también fueron un parámetro importante para determinación de la estabilidad del reactor. La Figura 0-13 muestra la variación de SST. Se obtuvieron concentraciones finales de 50 mg/L en el efluente del reactor correspondientes a una remoción del 68%.

Por su parte se registró una remoción cercana al 70% de SSV (Figura 0-14) lo que corresponde a concentraciones que se mantuvieron alrededor de 43 mg/L.

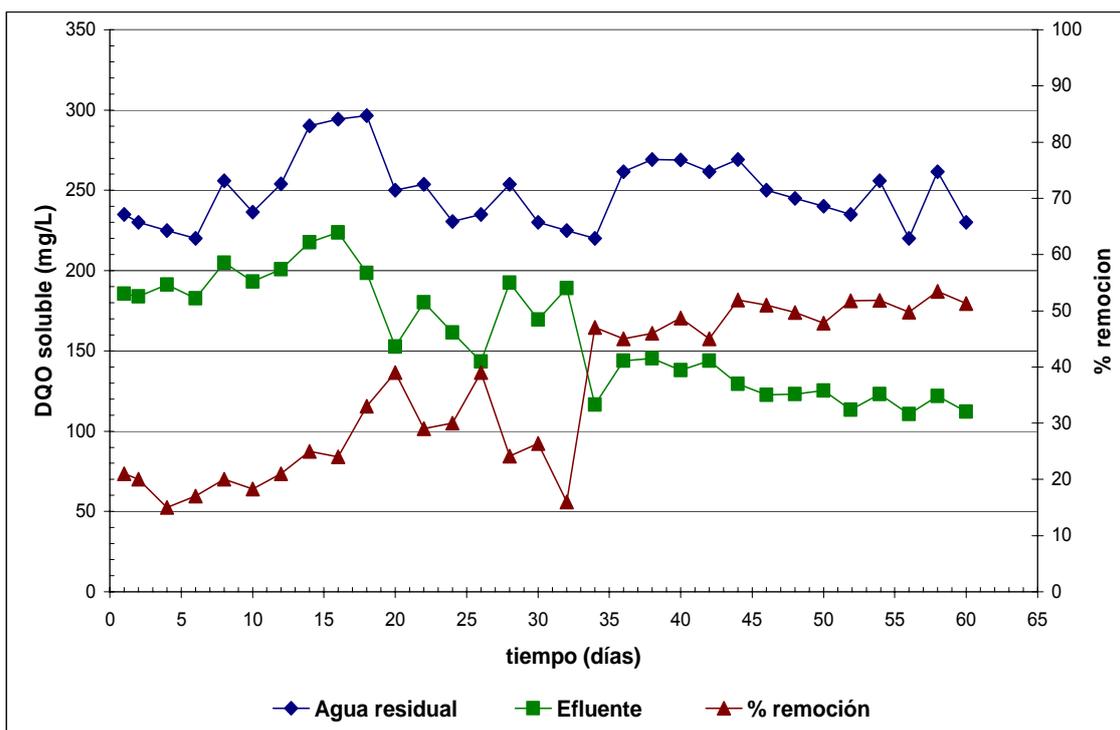


Figura 0-12. Porcentaje de remoción y variación de la concentración de DQO soluble

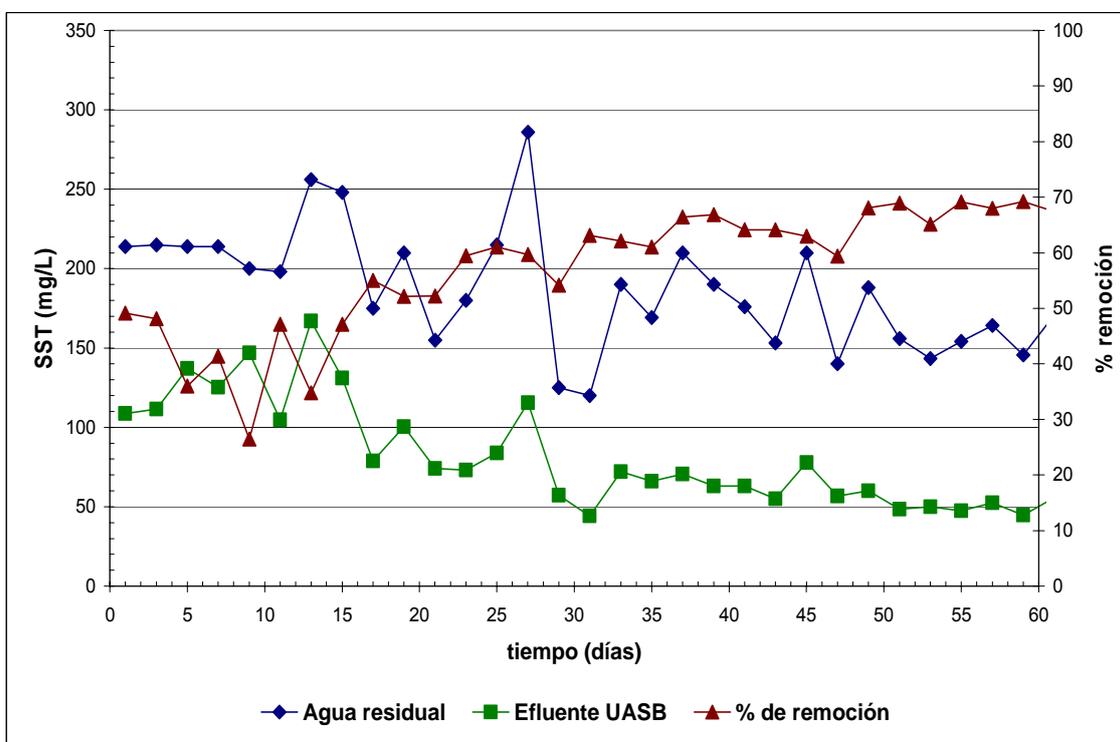
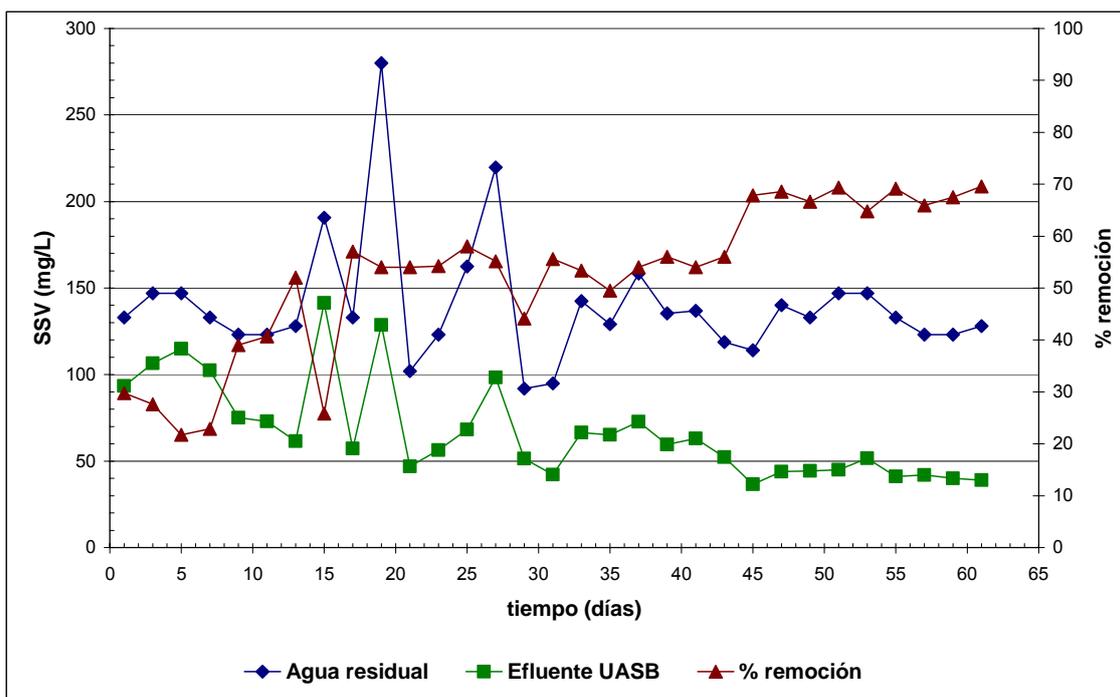


Figura 0-13. Porcentaje de remoción y variación de SST en el influente y efluente del reactor tipo "UASB"



**Figura 0-14. Porcentaje de remoción y variación de SSV en el influente y efluente del reactor tipo “UASB”**

**4.4.2 Evaluación del desempeño del conjunto reactor anaerobio y de la unidad de membrana (BRAM).**

La operación del sistema de membranas inició hasta que el reactor tipo “UASB” alcanzó su estabilidad removiendo alrededor del 50% de DQO soluble y 68% de SST, lo que se consideró a partir del día 60 de operación. La temperatura del agua en el efluente del reactor se mantuvo entre 19 y 22°C. El flujo de alimentación a las membranas fue de 7.1 m<sup>3</sup>/h lo que resultó en una velocidad de flujo dentro de las membranas tubulares de 2.25 m/s y una PTM de 87 kPa.

En la Figura 4-15 se muestran las variaciones de DQO total en el influente y efluente del reactor tipo “UASB” y del permeado.

Se registró una amplia fluctuación en la concentración de DQO total del influente, el valor promedio fue de 445 ± 138 mg/L. El reactor tipo “UASB” presentó remociones más o menos constantes durante todo el tiempo de operación (70%). El sistema completo alcanzó una remoción del 93 %, con una concentración de salida de 33 ± 8 mg/L.

La Figura 0-16 muestra la variación en la concentración de DQO soluble para los tres puntos del sistema. La concentración promedio de DQO soluble en el influente fue de 236 ± 20 mg/L. El reactor tipo “UASB” removió el 54 % de ésta, con valor promedio de 109 ± 17 mg/L. La remoción de DQO soluble para todo el sistema fue del 88% que corresponde a una concentración de 27 ± 7 mg/L.

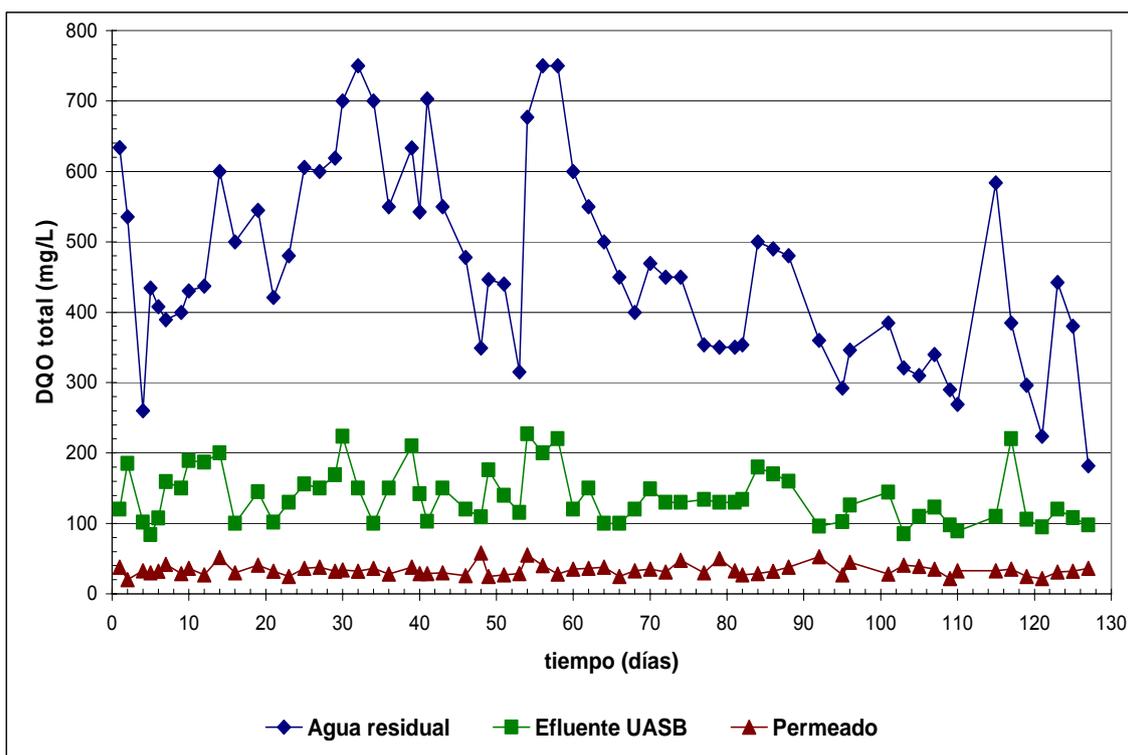


Figura 0-15. Concentración de DQO total en tres puntos del arreglo reactor tipo “UASB”-membrana

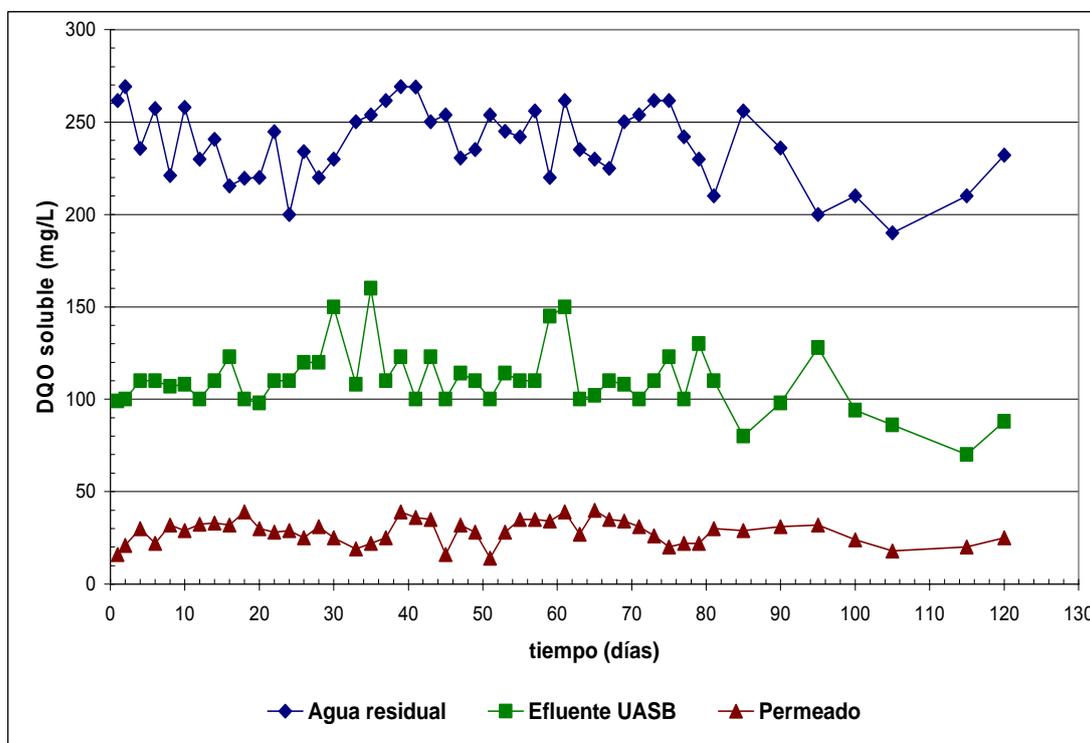
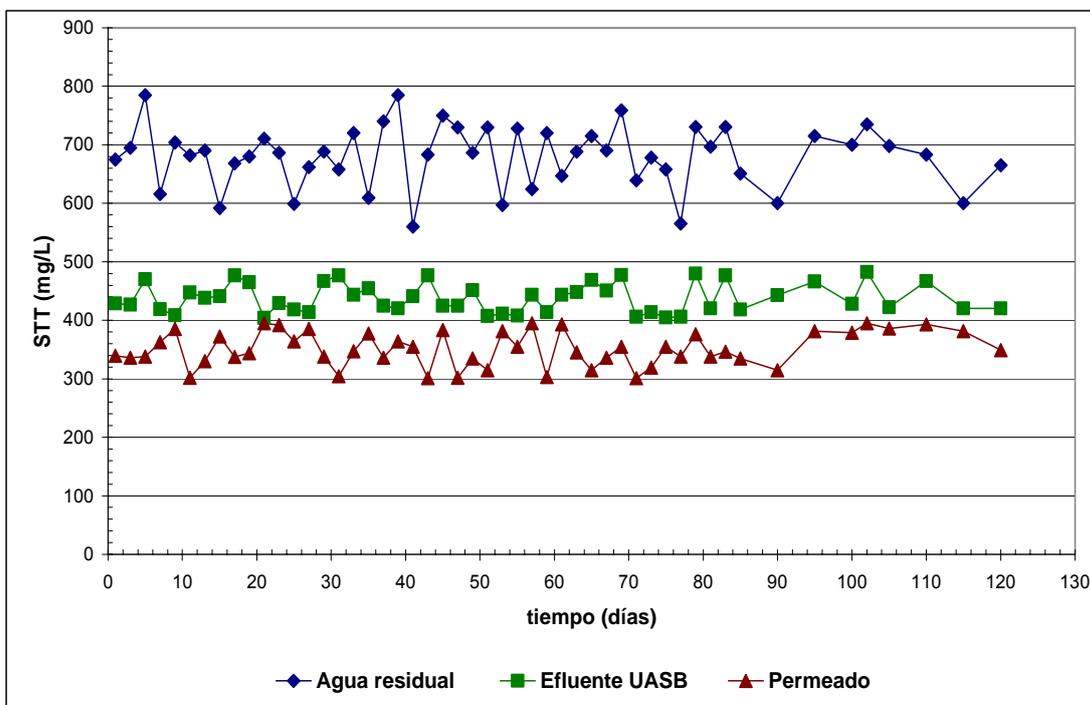


Figura 0-16. Concentración de DQO soluble en tres puntos del arreglo reactor tipo “UASB”-membrana

El comportamiento del sistema en la remoción de los sólidos totales se muestra en la Figura 0-17. Se obtuvieron valores promedio de  $698 \pm 32$  mg/L en el influente, de  $437 \pm 25$  mg/L en la salida del reactor tipo "UASB" y al pasar por las membranas disminuyeron a  $350 \pm 29$  mg/L lo que representa una remoción global del 50%.



**Figura 0-17. Variación de STT en el influente, efluente del reactor tipo "UASB" y membranas**

La variación en la concentración de STV se muestra en la Figura 0-18, con un promedio en el influente de  $352 \pm 33$  mg/L, de  $162 \pm 17$  mg/L en el efluente del tipo "UASB", que la unidad de membranas disminuyó a un promedio de  $113 \pm 13$  mg/L, lo que significa una remoción total del sistema del 67%.

La unidad de membranas debe ser eficiente en la remoción de sólidos suspendidos y coloides. En relación con los primeros, se obtuvo una remoción total, al no detectarse esta forma de sólidos en el permeado. En la Figura 4-19 se muestra la variación de los SST. El efluente del reactor tipo "UASB" presentó una concentración promedio de  $44 \pm 6$  mg/L, quedando claro que la membrana removi6 los sólidos que el reactor biol6gico no retir6. Este parámetro cumpliría plenamente con el límite máximo permisible establecido para SST en la NOM-003-SEMARNAT-1997 (NOM, 1998).

Las Figuras 4-20 y 4-21 muestran las remociones de los SDT y SDV.

Se obtuvieron remociones bajas con respecto a los sólidos disueltos totales. La concentración promedio de SDT en el efluente del reactor tipo "UASB" fue de  $393 \pm 25$  mg/L lo que representa una remoción del 26% mientras que para todo el sistema la remoción fue del 34%.

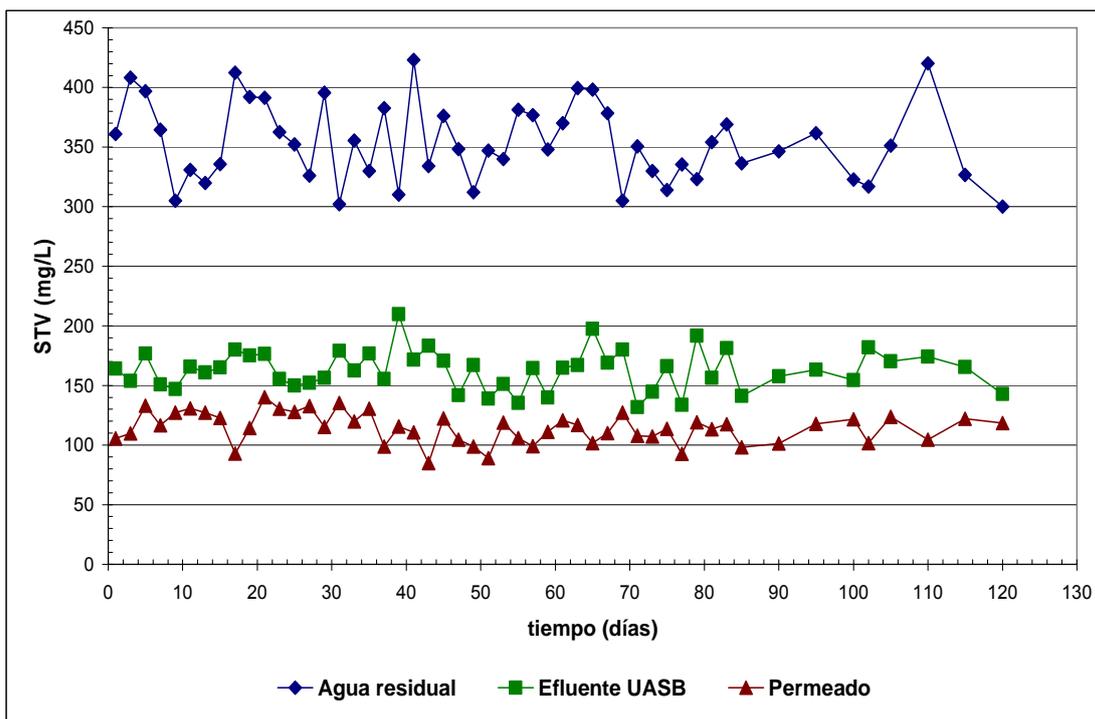


Figura 0-18. Variación de STV en el influente, efluente del reactor tipo “UASB” y membranas

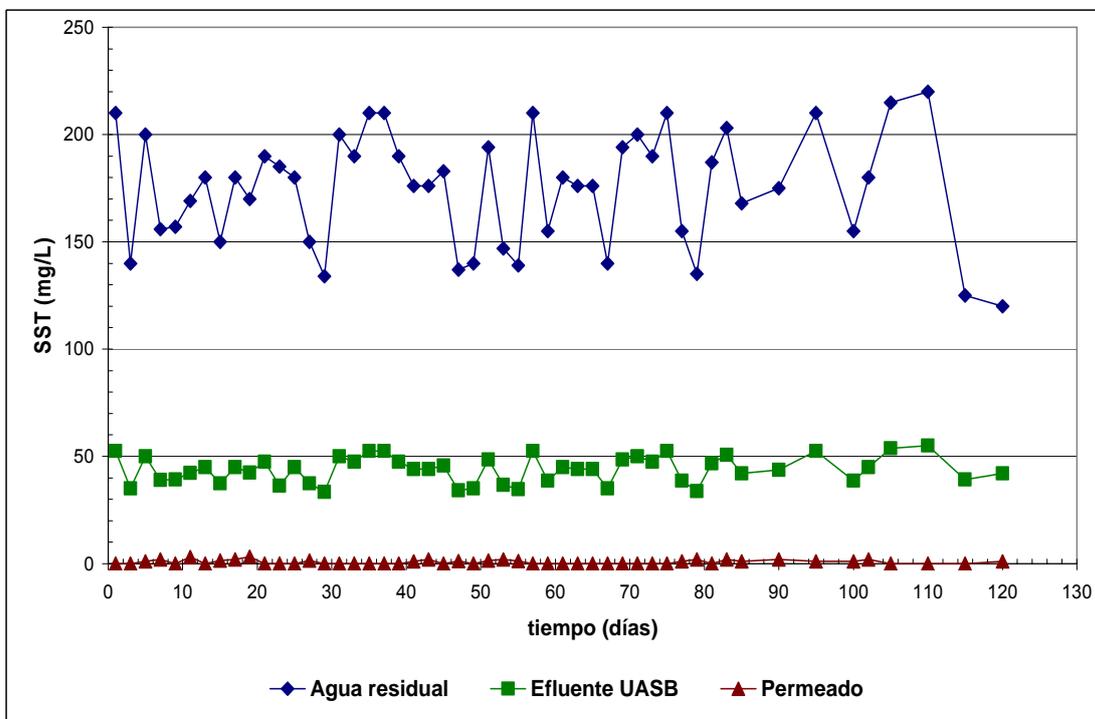


Figura 0-19. Variación de SST en el influente, efluente del reactor tipo “UASB” y membranas

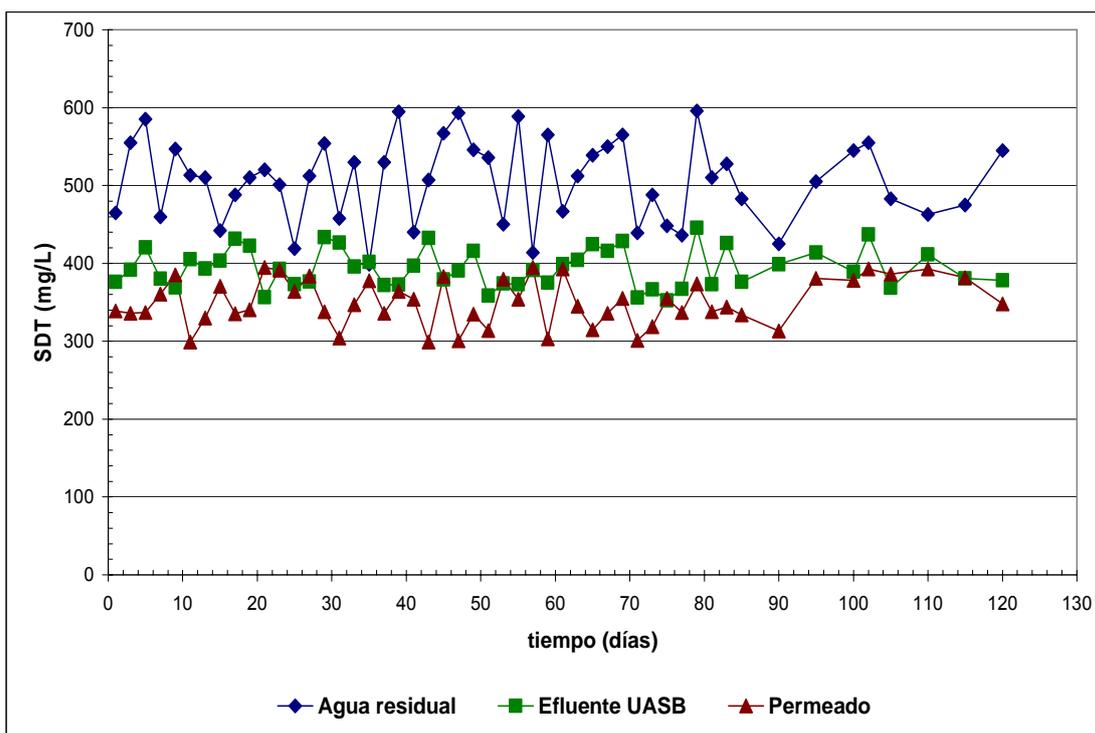


Figura 0-20. Variación de SDT en el influente, efluente del reactor tipo “UASB” y membranas

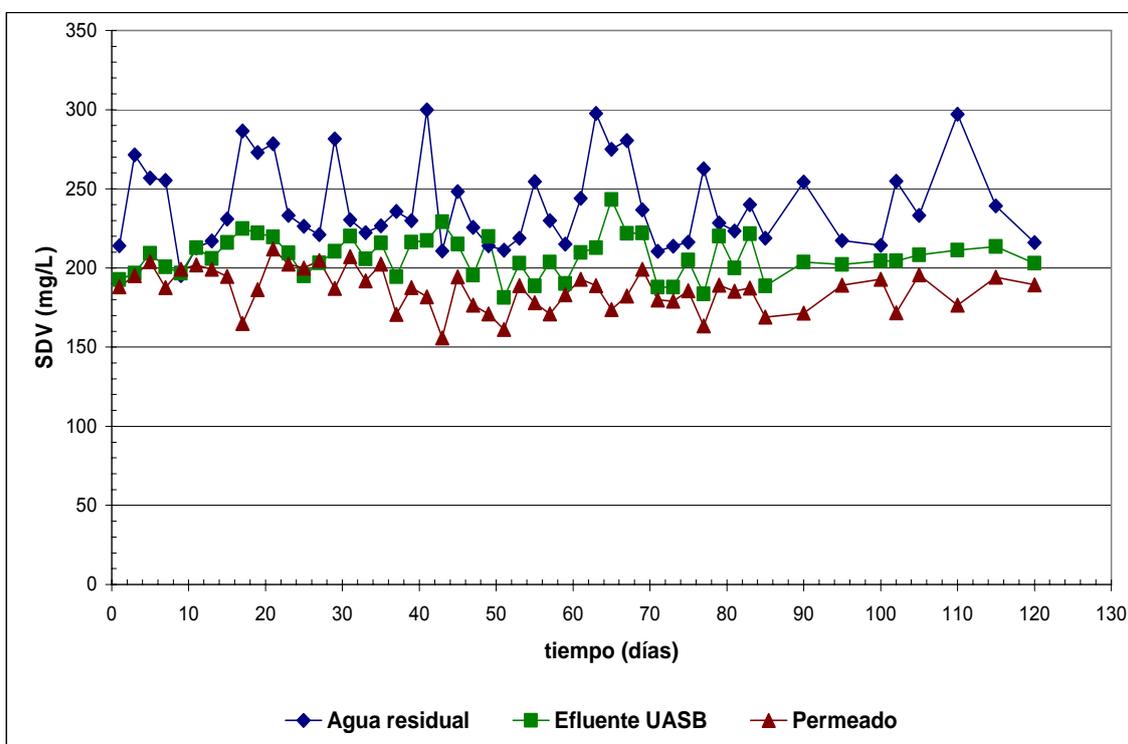


Figura 0-21. Variación de SDV en el influente, efluente del reactor tipo “UASB” y membranas

## DISCUSIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

La remoción global para los SDV fue del 50%, lo que muestra una remoción muy pequeña por parte de la membrana de ultrafiltración. Esto indica que si bien hay degradación biológica en el reactor, muchas de las sustancias solubles tienen un peso molecular menor al tamaño de corte molecular de la membrana (100 kDa) por lo que son capaces de pasar a través de ella. Este resultado entra en aparente contradicción con los valores de DQO soluble en el efluente del reactor tipo "UASB" y en el permeado. Efectivamente, ambos valores son muy diferentes entre sí (109 vs 27 mg/L) lo que no es congruente con los SDV en ambas corrientes, cuyos valores muestran una remoción muy baja (128 vs 114 mg/L).

En la Tabla 0-1 se muestran las eficiencias de remoción del BRAM.

**Tabla 0-1. Eficiencias de remoción del BRAM**

PARÁMETRO	AGUA RESIDUAL	EFLUENTE "UASB"	MEMBRANAS UF	% REMOCIÓN	
				"UASB"	Membranas
DQOt(mg/L)	445	133	33	70.02	92.56
DQOs (mg/L)	236	109	27	53.92	88.39
ST (mg/L)	698	437	350	37.44	49.86
STV (mg/L)	352	162	114	53.97	67.61
STF (mg/L)	346	275	236	20.52	31.79
SST (mg/L)	173	50	1	71.08	99.59
SSV (mg/L)	122	34	0	72.31	100.00
SSF (mg/L)	51	16	1	68.62	98.03
SDT (mg/L)	525	387	349	26.36	33.48
SDV (mg/L)	230	128	114	44.34	50.43
SDF (mg/L)	295	259	235	12.20	20.33
HH HH/L	25	10	0	60.00	100
CF (NMP/100mL)	$4.26 \times 10^6$	$3.46 \times 10^6$	0	18.77	100
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	18	14	14	22	22
P total (mg/L)	11	13	3	-	73
Turbiedad (UNT)		64	0.3	-	100
Conductividad (μMho)		480	415	-	14

Contra lo esperado, los resultados obtenidos muestran una disminución considerable en la concentración de material inorgánico presente en el permeado. Los SDF en el efluente del reactor alcanzaron una concentración promedio de 197 mg/L y en la salida de la unidad de membrana de 163 mg/L. Esta disminución podría deberse a que algunos minerales o sus sales pudieron haberse adherido a la biopelícula que se forma sobre la membrana. La notable disminución en la concentración de fósforo total en el permeado parece apoyar esta hipótesis o bien la de su precipitación inducida por las condiciones en la interfase líquido-película/membrana. La disminución en la conductividad eléctrica al pasar el efluente a través de la membrana, apoyaría este planteamiento.

En cuanto a los contaminantes patógenos y parásitos, se obtuvo una remoción total de huevos de helminto y coliformes fecales. De estos, el reactor tipo "UASB" removió el 60% de HH y el 19% de CF, mientras que las membranas removieron el resto. Como se esperaba, el tamaño de corte molecular de la membrana de ultrafiltración resultó adecuado para la remoción de estos contaminantes biológicos proporcionando un efluente que cumple plenamente con los límites máximos permisibles para HH y CF descritos en la norma mexicana NOM-003-SEMARNAT-1997 (NOM, 1998).

#### 4.4.3 Mecanismos de bloqueo de la membrana en la operación a largo plazo

Se registró el flux obtenido en la operación del BRAM durante 24 horas continuas filtrando el efluente del tipo "UASB". La curva de disminución del flux se muestra en la Figura 0-22. La curva describe un clásico comportamiento de taponamiento de la membrana a lo largo del tiempo. En la Figura 0-22 se observa que durante los primeros minutos de la ultrafiltración existe una drástica caída del flux. Esta caída exponencial al inicio de la filtración se debe a la rápida deposición de sólidos sobre la superficie de la membrana, los cuales permanecen sobre la superficie sin penetrar los poros profundamente como lo demuestra el análisis posterior de distribución de tamaño de partícula. El grado de bloqueo del poro depende de la forma y tamaño de las partículas. El bloqueo será mas completo cuando las partículas y los poros sean similares en forma y tamaño (Belfort et al., 1994). A partir de los 80 minutos de operación, la disminución fue más lenta, causada por la incorporación de material orgánico o bien por la colonización de microorganismos sobre la superficie de la membrana. A lo largo del tiempo, la película formada sobre la superficie de la membrana causó el taponamiento parcial de la membrana, en forma lenta pero constante.

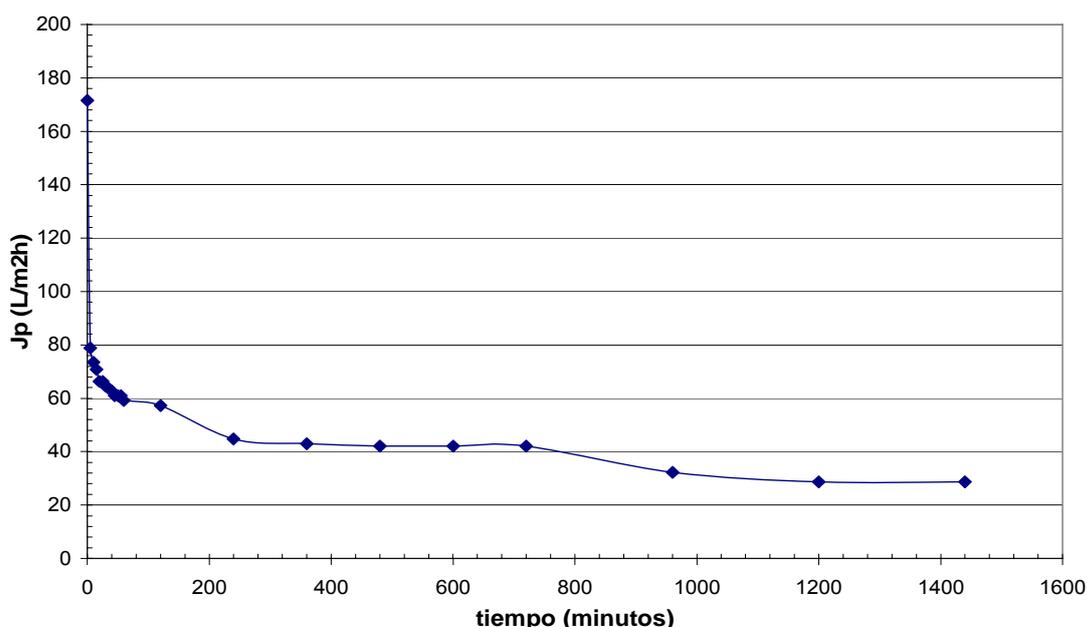
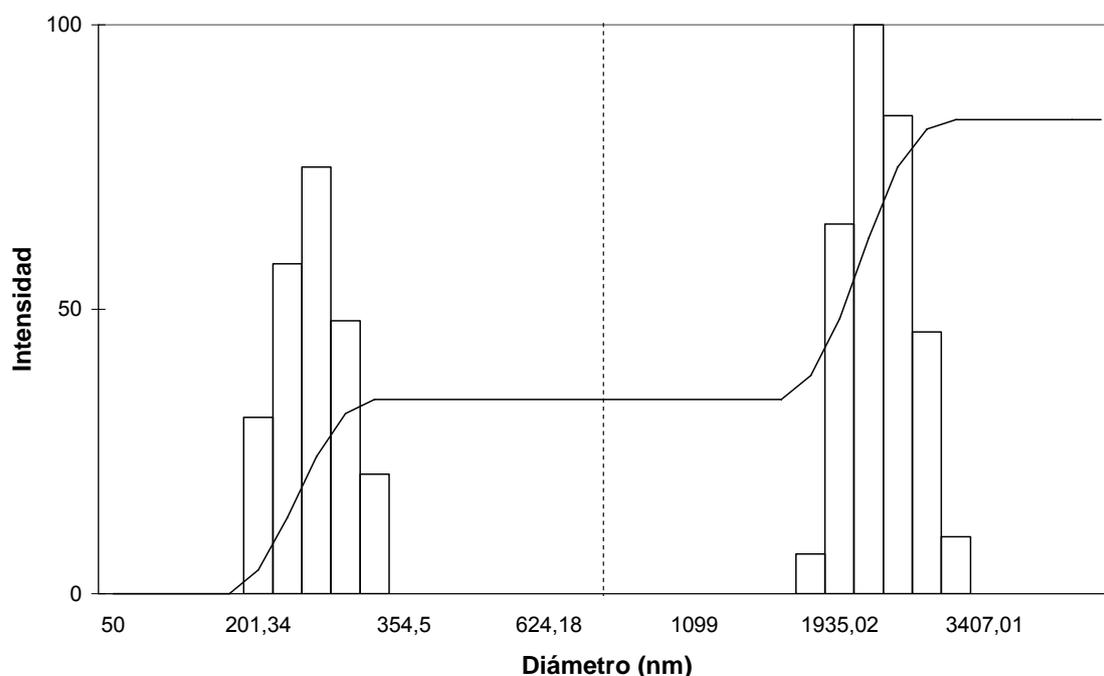


Figura 0-22. Disminución del flux en membranas operadas durante 24 horas a una PTM de 87 kPa y a una velocidad de 2.25 m/s.

En la figura se identifica una clara caída en el flux, fuera de la tendencia anterior y posterior, después de los 720 minutos. Este hecho podría apoyar la hipótesis de colapso-compresión que propone Herrera-Robledo (2007), al interpretar los datos de variación de flux y PTM en corridas de filtración de cientos de horas de duración. Como ya lo han reportado otros autores, el bloqueo del poro es un proceso rápido comparado con la formación de la capa subsecuente debido a que basta una pequeña capa de partículas para provocar el máximo bloqueo (Song, 1998).

#### 4.4.3.1 Determinación del tamaño de partícula en el efluente tipo "UASB"

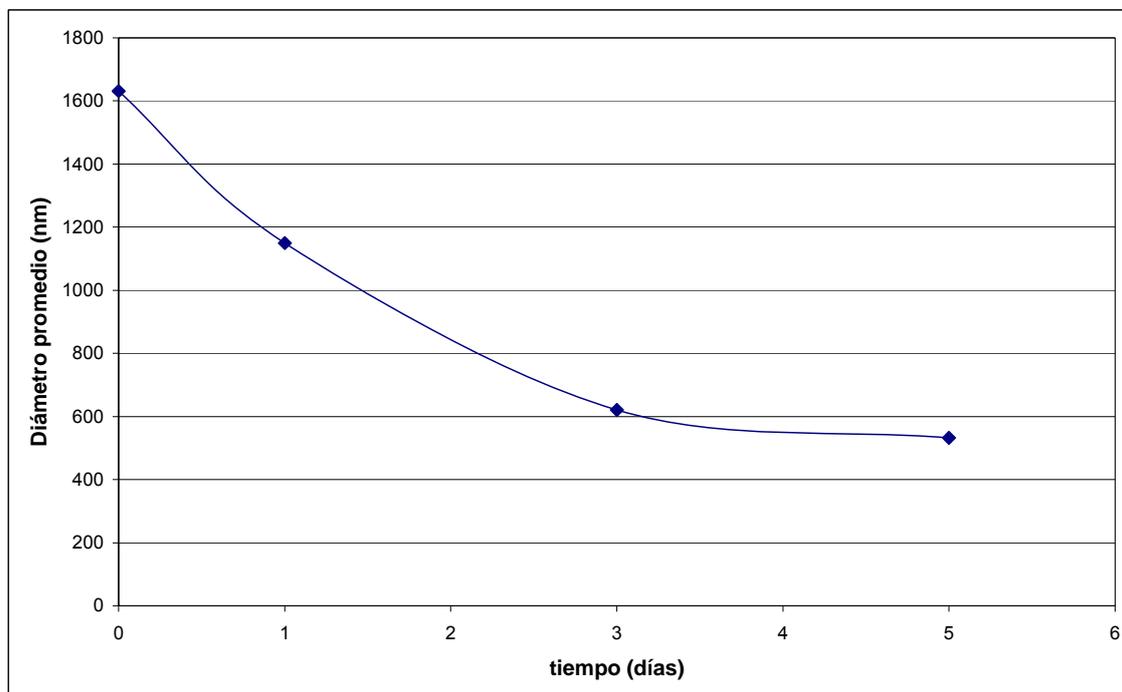
En la Figura 0-23 se presentan los resultados obtenidos mediante la determinación del tamaño de partícula presentes en el efluente del reactor tipo "UASB". Como algunos autores lo demuestran, la deposición de los sólidos presentes en el efluente sobre la superficie de la membrana tiene efecto en la reducción del flux de permeado (Belfort *et al.*, 1994, Choo y Lee, 1998, Kawakatsu *et al.*, 1993).



**Figura 0-23. Distribución de tamaño de partícula en el efluente del reactor tipo "UASB" (TRH=6 h)**

La distribución de tamaños en el efluente del reactor presentó partículas con diámetros desde 200 nm hasta 3042 nm. Este último diámetro es lo suficientemente grande como para no penetrar en los poros (diámetro aproximado a 100 nm). Sin embargo, la fuerza de corte que se generó durante el bombeo en la filtración dio como resultado el rompimiento de las partículas, tal como lo sugieren los datos presentados en la Figura 0-24, donde se presenta el promedio del tamaño de partículas encontradas en el efluente anaerobio recirculado hacia la membrana, a lo largo de un ciclo de operación de 5 días. Se observa que el diámetro promedio de las partículas se redujo durante este tiempo, alcanzando un diámetro promedio de 530 nm al final del

ciclo. La distribución de tamaño de partícula para distintos días del ciclo de operación muestra la variación de tamaños presentes en el efluente anaerobio que se recircula del tanque de almacenamiento hacia la unidad de membranas y viceversa.



**Figura 0-24. Reducción del tamaño de partícula en el efluente del reactor tipo "UASB" durante un ciclo de operación de 5 días**

En el primer día de operación (Figura 0-25a) el diámetro mínimo de las partículas se registró en 145 nm; sin embargo la presencia de éstas fue menor a la intensidad de partículas de diámetro por encima de 1180 nm. Para el tercer día (Figura 0-25b) la intensidad de partículas de menor diámetro incrementó siendo las de menor tamaño de 135 nm; se puede observar que la intensidad de partículas de diámetros mayores se redujo. Para el quinto día (Figura 0-25c) el diámetro mínimo de partícula presente en el reactor fue de sólo 93 nm; la presencia de partículas con diámetros entre 378 y 706 abundó en este último día.

Varios autores han observado que la reducción del tamaño de los sólidos con el tiempo ha sido la principal razón de existencia de las fases de reducción exponencial y gradual del flux de permeado. Entre más pequeño sea el tamaño de la partícula, mayor será la velocidad de la partícula hacia la membrana y por lo tanto habrá una mayor deposición de ellas (Choo y Lee, 1998), al mismo tiempo que las partículas de menor tamaño forman una película más densa sobre la membrana incrementando así la resistencia específica de la película (Wisniewski y Grasmick, 1998; Kim *et al.*, 2001). Choo y Lee (1998), observaron que en un BRAM, las partículas con un tamaño promedio de 16,000 nm sufrieron una reducción drástica después de 18 horas de operación continua llegando a un promedio de 10,000 nm y después de 12 días de operación alcanzaron un diámetro promedio cercano a 300 nm. Reportan un

incremento continuo en  $\alpha$ , indicando así que esta continua reducción de tamaño influyó en la compactación de la película sobre la membrana y, por lo tanto, en la reducción del flux de permeado.

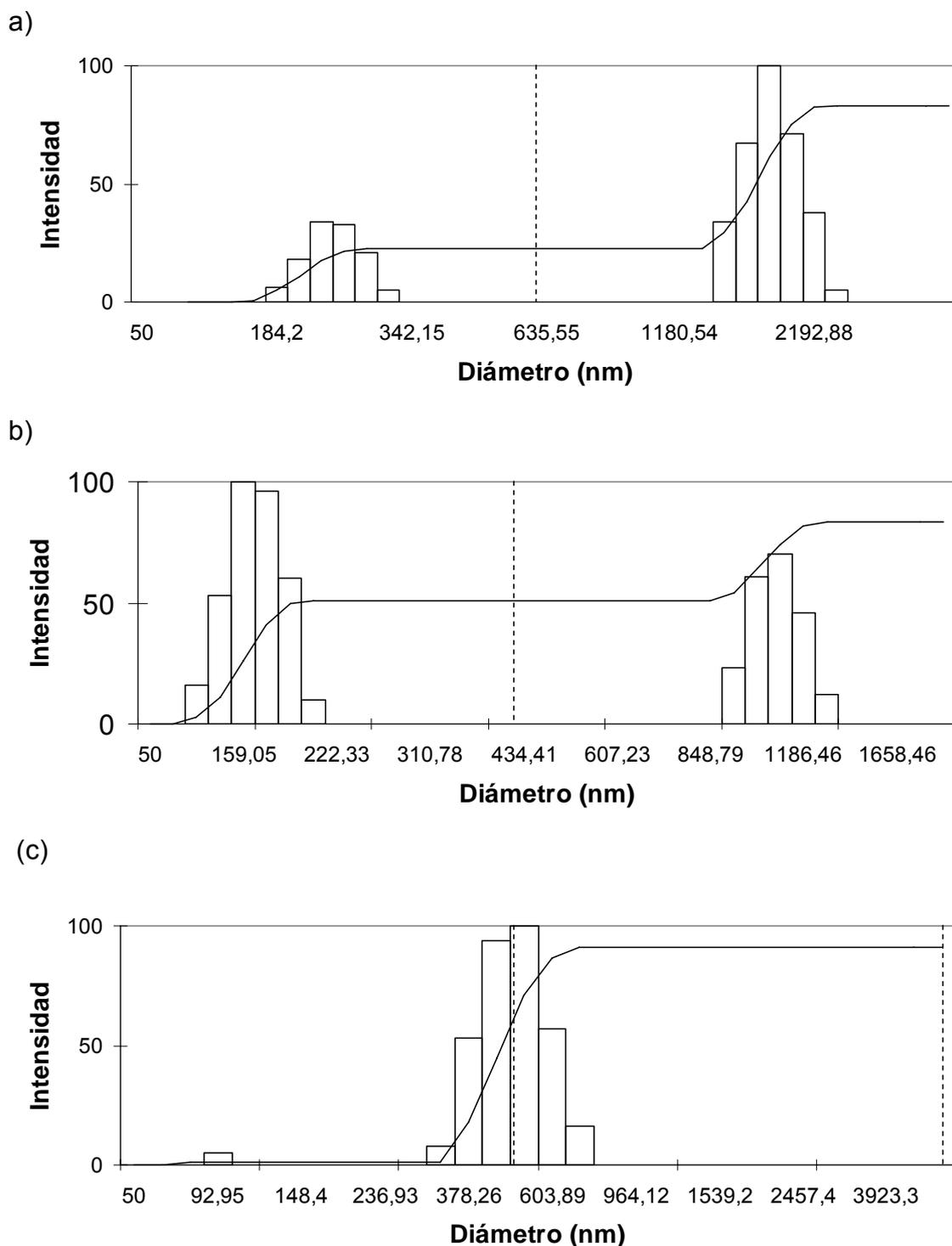


Figura 0-25. Distribución de tamaño de partícula en el efluente del reactor tipo "UASB" a) primer día del ciclo de operación, b) tercer día del ciclo de operación, c) quinto día del ciclo de operación. Condiciones de operación: Velocidad de flujo, 2.25 m/s, presión transmembrana, 86 kPa

## 4.5 Limpieza de membranas

### 4.5.1 Selección del agente químico

Los resultados obtenidos durante la limpieza con hipoclorito de sodio a distintas concentraciones (100, 200 y 300 ppm) se presentan en la Figura 0-26. Después de 24 horas de operación, las membranas parcialmente tapadas entregaban un flux del 37% con respecto al flux inicial. Entonces se efectuó la limpieza observando que a mayor concentración de solución de lavado, menor tiempo de recuperación. En la Figura 0-26 se puede observar que a las dos horas de limpieza, a la concentración de 300 ppm, se recuperó el 90% del flux, mientras que para 100 ppm se obtuvo el 70% y para 200 ppm el 83%. Después de 4 horas y media para estas dos últimas concentraciones la recuperación máxima fue del 81 y 86%, respectivamente.

La eficiente recuperación del flux se debe a la oxidación de la materia orgánica por acción del cloro. Con esta oxidación se incrementa la cantidad de grupos funcionales que contienen oxígeno tales como grupos carboxílicos, lo que aumenta así las cargas negativas de la materia orgánica. Las membranas tienen una carga superficial neta que va de neutral a negativa, por lo que la repulsión electrostática entre material orgánico y membrana se incrementa al aumentar la densidad de la carga del material taponante (Liu *et al.*, 2006).

Los resultados obtenidos al efectuar la limpieza con NaOH y NaOH-EDTA se muestran en la Figura 4-27. La eficiencia de limpieza fue menor a la obtenida con NaClO. La recuperación del flux al utilizar la solución de NaOH 0.025% fue del 66%, la sosa cáustica incrementó la solubilidad de los solutos por hidrólisis haciendo de la capa una estructura más abierta y suelta.

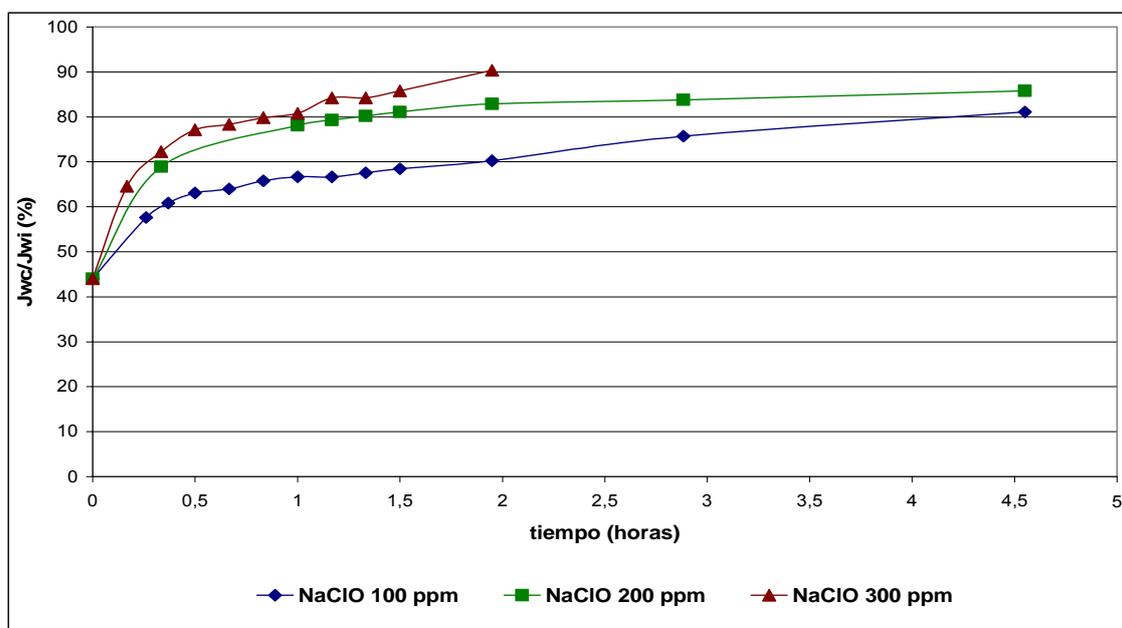


Figura 0-26. Recuperación del flux de agua en una membrana sucia con 24 horas de operación

Con la mezcla NaOH-EDTA 0.025% se obtuvo un ligero aumento en el flux recuperado, alcanzando el 68.5%. Este incremento se puede explicar por la probable coexistencia entre cationes divalentes como el calcio y la materia orgánica que forman “puentes de sales” dando origen a una capa taponante más densa y más adhesiva (Liu *et al.*, 2006). Con la remoción de estos cationes divalentes por el EDTA se mejoró la limpieza de las membranas que al utilizar NaOH solamente. Para una mejor visualización, los cambios en la recuperación del flux siguiendo las diferentes estrategias de limpieza se muestran en la Figura 0-28, los cuales están basados en el promedio de 2 repeticiones.

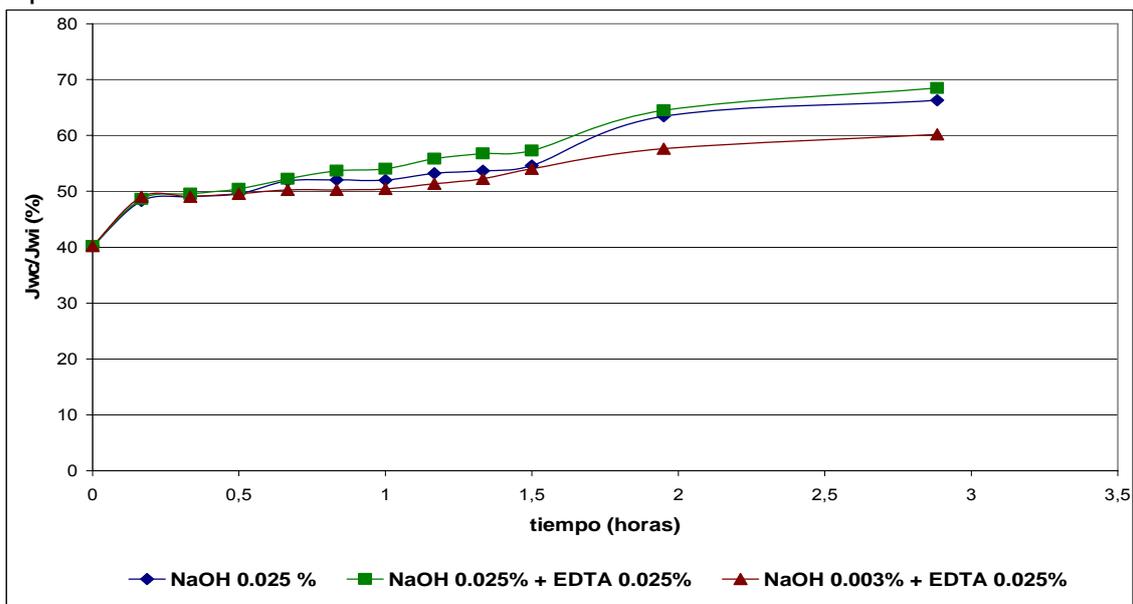


Figura 0-27. Recuperación del flux de agua limpia en una membrana sucia con 24 horas de operación

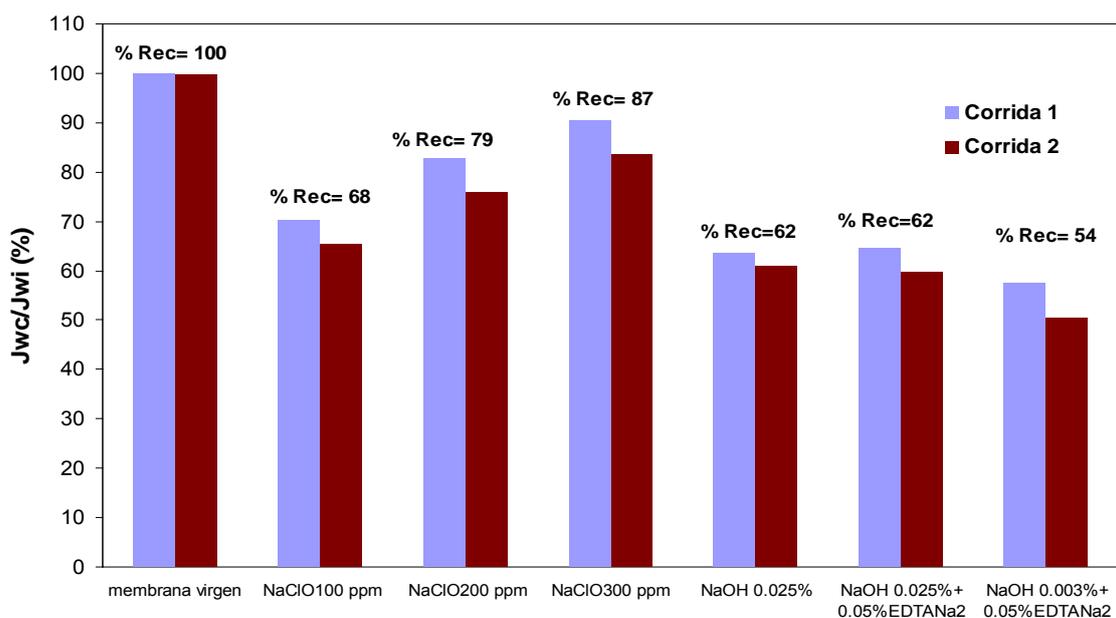


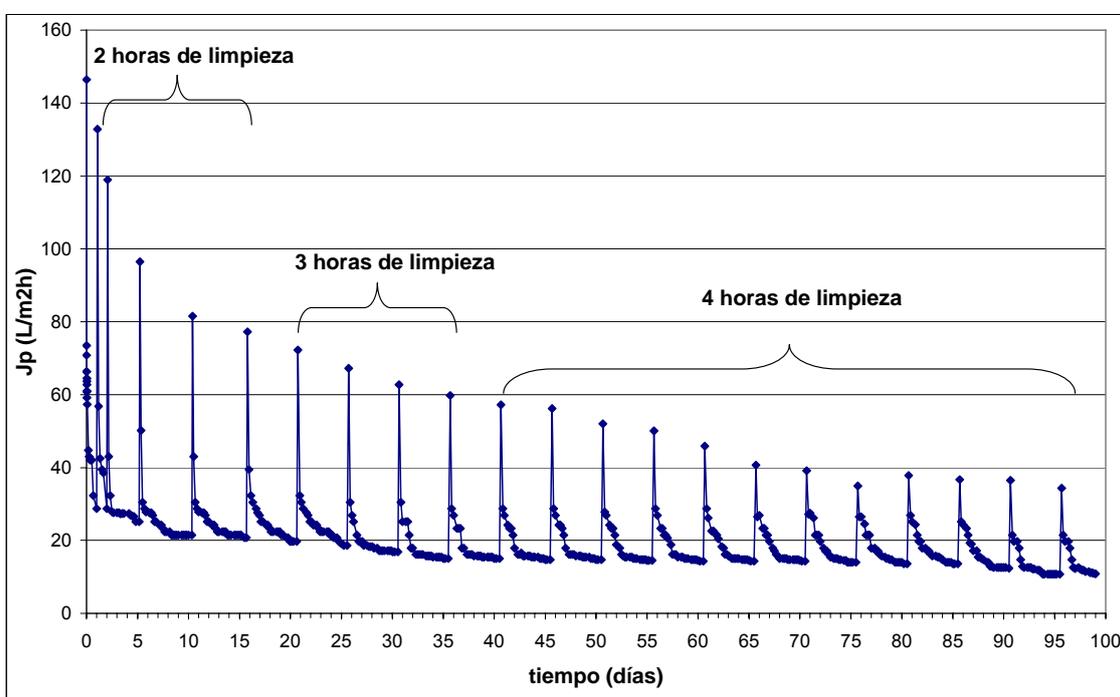
Figura 0-28. Comparación de los efectos de distintas limpiezas químicas sobre el flux

#### 4.5.2 Ciclos de limpieza de las membranas

Figura 0-29 En la Figura 0-29 se presenta el resultado de la evolución del flux y las operaciones de limpieza efectuadas con hipoclorito de sodio a 300 ppm después de efectuar varios ciclos (cerca de 90 días de duración total).

El tiempo de limpieza en los 5 primeros ciclos de operación fue de dos horas. Se observó que al paso del tiempo la eficiencia de limpieza para recuperar el flux inicial disminuía, por lo que se incrementó el tiempo de limpieza a 3 horas. Después de 4 ciclos más, se volvió a incrementar el tiempo de limpieza a 4 horas.

Se observó que no importaba cuánto se recuperaba el flux inicial, el flux siempre caía inmediatamente a aproximadamente 30 L/m<sup>2</sup>h para después descender lentamente, con un patrón repetitivo.



**Figura 0-29. Evolución del flux y efecto de la limpieza con hipoclorito de sodio a 300 ppm. PTM de 87 kPa y velocidad de 2.25 m/s**

El flux obtenido al final de cada ciclo fue disminuyendo ligeramente también, llegando a un flux mínimo de 10.8 L/m<sup>2</sup>h al final del tercer mes de operación. Algunos autores han reportado el mismo comportamiento en la operación a largo plazo de un BRAM al tratar efluentes industriales (Kitamura *et al.*, 1996, Lübbecke *et al.*, 1995). Observaron que el Jp estable disminuyó cuando la concentración de sólidos suspendidos en el sistema incrementó. Esto puede explicarse debido a que cuando la concentración de sólidos suspendidos en el sistema aumenta, la viscosidad de la suspensión aumenta ocasionando que las condiciones de flujo turbulento cambien a flujo laminar a lo largo de la membrana. La velocidad de la transferencia de masa de los sólidos suspendidos desde la membrana hacia la suspensión (fenómeno gobernado por la “difusión

de eddy”), es más baja en condiciones de flujo laminar que en flujo turbulento (Berube *et al.*, 2004).

La limpieza con hipoclorito de sodio demostró ser efectiva en la operación a corto plazo pero, como indican los resultados, su eficiencia en la remoción de la película sobre la membrana fue disminuyendo a lo largo del tiempo. Esto puede atribuirse no sólo a la compactación de la capa que se forma sobre la superficie de la membrana sino también a la precipitación de especies inorgánicas poco solubles que no pudieron ser removidas con el hipoclorito de sodio. Algunos autores han obtenido resultados similares en la operación a largo plazo en un BRAM en donde la eficiencia en la limpieza ha disminuído gradualmente con el tiempo de operación, debido a la presencia de precipitados inorgánicos tal es como la estruvita ( $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ ), generada durante el proceso anaerobio la cual juega un papel importante en la consolidación de la biopelícula que se forma sobre la superficie de la membrana (Choo y Lee, 1996).

El flux promedio total se calculó considerando el flux promedio en cada ciclo a partir del día 30 debido a que se observó la estabilización del flux. El valor calculado fue de 17.47 L/m<sup>2</sup>h por lo que la producción total de permeado para este arreglo en particular fue de 0.087 m<sup>3</sup>/h en su etapa estable, lo que representó el 61.7% del flujo alimentado al reactor tipo “UASB”.

A la luz de los resultados de limpieza, se recomienda desarrollar un procedimiento para maximizar la viabilidad económica de las membranas. Si el ciclo de producción de permeado se extendiera por un período largo, el taponamiento incrementaría y la permeabilidad decrecería, dando como resultado una muy baja productividad. Por otro lado, una limpieza frecuente llevaría al deterioro de las membranas además de contribuir con un gasto mayor de energía.

## CAPÍTULO 5

### Evaluación económica

#### 5.1 Descripción del proceso

En el Anexo II se muestra el diagrama de flujo de proceso del sistema. El agua residual doméstica pasa a través de unas rejillas de acero inoxidable de limpieza manual, con 1 cm de separación. El agua es colectada en un cárcamo de bombeo con un volumen útil de 2.95 m<sup>3</sup>. El arreglo en este cárcamo consta de dos bombas centrífugas sumergibles en operación y una de reserva. El primer nivel se localiza a 0.245 m<sup>3</sup> y el segundo a 2.239 m<sup>3</sup>. Cuando el nivel alcanza el primer nivel enciende la primera bomba, en ese momento si el caudal influente es mayor que la capacidad de la bomba B-1 entonces continúa en ascenso el nivel de agua en el cárcamo. Una vez que se alcanza el volumen útil del cárcamo arranca la bomba B-2.

El agua es bombeada al reactor tipo "UASB" con un TRH de 8 horas. El efluente del reactor se colecta en un tanque con un volumen de 3 m<sup>3</sup>. El agua tratada es enviada a las membranas de ultrafiltración mediante una bomba centrífuga que impulsa el flujo a 27.702 m<sup>3</sup>/h y se reparte en 3 arreglos de membranas este flujo garantiza una velocidad de 2.25 m/s. Existen 9 arreglos en total, de los cuales 8 están compuestos de 11 membranas cada uno y el restante de 6. El permeado se colecta en un tanque de 3 m<sup>3</sup> para de aquí ser bombeado a la azotea del edificio en donde se encuentra una cisterna que repartirá a todo el edificio. El retenido se recircula al tanque colector.

Para la limpieza de las membranas se cuenta con dos tanques, uno contiene el agente químico (NaClO) y el otro contiene agua para enjuague proveniente del permeado. El agente químico se hace pasar por las membranas impulsado por una bomba centrífuga bajo las mismas condiciones de flujo, velocidad y presión utilizadas en la operación del sistema, tanto el permeado como el retenido se recirculan al tanque de limpieza.

##### 5.1.1. Diseño del proceso

El estudio se realizó para el tratamiento de agua residual doméstica generada en un edificio de 40 departamentos con un total de 160 habitantes. El agua tratada será reutilizada en servicios al público con contacto directo e indirecto regulada por la norma NOM-003-SEMARNART-1997 (NOM, 1998).

Se consideró que cada habitante descarga 200 L/día de agua, por lo que el gasto de diseño de la planta de tratamiento fue de 32 m<sup>3</sup>/d.

Se estimaron los caudales mínimo, promedio y máximo de acuerdo a la información propuesta por el Reglamento de Construcciones para el Distrito Federal (2005).

$$Q_m = \frac{A * P}{86400} \quad (5-1)$$

en donde  $Q_m$  es el gasto medio diario expresado en L/s, A es el gasto aportado por habitante por día en L/hab.día, P es el número de habitantes.

$$Q_{\min} = \frac{1}{2} Q_m \quad (5-2)$$

en donde  $Q_{\min}$  es el gasto mínimo expresado en L/s.

$$Q_{MI} = Q_m * M \quad (5-3)$$

en donde  $Q_{MI}$  es el gasto máximo instantáneo en L/s y M es un coeficiente de variación que, para una población menor a 1000 habitantes, es de 3.8 (Reglamento de Construcciones para el Distrito Federal, 2005).

Utilizando las ecuaciones 5-1, 5-2 y 5-3, se tiene que:

$$a) \text{ Gastopromedio} = \frac{200L / \text{hab.día} * 160\text{hab}}{86400} = 0.37L / s = 31,968L / d$$

$$b) \text{ Gastomínimo} = \frac{0.37L / s}{2} = 0.185L / s = 15,984L / d$$

$$c) \text{ Gastomáximo} = 0.37L / s * 3.8 = 1.40L / s = 120,960L / d$$

El cálculo para el diseño de los tanques y potencia de las bombas se muestran en el Anexo II.

## 5.2. Estimación de costos

### Costos de construcción

La Tabla 0-1 muestra el costo total del equipo empleado en el proceso. Los precios fueron cotizados directamente de los siguientes proveedores: ROTOPLAS S.A. de C.V., DELPHY BOMBAS S.A. de C.V., KOCH MEMBRANE SYSTEMS e IBTECH S.A de C.V.

Para la estimación de los costos de construcción se consideraron porcentajes comunicados por personal técnico de la empresa Integración Biotecnológica S.A de C.V (Anónimo, 2007). Como las membranas influyen grandemente en el

costo total del equipo los porcentajes se aplicaron al costo total del equipo pero sin considerar el costo de las membranas.

- Costo del equipo: cotizado directamente del proveedor.
- Porcentaje para ingeniería civil: 15%
- Porcentaje para ingeniería eléctrica: 8%
- Porcentaje para ingeniería mecánica: 20%
- Ingeniería y supervisión: 8%

**Tabla 0-1. Costos del equipo para el proceso BRAM (Anónimo, 2007)**

Nombre del equipo	Descripción	Cantidad	Precio unitario	Total
Tanque para Cárcamo de bombeo	capacidad de 3 m <sup>3</sup> , altura= 2 m, diámetro= 1.5 m	2	\$5,000.00	\$10,000.00
Tanque para Reactor tipo "UASB"	capacidad de 15 m <sup>3</sup> , altura=3.80 m, diámetro= 2.40 m	1	\$35,000.00	\$35,000.00
Tanque colector Agua tratada	capacidad de 3 m <sup>3</sup> , altura= 2 m, diámetro= 1.5 m	1	\$5,000.00	\$5,000.00
Tanque de limpieza	capacidad de 0.25 m <sup>3</sup> , altura=0.8 m, diámetro= 0.8 m	2	\$400.00	\$800.00
Bomba Centrífuga sumergible	Gasto = 2.52 m <sup>3</sup> /h, Carga Dinámica = 4.5m, Potencia= 0.22 HP	4	\$1,200.00	\$4,800.00
Bomba centrífuga	Gasto = 19.05 m <sup>3</sup> /h, Carga Dinámica =35 m, Potencia=4 HP	4	\$25,000.00	\$100,000.00
Controlador de bomba		4	\$25,000.00	\$100,000.00
Válvula check	diámetro 2"	2	\$700.00	\$1,400.00
Válvula de globo	diámetro 2"	19	\$700.00	\$13,300.00
Te estándar	diámetro 2", PVC hidráulico	28	\$70.00	\$1,960.00
CODO DE 90°	diámetro 2", PVC hidráulico	32	\$30.00	\$960.00
Tubo de PVC	diámetro 2", PVC hidráulico	70 m	\$20.00	\$1,400.00
Manómetro	100 PSI	11	\$40.00	\$440.00
Membranas ultrafiltración	ULTRACOR 10' HFM-251-UVP	94	\$2,500.00	\$235,000.00
Accesorios de membranas				\$2,350.00
			<b>TOTAL</b>	<b>\$512,410.00</b>

La inversión total para el sistema se muestra en la Tabla 5-2.

**Tabla 0-2. Costo total de inversión para el sistema BRAM**

Costo del equipo	\$512,410.00
Instalación de equipo (20%)	\$ 55,482.00
Obra eléctrica (8%)	\$ 22,192.80
Obra civil (15%)	\$ 41,611.50
Ingeniería y supervisión (8%)	\$ 22,198.80
<b>INVERSIÓN TOTAL</b>	<b>\$631,696.30</b>

### **Costos de operación**

Para los costos de operación se incluyeron los costos por consumo de insumos, mano de obra y mantenimiento. El cálculo de las cantidades consumidas por año se muestra en el Anexo II. Para la estimación de los costos se tomaron en cuenta las siguientes consideraciones:

#### **Insumos**

- Consumo de agentes químicos para la limpieza de las membranas, considerando para este caso hipoclorito de sodio. El precio por litro de hipoclorito al 13% se calculó con base en cotizaciones proporcionadas por la empresa CHEMCO S.A. de C.V. (2007).
- El costo de la energía eléctrica por kWh se obtuvo de las tarifas de la Comisión Federal de Electricidad (2007).
- El reemplazo anual de las membranas se fijó un 33% del costo total de las membranas (Integración Biotecnológica S.A de C.V., 2007).

### **Servicio de operación (mano de obra) y costos de mantenimiento.**

Una empresa especializada proporcionará el servicio de operación y mantenimiento con base en una contratación anual. El servicio incluye un operador de planta con medio turno (4 horas al día), servicio de mantenimiento preventivo y correctivo sin materiales ni refacciones y asesoría e intervención de un técnico especializado que atenderá las llamadas en caso de falla. Estos servicios se prestarán con un precio de \$11,000.00 mensuales (Integración Biotecnológica S.A de C.V., 2007). Para el mantenimiento se consideró el 1% de la inversión total sin incluir el costo de las membranas, cuyo reemplazo está considerado en un apartado específico (Integración Biotecnológica S.A. de C.V.). Esta información se resume en la Tabla 5-3.

Tabla 0-3. Costo de operación para el sistema BRAM

Descripción	Unidad	Precio unitario	Consumo año	Costo total (\$/año)
<b>Insumos</b>				
Cloro	L	\$3.00	28.00	\$84.00
Energía eléctrica (B-01)	kWh	\$2.49	350.43	\$872.57
Energía eléctrica (B-02)	kWh	\$2.49	128.69	\$320.44
Energía eléctrica (B-04,B-05,B-06)	kWh	\$2.49	49,153.99	\$122,393.46
Energía eléctrica (B-07)	kWh	\$2.49	542.21	\$1,350.11
Energía eléctrica (B-08)	kWh	\$2.49	1,468.97	\$3,657.74
Reemplazo de membranas		\$2,500.00	32	\$77,550.00
<b>Servicios de operación</b>	mes	\$11,000.00	12	\$132,000.00
<b>Costos de Mantenimiento (1%)</b>				\$6,309.49
<b>COSTO DE OPERACIÓN</b>				<b>\$346,120.52</b>

### Costo del agua tratada y rentabilidad del sistema

Para la estimación del costo de producción de agua tratada se tomaron en cuenta las siguientes consideraciones.

- La producción de agua por año estimada para los 365 días del año es la siguiente:

$$\text{Producción de agua al año} = 31.968 \text{ m}^3 / \text{d} * 356 \text{ d} = 11,668.32 \text{ m}^3 / \text{año}$$

- El cargo de capital por depreciación se calcula para una proyección del sistema a 15 años.

$$\text{Cargo de capital} = \frac{\text{Inversión total}}{\text{número de años}} = \frac{\$631,696.30}{15} = 42,113.08$$

El costo total de producción se calcula como sigue:

$$\text{Costo total de producción} = \text{costo de operación} + \text{cargo de capital}$$

$$\text{Costo total de producción} = 388,233.6\$$$

$$\text{Costo del agua} = \frac{388,233.60\$ / \text{año}}{11,668.32\text{m}^3 / \text{año}} = 33.24\$ / \text{m}^3$$

### 5.3 Comparación del sistema BRAM vs. Lodos activados tipo aireación extendida (LAAE)

Para evaluar la factibilidad económica del sistema, el BRAM se comparó con un sistema aerobio de lodos activados tipo aireación extendida (LAAE). En la Figura 0-1 se muestra el diagrama de flujo del sistema.

El agua ingresa a la criba por la parte superior y fluye por gravedad, reteniendo así los sólidos gruesos susceptibles a ser separados. Los picos del caudal de agua residual son amortiguados en un cárcamo de bombeo. El efluente del cárcamo es conducido a un reactor aerobio por una bomba sumergible de 1/2 HP (B-01), en donde se remueve la carga orgánica y nutrientes hasta alcanzar una calidad consistente a la norma NOM-003-SEMARNAT-1997 (NOM, 1998).

La aireación y el mezclado del reactor se realizan con un aireador sumergible de 3 HP (A-01), colocado en fondo del tanque. Posterior al proceso aerobio se localiza un módulo de sedimentación de alta tasa que separa el lodo. El efluente del reactor aerobio ingresa a un cárcamo de bombeo (tanque de contacto con cloro) de 1m<sup>3</sup>, en donde se pone en contacto con hipoclorito de calcio, a través de un sistema despachador automático de pastillas. Adicionalmente, este tanque abastece el agua mediante una bomba sumergible de 1/2 HP (B-02), hacia el sistema de filtración multimedia de lecho profundo que tiene como objetivo el pulimento del agua tratada.

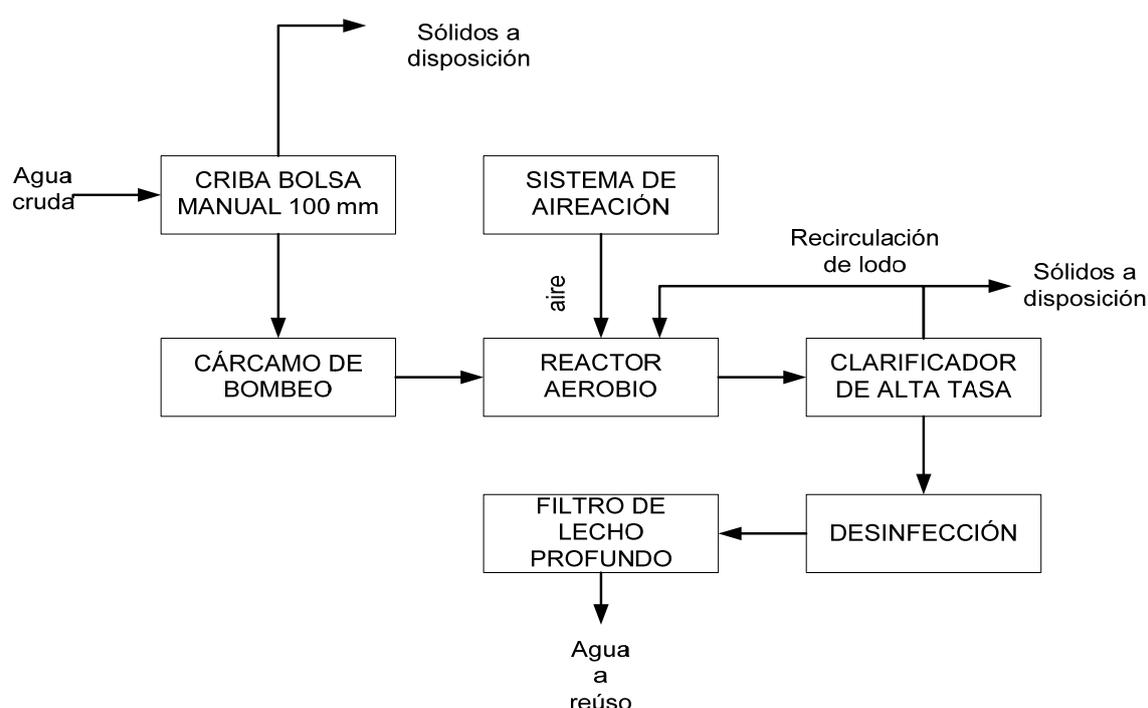


Figura 0-1. Diagrama de flujo del proceso LAAE

**Estimación de costos.**

Para la estimación de los costos se tomaron las siguientes consideraciones:

- Costo del equipo: cotizado directamente del proveedor.
- Costo de ingeniería civil: 15% del costo total del equipo.
- Costo de ingeniería eléctrica: 8% del costo total del equipo.
- Costo de ingeniería mecánica: 20% del costo total del equipo.
- Para el mantenimiento se consideró el 3% de la inversión total.

Los porcentajes antes arriba referidos fueron comunicados por personal técnico de la empresa Integración Biotecnológica S.A de C.V. (Anónimo, 2007).

**Tabla 0-4. Comparación del BRAM y proceso LAAE para una planta que trata 32 m<sup>3</sup>/día**

DESCRIPCIÓN	PROCESO			
	BRAM		LAAE	
Costo del equipo	\$512,410.00		\$240,470.00	
Inversión total	\$631,696.30		\$343,872.00	
Costos de operación (\$/año)				
Energía eléctrica	B-01	\$872.57	B-01	\$ 8,136.03
	B-02	\$320.44	A-01	\$ 48,816.15
	B-04,05,06	\$122,393.46	B-02	\$ 8,136.03
	B-07	\$1,350.11		
	B-08	\$3,657.74		
Total energía eléctrica	\$128,594.32		\$ 65,088.20	
Servicios de operación (\$/año)	\$132,000.00		\$132,000.00	
Costo de mantenimiento (1%)	\$ 6,309.49		\$ 10,316.16	
Total Costos operación	\$ 346,120.52		\$ 207,488.36	
Costo de agua tratada (\$/m <sup>3</sup> )	\$ 33.24		\$ 19.74	

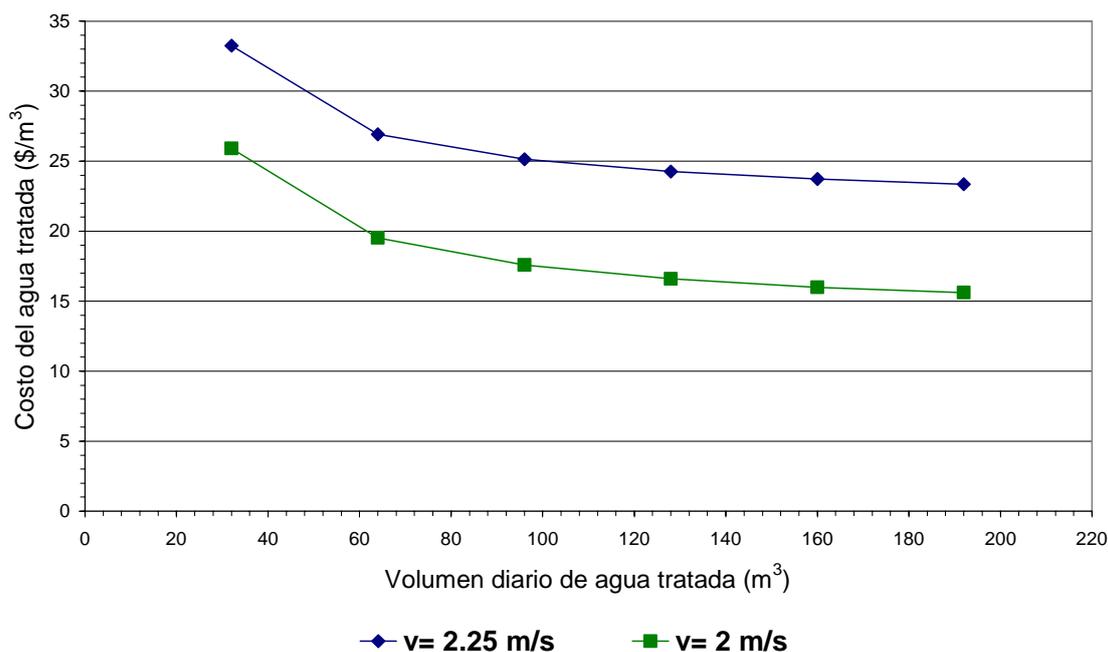
De la Tabla 0-4 se puede ver que el costo de tratar agua residual municipal por medio de un biorreactor anaerobio de membrana BRAM, es alto al ser comparado con el tratamiento de lodos activados tipo aireación extendida, LAAE. Los flujos de efectivo (TIR y VPN) a lo largo del horizonte de evaluación resultan negativos debido a que los costos de operación son muy superiores a los ingresos (ahorro en el consumo de agua potable). El proyecto es claramente no rentable bajo el contexto aquí supuesto. La inversión total en el BRAM se vio afectada por el costo del equipo de bombeo el cual debe entregar gastos elevados que garanticen la velocidad requerida en el interior de la membrana tubular. Por otro lado el número y costo de las membranas que se requiere es elevado. El costo de operación para el BRAM es también mayor al del proceso LAAE. El consumo de energía eléctrica debida principalmente al requerimiento de energía por las bombas que alimentan a las membranas, se incrementó al doble, comparado con el consumo estimado para el proceso

LAAE. Los servicios de operación afectan también marcadamente este costo debido a que el volumen de agua residual a tratar es pequeño.

El proceso se vuelve más competitivo cuando se incrementa el volumen de agua a tratar, tal como se muestra en la Figura 0-2. Al incrementar el volumen, el costo por metro cúbico tratado decrece, compitiendo económicamente con el precio de venta del agua tratada en el Distrito Federal para fines industriales y de servicios (alrededor de \$18 pesos por metro cúbico).

También se puede observar en esta figura que el intento por reducir la velocidad de flujo en las membranas da lugar a bombas de menor capacidad. Aunado a esto, la actual tendencia en la disminución de costos de las membranas, reducirían los costos de tratar el agua residual doméstica por esta vía.

Si bien el proceso es caro, el tratar el agua bajo esta tecnología produce agua con calidad superior en comparación con la tecnología convencional, capaz de cumplir las regulaciones más exigentes en un futuro, es una planta compacta y es fácil de operar requiriendo poca atención del operador.



**Figura 0-2. Disminución del costo del agua tratada vs. volumen diario de agua residual doméstica tratada**

## CAPÍTULO 6

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se demostró que el sistema BRAM es una alternativa tecnológicamente factible en el tratamiento de agua residual municipal bajo las condiciones de operación aplicadas en este trabajo. La calidad del efluente obtenido por este sistema cumplió con los límites máximos permisibles para la reutilización con contacto directo de agua residual establecida por la NOM-003-SEMARNAT-1997 (NOM, 1998), proporcionando un efluente libre de sólidos suspendidos, patógenos y parásitos.

Al operar el sistema bajo las condiciones de operación seleccionadas a largo plazo ( $v = 2.25$  m/s y  $PTM = 87$  kPa) el flux disminuyó gradualmente. Al parecer, la distribución de tamaño de partícula a lo largo del ciclo de operación tuvo influencia en este fenómeno. Los resultados indicaron que el tamaño de partícula al inicio de la filtración posee un diámetro un poco mayor al diámetro del poro de la membrana por lo que los poros se bloquean superficialmente. Sin embargo, a lo largo de la operación y debido al constante paso de la suspensión por la bomba de recirculación, las partículas se rompen y se hacen menores, lo que causa un taponamiento más severo.

La concentración del agente químico, el tiempo de limpieza y las condiciones hidrodinámicas fueron factores importantes que afectaron la eficiencia de la limpieza. La máxima recuperación del flux se obtuvo mediante la limpieza con hipoclorito de sodio a 300 ppm en la operación a corto plazo. Sin embargo en la operación a largo plazo, fue difícil remover la película taponante de la membrana y recuperar el flux original. Este comportamiento lleva a pensar que la probable coexistencia entre cationes divalentes como el calcio y la materia orgánica pudieron dar origen a una capa taponante más densa y más adhesiva. Para elucidar este punto, se sugiere realizar un análisis detallado mediante microscopía electrónica o confocal de la película que taponó la membrana en su operación a largo plazo.

Tanto la velocidad de flujo como la PTM tuvieron un efecto significativo en el taponamiento de la membrana. Se observó que el flux mejoró al incrementar la velocidad de flujo en la operación a corto plazo debido a que la turbulencia generada redujo la precipitación de sólidos y el esfuerzo cortante arrastró parte del material susceptible de depositarse sobre la superficie de la membrana, la operación a una velocidad de flujo de 2.25 m/s demostró ser la más adecuada. Por otro lado a PTM bajas se observó que el porcentaje en la reducción del flux fue menor al obtenido con PTM altas. La cuantificación de la resistencia específica de la película demostró que, ésta es mayor a PTM altas. Este comportamiento se debió a que, la presión aplicada en la filtración influencia la compresibilidad de la película taponante que se forma sobre la membrana, incrementando así, la resistencia causada por ésta. Se encontró que una PTM igual a 87 kPa disminuyó la reducción del flux.

La unidad de membranas fue eficiente en la remoción de sólidos suspendidos y coloidales. En relación con los primeros, se obtuvo una remoción total. El efluente del reactor tipo "UASB" presentó una concentración promedio de  $44 \pm 6$  mg SST/L sin detectarse en el líquido permeado, quedando claro que la membrana removió los sólidos que el reactor biológico no retiró. En cuanto a los contaminantes patógenos y parásitos, se obtuvo una remoción total de HH y CF. De estos, el reactor tipo "UASB" removió el 60% de HH y el 19 % de CF, mientras que las membranas removieron el resto. Como se esperaba, el tamaño de corte molecular de la membrana de ultrafiltración resultó adecuado para la remoción de SS, HH y CF proporcionando un efluente que cumple plenamente con los límites máximos permisibles descritos en la norma mexicana NOM-003-SEMARNAT 1997 (NOM, 1998).

Los costos de inversión y sobre todo de operación y mantenimiento para el arreglo reactor anaerobio – módulo de membranas son elevados, para el ejemplo aquí presentado, si se comparan con procesos convencionales. El costo del metro cúbico de agua tratada con membranas es de \$ 32.24 para una planta que produce  $32 \text{ m}^3 \text{d}^{-1}$ . La inversión total en el BRAM se vio afectada por el costo del equipo de bombeo y sobre todo, por el número y costo de las membranas. El costo de operación se ve afectado por el consumo de energía eléctrica, servicio de operación de la planta y reemplazo de membranas, en ese orden.

Se recomienda, desarrollar un modelado matemático del BRAM, que proporcione una descripción más completa y rigurosa del comportamiento del taponamiento en membranas de ultrafiltración para su exitosa aplicación a escala real. El modelado ayudará a proponer métodos para optimizar el diseño del proceso y su operación, por ejemplo, el desarrollo de estrategias de limpieza que maximicen la viabilidad económica de las membranas.

**REFERENCIAS**

- Allgeier, S. (2005). Membrane filtration guidance manual. Environmental Protection Agency. Office of Ground Water and Drinking Water, 815-R-06-009. Cincinnati, EEUU.
- Anderson, G., Kasapgil, K., Ince, O. (1996). Microbial kinetics of a membrane anaerobic reactor system. *Environmental Technology*, 17:449-464.
- Anónimo. (2007).
- APHA, AWWA, WEF. (1999). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 20<sup>a</sup>. Edición. American Public Health Association, American Water Works association, Water Environmental Federation. Washington, DC. EEUU.
- Arnal, L., Betancourt, M. (2005). Reglamento de construcciones para el Distrito Federal. 5<sup>a</sup>. Edición, Trillas, México, D.F. México.
- Baker, R., Fane, A., Feli, C., Yoo, B. (1985). Factors affecting flux in crossflow filtration, *Desalination*, 53:81-93.
- 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.
- Belfort, G., Davis, R., Zydney, A. (1994). The behavior of suspensions and macromolecular solutions in crossflow microfiltration. *Journal of Membrane Science*, 96:1-58.
- Bern, C., Martinez-de-Zoisa, Glass, R. (1992). The magnitude of the global problem of diarrheal disease; a 10 year update. *Bull. WHO*, 70(6):705 - 712.
- Berube, P.R., Hall, E.R. (2001). Fate and removal kinetics of contaminants contained in evaporator condensate during treatment for reuse using a high-temperature membrane bioreactor. *Journal of Pulp and Paper Science*, 27(2):41-45.
- Berube, P., Hall, E., Sutton, P. (2006). Mechanisms governing the permeate flux in an anaerobic membrane bioreactor treating low-strength municipal wastewaters: A literature review. Department of Civil Engineering, The University of British Columbia, Vancouver, BC, Canadá. (en línea, citado el 5 de septiembre del 2006). Disponible en: <http://civil.ubc.ca/faculty/Berube>.
- Bhave, R., Fleming, H. (1998). Removal of oily contaminants in wastewater with microporous alumina membranes. *AIChE Symposium Series*, 84(261):19-27
- Brett, E., Jabez, V.C. (1998). High-shear membrane separation for process and wastewater treatment. *Chemical Engineering*, 105(1010),94-104
- Buisson, H., Cote, P., Praderie, M., Paillard, H. (1998). The use of immersed membranes for upgrading wastewater treatment plants. *Water Science and Technology*, 37(9):89-95.
- Cakl, J., Mikulasek, P. (1995). Flux and fouling in the crossflow ceramic membrane microfiltration of polymer colloids. *Separation Science and Technology*, 30(19):3663-3680.
- Chang, D., Hwang, S. (1994). Unsteady-State permeate flux of crossflow microfiltration. *Separation Science and Technology*, 29(12):1593-1608.

- Chang, I., Le, P., Jefferson, B., Judd, S. (2002). Membrane fouling in membrane bioreactors for wastewater treatment. *Journal of Environmental Engineering*, 128(11):1018-1029.
- Childress, A., Elimelech, M. (1996). Effect of solution chemistry on the surface charge of polymeric reverse ósmosis and nanofiltration membranes. *Journal of Membrane Science*, 119:253-268.
- Chiemchaisri, C., Wong, Y.K., Urase, T., Yamamoto, K. (1992). Organic stabilization and nitrogen removal in membrane separation biorreactor for domestic wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 25(10):231-240.
- Choi, H., Zhang, K., Dionysios D., Oerther D., Sorial, G. (2005). Influence of cross-flow velocity on membrane performance during filtration of biological suspensions. *Journal of Membrane Science*, 248:189-199.
- Choo, K., Lee, C. (1996). Effect of anaerobic digestion broth composition on membrane permeability. *Water Science Technology*, 34(9):173-179.
- Choo, K., Lee, Ch. (1998). Hydrodynamic behavior of anaerobic biosolids during crossflow filtration in the membrane anaerobic bioreactor. *Water Research*, 32(11):3387-3397.
- Cicek, N., Franco, P., Suidan, M., Urbain, V., Manem, J. (1999a). Characterization and comparison of a membrane bioreactor and a convencional activated sludge system in the treatment of wastewater containing high molecular weight compounds. *Water Environmental Research*, 71:64-70.
- Cicek, N., Dionysiou, D., Suidan, M., Ginestet, P., Audio, J. (1999b). Performance deterioration and structural change of a ceramic membrane bioreactor due to inorganic abrasion. *Journal of Membrane Science*, 163:19-28.
- Cicek, N., Macomber, J., Davel, J., Suidan, M.T., Audic, J., Genestet, P. (2001). Effect of solids retention time on the performance and biological characteristics of a membrane biorreactor. *Water Science and Technology*, 43(11):43-50.
- Cicek, N. (2003). A review of membrane bioreactors and their potential application in the treatment of agricultural wastewater. *Canadian Biosystems Engineering*, 43:6.49-9.37.
- Cifuentes, E., Blumenthal, M.J., Ruiz-Palacios, G., Beneth, S. (1992). Health impact evaluation of wastewater in Mexico. *Public. Health Revue*, 19:243-250.
- CNA. (2003) Estadísticas del agua en México. Comisión Nacional del Agua Edición 2003. México D.F. México.
- Côté, P., Thompson, D. (2000). Wastewater treatment using membranes: The North American experience. *Water Science Technology*, 41(10-11):209-215.
- Cote, P., Buisson, H., Pound, C., Arakaki, G. (1997). Immersed membrane activated sludge for the reuse of municipal wastewater. *Desalination* 113(2-3):189-196.
- Comisión Federal de Electricidad. (2007). Tarifas generales, (en línea citado en febrero 2007). Disponible en: <http://aplicaciones.cfe.gob.mx/aplicaciones/ccfe/tarifas/tarifas/Tarifas.asp?Tarifa=DACAnual2003&anio=2006>.

- Coulson, J., Richardson, J. (1978). Chemical Engineering. Volumen 2, 3ª edición, Pergamon Press, Toronto, Canadá.
- Dufresne, R., Lavallee, H.C., Lebrun, R.E., Lo, S.N. (1998). Comparison of performance between membrane biorreactor and activated sludge system for the treatment of pulping process wastewaters. *TAPPI Journal*, 81(4):131-135.
- Elmaleh, S., Naceur, W. (1992). Transport of water through an inorganic composite membrane. *Journal of Membrane Science*, 66:227-234.
- Fan, Y.B., Wang, J.S., Jiang, Z.C. (1998). Test of membrane biorreactor for wastewater treatment of a petrochemical complex. *Journal of Environmental Sciences*, 10(3):269-275.
- Fakhrulrazi, A., Noor, M. J. M. M. (1999). Treatment of palm oil mill effluent with the membrane anaerobic system. *Water Science Technology*, 39:159-163.
- 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.
- Field, R., Wu, D., Howell, J., Gupta, B. (1995). Critical flux concept for microfiltration fouling. *Journal of Membrane Science*, 100:259-272.
- Herrera-Robledo M. (2007). Bio-reactores anaerobios de membrana: Efectividad de remoción de contaminantes y evaluación de los fenómenos de taponamiento. Tesis, Maestría en Ciencias Bioquímicas, UNAM. México, D.F. México.
- Hogetsu, A., Ishikawa, T., Yoshikawa, M., Tanabe, T., Yudate, S., Sawada, J. (1992). High rate anaerobic digestion of wool scouring wastewater in a digester combined with membrane filter. *Water Science and Technology*, 25(7):341-350.
- Hong, S. y Elimelech, M. (1997). Chemical and physical aspects of natural organic matter (NOM) fouling of nanofiltration membranes. *Journal of Membrane Science*, 132:159-181.
- Hwang, S., Chang, D., Chen, C. (1996). Steady state permeate flux for particle crossflow filtration. *Chemical Engineering Science*, 61:171-178.
- Ince, B. K., Ince, O., Salls, P. J., and Anderson, G. K. (2000). Inert COD production in a membrane anaerobic reactor treating brewery wastewater. *Water Research*, 34:3943-3948.
- Irwin, J. 1990. On-site wastewater reclamation and recycling. *Water Environment and Technology*, 2(11):90-91.
- Judd, S. y Jefferson, B. (2003). *Membranes for industrial wastewater recovery and re-use*. Elsevier, Nueva York, NY. EEUU.
- Jorand, F., Zartarian, F., Thomas, F., Block, J., Bottero, J., Villemin, G., Urbain, V., Manem, J. (1995). Chemical and structural (2D) linkage between bacteria within activated sludge flocs. *Water Research Technology*, 29:1639-1647.
- Kato, M.T., Field, J.A. Lettinga, G. (1997). The anaerobic treatment of low strength wastewaters in tipo "UASB" and EGSB reactors. *Water Science Technology*, 36(6-7):375-382.
- Kawakatsu, T., Nakao, S., Kimura, S. (1993). Effect of size and compressibility of suspended particles and surface pore size of membrane on flux in crossflow filtration. *Journal of Membrane Science*, 81:173-190.

- Kim, J., Lee, C., Chang, I. (2001). Effect of pump shear on the performance of a crossflow membrane bioreactor. *Water Research*, 35:2137-2144.
- Kimura, S. (1991). Japan's aqua renaissance '90 project. *Water Science and Technology*, 23(7-9):1573-1582.
- Kitamura, Y., Maekawa, T., Tagawa, A., Hayashi, H., Farrel-Poe, K. (1996). Treatment of strong organic, nitrogenous wastewater by an anaerobic contact process incorporating ultrafiltration. *Applied Engineering in Agriculture*, 12(6):709-723.
- Knoblock, M.D., Sutton, P.M., Mishra, P.N., Gupta, K., Janson, A. (1994). Membrane biological reactor system for treatment of oily wastewaters. *Water Environment Research*, 66(2):133-139.
- Krauth, K.H., Staab, K.F. (1993). Pressurized biorreactor with membrane filtration for wastewater treatment. *Water Research*, 27(3):405-411.
- Lahousine-Turcaud, V., Wiwener, M. (1990). Fouling in tangential-flow ultrafiltration: The effect of colloid size and coagulation pretreatment. *Journal of Membrane Science*, 52(2):173-190.
- Lee, S. M., Jung, J. Y., Chung, Y. C. (2001). Novel method for enhancing permeate flux of gas sparged ultrafiltration with tubular membranes. *Chemical Engineering Journal*, 67:71-75.
- Lettinga, G., Hulshoff-Pol, L. (1991). "UASB"-Process design for various types of wastewaters. *Water Science and Technology*, 24(8):87-107.
- Liikanen, R., Kuivila, J., Laukkanen, R. (2001). Efficiency of various chemical cleanings for nanofiltration membrana fouled by conventionally-treated surface water. *Journal of Membrane Science*, 195(2002):263-276.
- Liu, C., Caothien, S., Hayes, J., Caothuy, T., (2006). *Membrane Chemical Cleaning: From Art to Science*. Scientific and Laboratory Services, Pall Corporation, 25 Harbor Park Dr., Port Washington, NY, EEUU.
- Lu, W., Hwang, K., Ju, S. (1993). Studies on the mechanism of crossflow filtration. *Chemical Engineering Science*, 48(5):863-872.
- Lu, W., Ju, S. (1989). Selective particle deposition in crossflow filtration. *Separation Science and Technology*. 24(7-8):517-540.
- Lübbecke, S., Vogelpohl, A., Dewjanin, W. (1995). Wastewater treatment in a biological high performance system with high biomass concentration. *Water Research*, 35(2):471-486.
- Mackley, M., Sherman, N. (1993). Cake filtration mechanisms in steady and unsteady flows. *Journal of Membrane Science*, 77:113-121.
- Metcalf y Eddy, Inc. (2003). *Wastewater engineering, treatment and reuse*. 4ª Edición, Mc. Graw Hill, Nueva York, EEUU.
- Nagano, A., Arikawa, E., Kobayashi, H. (1992). The treatment of liquor wastewater containing high-strength suspended solids by membrana bioreactor system. *Water Science and Technology*, 26(3-4):887-895.
- NMX-AA-42-1987. Norma Mexicana. Calidad del Agua-Determinación del Número más Probables (NMP) de Coliformes Totales, Fecales (Termorreguladores) y *Escherichia coli*.
- NOM (1996). Norma Oficial Mexicana NOM-001-SEMARNAT-1996 que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales. Secretaría del Medio Ambiente. Publicada en el Diario Oficial de la Federación el 24 de junio de 1996, 28 pp. México D.F. México.

- NOM (1998). Norma Oficial Mexicana NOM-003-SEMARNAT-1997 que establece los límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se reúsen en servicios al público. Secretaría del Medio Ambiente. Publicada en el Diario Oficial de la Federación el 21 de septiembre de 1998, 7 pp. México D.F. México.
- Organización Mundial de la Salud. Directivas de calidad del agua de bebida. (2000). Criterios de higiene y documentación de apoyo. Programa Internacional para la Seguridad Química Vol 2. Ginebra, Suiza.
- Romero, C., Davis, R. (1991). Experimental verification of the shear-induced hydrodynamic model of crossflow microfiltration. *Journal of Membrane Science*, 62:247-273.
- Schneider, R., Tsutiya, M. (2001). Membranas filtrantes para o tratamiento de água, esgoto e água de reutilização. 1ª edición. Asociación brasileña de ingeniería sanitaria y ambiental, Sao Paulo, Brasil.
- Scholzy, W., Fuchs, W. (2000). Treatment of oil contaminated wastewater in a membrane biorreactor. *Water Research*, 34(14):3621-3629.
- SEMARNAT (2006). Informe de la situación del medio ambiente en México. Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales – Semarnat- México, (en línea, citado en diciembre del 2006). Disponible en: <http://www.semarnat.gob.mx/informacionambiental>.
- Smith, P., Shon, H., Vigneswaran, S. (2006). Productivity enhancement in a cross flow ultrafiltration membrane system through automated de-clogging operations. *Journal of Membrane Science*, 280:82-88
- Song, L. (1998). Flux decline in crossflow microfiltration and ultrafiltration: Mechanisms and modeling of membrane fouling. *Journal of Membrane Science*, 139:183-200.
- Strohwald, N., Ross, W. (1992). Application of the ADUF process to brewery effluent on a laboratory scale. *Water Science and Technology*, 25(10):95-105.
- Sutton, P., Li, A., Evans, R., Korchin, S. (1983). Dorr Oliver's fixed-film, suspended growth anaerobic systems for industrial wastewater treatment and energy recovery. In *Proceedings of 37<sup>th</sup> Industrial Waste Conference*, 667-675. Purdue University Purdue, IN. EEUU.
- Tarleton, E., Wakeman, R. (1994). Understanding flux decline in crossflow microfiltration: Part II-Effects of process parameters. *Transactions of the Institution of Chemical Engineering*, 72:431-439.
- Tay, J., Ruiz, A., Sánchez, J., Romero, R., Robert, L., Becerril, M. (1995). Las helmintiasis en la República Mexicana. *Parasitología*, 50:10-6.
- Visvanathan, C., Ben Aim, R., Parameshwaran, K. (2000). Membrane separation bioreactors for wastewater treatment. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 30(1):1-48.
- Wakeman, R., Tarleton, E. (1991). Colloidal fouling of microfiltration membranes during the treatment of aqueous feed streams. *Desalination*, 83:35-52.
- Wehrle (2001). BRM Case Study: Coved. Wehrle environmental – Wehrle Werk AG, England. Disponible en: <http://wehrle-env.co.uk>.
- Wisniewski, C., Grasmick, A. (1998). Floc size distribution in a membrane bioreactor and consequences for membrane fouling. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects*, 138(2):403-411.

- Wisniewski, C., Grasmick, A., Cruz, A. (2000). Critical particle size in membrane bioreactors case of a denitrifying bacterial suspension. *Journal of Membrane Science*, 177:73-82
- Yokomizo, T. (1994). Ultrafiltration membrane technology for regeneration of building wastewater for reuse. *Desalination*, 98: 319-326.
- Zhang, B., Yamamoto, K., Ohgaki, S., Kamiko, N. (1997). Floc size distribution and bacterial activities in membrane separation activated sludge processes for small scale wastewater treatment/reclamation. *Water Science and Technology*, 35(6):37-44.
- Zydney, C. (1986). A concentration polarisation model for the filtrate flux in crossflow microfiltration of particulate suspensions. *Chemical Engineering Communications*, 47:1-21.

## ANEXO I

## ANÁLISIS ESTADÍSTICO

**I.1 Análisis estadístico de los resultados obtenidos en la evaluación de la influencia de la velocidad de flujo (v) y presión transmembrana (PTM) sobre el flux de líquido permeado (Jp)**

***I.1.1 Análisis de varianza de dos factores con varias muestras por grupo***

- Factores: Velocidad de flujo (v) y presión transmembrana (PTM)
- Variable de respuesta: Flux (L/m<sup>2</sup>h)
- Valor de significancia  $\alpha$ : 0.05
- Hipótesis:

Ho:  $\alpha_1 = \alpha_2 = \alpha_3 = 0$

HA:  $\alpha_i \neq 0$  para algún i

Ho:  $\beta_1 = \beta_2 = \beta_3 = \beta_4 = \beta_5 = \beta_6 = \beta_7 = 0$

HA:  $\beta_j \neq 0$  para algún j

Ho:  $(\alpha \beta)_{ij} = 0$  para todo ij

HA:  $(\alpha \beta)_{ij} \neq 0$  para algún ij

**Tabla I-1. Análisis de varianza para la evaluación de la influencia de v y PTM sobre el flux de líquido permeado**

ORIGEN DE LAS VARIACIONES	SUMA DE CUADRADOS	GRADOS DE LIBERTAD	PROMEDIO DE LOS CUADRADOS	F	VALOR-P
Muestra	12279,81712	5	2455,963424	1119,17321	0.0000
Columnas	1934,223632	2	967,1118159	440,709182	0.0000
Interacción	198,4144658	10	19,84144658	9,04167186	0.00003
Dentro del grupo	39,5	18	2,194444444		
Total	14451,95522	35			

De la Tabla I-1 se rechaza la hipótesis nula en los 3 efectos. La velocidad, presión y la interacción velocidad-presión están activos e influyen significativamente en la variable de respuesta.

**I.1.2 Comparación de medias mediante el método LSD (least square deviation, en inglés), para el efecto de la velocidad y presión transmembrana sobre el flux de líquido perneado  $J_p$**

- Factores: Velocidad de flujo (v) y presión transmembrana (PTM)
- Variable de respuesta: Flux (L/m<sup>2</sup>h)

**Tabla I-2. Comparación de medias por el método LSD**

Hipótesis (Ho)	Diferencia de medias	LSD
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)1,1} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)2,1}$	6,350*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)1,1} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)3,1}$	7,850*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)2,1} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)3,1}$	-1,500	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)1,2} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)2,2}$	-6,350*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)1,2} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)3,2}$	-16,350*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)2,2} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)3,2}$	-10,000*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)1,3} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)2,3}$	-6,350*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)1,3} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)3,3}$	-16,350*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)2,3} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)3,3}$	-10,000*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)1,4} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)2,4}$	-12,200*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)1,4} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)3,4}$	-20,200*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)2,4} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)3,4}$	-8,000*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)1,5} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)2,5}$	-13,307*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)1,5} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)3,5}$	-24,307*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)2,5} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)3,5}$	-11,000*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)1,6} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)2,6}$	-12,602*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)1,6} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)3,6}$	-22,602*	2.23
$\bar{Y}_{(\alpha\beta)2,6} = \bar{Y}_{(\alpha\beta)3,6}$	-10,000*	2.23

(\*) La diferencia de medias es significativa

De los resultados que se muestran en la Tabla I-2 se rechaza Ho, por lo que la diferencia de medias es significativa. El  $J_p$  se ve afectado por el efecto de la interacción v y PTM.

### I.1.3 Verificación de supuestos: Normalidad, varianza, independencia

#### Normalidad

- Hipótesis:  
 $H_0$ : Los datos proceden de una distribución normal  
 $H_A$ : Los datos no proceden de una distribución normal

**Tabla I-3. Prueba de Shapiro-Wilks para normalidad**

i	ai	(X(n-i+1)-Xi)	ai(X(n-i+1)-Xi)
1	0,4886	73,02943288	35,6821809
2	0,3253	56,67934913	18,43779227
3	0,2553	51,85092127	13,2375402
4	0,2027	39,80067002	8,067595812
5	0,1587	27,32714121	4,336817309
6	0,1197	16,75041876	2,005025126
7	0,0837	15,7001675	1,31410402
8	0,0496	12,65733429	0,627803781
9	0,0163	3	0,0489
			83,75775942

$$W_0 = 0,9644$$

$$W_{18, 0.95} = 0,982$$

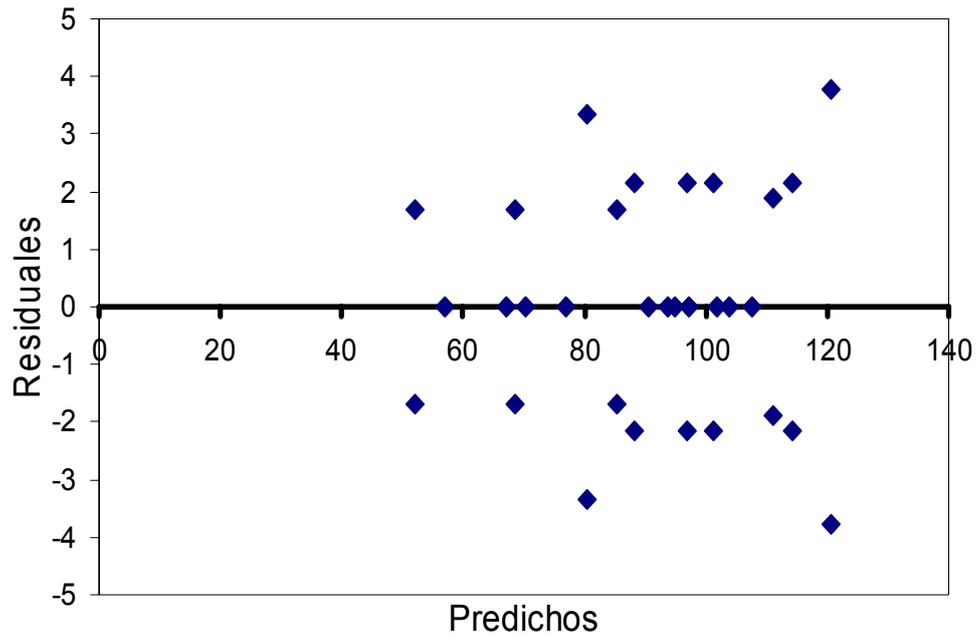
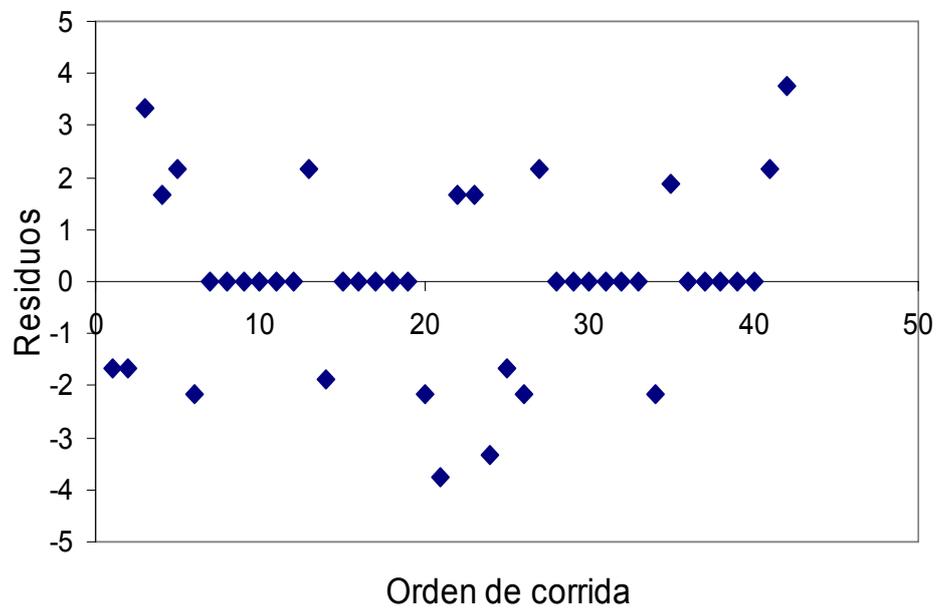
Como  $W_0 < W_{1-\alpha}$  se acepta que los datos proceden de una distribución normal.

#### Varianza constante

En la Figura I-1 de residuos vs. predichos se cumple el supuesto de varianza constante al caer todos los puntos dentro de una banda horizontal.

#### Independencia

En la Figura I-2 muestra un comportamiento aleatorio de los puntos dentro de una banda horizontal, por lo que el supuesto de independencia se cumple.

**Figura I-1. Varianza constante****Figura I-2. Independencia en los residuos**

## I.2 Tablas de datos

Tabla I.1 Sólidos totales en las 3 corrientes del BRAM

Día	STT (mg/L)			STV (mg/L)			STF (mg/L)		
	A.R.	tipo "UASB"	MEMB	A.R.	tipo "UASB"	MEMB	A.R.	tipo "UASB"	MEMB
1	675	428	339	361	164	105	314.09	192.24	161.51
3	695	427	336	408	154	110	286.63	191.84	154.25
5	785	470	338	397	177	133	330.75	212.69	173.50
7	616	419	363	364	151	117	316.50	187.35	174.21
9	704	408	385	305	147	127	219.00	180.20	165.61
11	682	447	302	331	166	131	317.24	200.81	163.60
13	690	438	330	320	161	127	308.75	196.52	167.88
15	592	441	372	336	165	123	265.00	195.02	159.92
17	668	477	337	412	180	93	318.06	215.88	172.42
19	680	465	344	392	175	114	338.66	208.81	157.47
21	710	404	395	392	177	140	233.60	202.25	166.80
23	686	429	391	363	155	130	323.53	192.67	165.90
25	599	418	364	352	150	128	258.80	235.16	165.90
27	662	414	385	326	152	133	280.44	180.70	158.90
29	688	467	338	395	156	115	292.52	262.24	150.67
31	658	477	304	302	179	135	318.76	216.62	160.00
33	720	443	347	355	163	120	257.00	199.70	167.70
35	609	455	378	330	177	130	343.74	196.64	175.20
37	740	425	336	383	155	99	297.40	188.30	165.48
39	785	420	364	310	210	116	309.52	185.80	154.20
41	616	441	355	423	172	111	257.90	210.02	172.23
43	683	477	301	334	183	85	309.76	212.32	144.07
45	750	425	383	376	171	122	263.30	244.01	166.80
47	730	425	302	349	142	105	286.00	243.67	155.10
49	686	451	335	312	167	99	264.94	203.21	164.15

Día	STT (mg/L)			STV (mg/L)			STF (mg/L)		
	A.R.	tipo "UASB"	MEMB	A.R.	tipo "UASB"	MEMB	A.R.	tipo "UASB"	MEMB
51	730	407	315	347	139	89	311.00	234.00	153.93
53	597	411	382	340	151	119	281.35	244.82	170.00
55	728	408	355	381	135	106	346.05	222.00	177.03
57	624	444	395	377	165	99	303.06	197.98	166.80
59	720	414	303	348	140	111	247.00	232.43	158.70
61	647	444	393	370	165	121	309.94	197.95	164.10
63	688	448	345	400	167	117	288.49	200.35	156.19
65	715	469	315	398	197	102	316.77	190.15	141.33
67	690	451	336	379	169	110	311.49	201.03	153.93
69	759	477	355	305	180	127	331.90	216.26	142.37
71	639	406	301	351	132	108	253.30	177.51	141.10
73	678	414	319	330	145	107	295.00	229.27	140.00
75	658	405	355	314	166	114	279.67	200.52	147.90
77	591	406	338	336	134	92	277.08	185.86	152.40
79	731	480	376	323	192	119	309.97	207.01	146.00
81	697	420	338	354	156	113	262.40	239.83	152.52
83	731	477	346	369	181	117	361.55	214.27	156.71
85	651	418	335	336	141	98	307.05	238.80	165.04
90	600	443	315	346	158	101	339.62	174.69	141.65
95	715	466	382	362	163	118	353.42	205.09	153.41
100	700	428	379	323	154	122	261.88	209.90	141.94
102	735	482	395	317	182	102	364.94	219.48	171.11
105	698	422	386	351	170	124	293.80	187.95	144.00
110	683	467	393	420	174	105	276.90	211.27	160.50
115	600	420	382	327	166	122	353.04	220.81	167.70
120	665	420	349	300	143	118	363.40	210.07	154.20
<b>Media</b>	<b>680</b>	<b>437</b>	<b>350</b>	<b>352</b>	<b>162</b>	<b>114</b>	<b>298.22</b>	<b>207.40</b>	<b>158.57</b>
<b>Desv. Est.</b>	<b>50</b>	<b>25</b>	<b>29</b>	<b>33</b>	<b>17</b>	<b>13</b>	<b>34.81</b>	<b>19.94</b>	<b>10.30</b>

Tabla I.2 Sólidos suspendidos en las 3 corrientes del BRAM

Día	SST (mg/L)			SSV (mg/L)			SSF (mg/L)		
	A.R	tipo "UASB"	MEMB	A.R	tipo "UASB"	MEMB	A.R	tipo "UASB"	MEMB
1	210	53	0	147	29	0	63	24	0
3	140	35	0	137	28	0	30	7	0
5	200	50	1	140	40	1	60	10	0
7	156	39	2	109	31	1	47	8	1
9	157	39	0	110	31	0	47	8	0
11	169	42	3	118	34	1	51	8	2
13	180	45	0	126	36	0	54	9	0
15	150	38	2	105	30	0	45	8	2
17	180	45	2	126	36	0	54	9	2
19	170	43	3	119	34	0	51	9	1
21	190	48	0	113	38	0	77	10	0
23	185	36	0	130	27	0	56	9	0
25	180	45	0	126	36	0	54	9	0
27	150	38	2	105	30	0	45	8	2
29	134	34	0	114	27	0	20	7	0
31	200	50	0	140	40	0	60	10	0
33	190	48	0	133	38	0	57	10	0
35	210	53	0	147	42	0	63	11	0
37	210	53	0	147	42	0	63	11	0
39	190	48	0	133	38	0	57	10	0
41	176	44	1	123	35	1	53	9	0
43	176	44	2	123	35	1	53	9	1
45	183	46	0	128	37	0	55	9	0
47	137	34	1	123	27	0	26	7	1
49	140	35	0	98	28	0	42	7	0

Día	SST (mg/L)			SSV (mg/L)			SSF (mg/L)		
	A.R	tipo "UASB"	MEMB	A.R	tipo "UASB"	MEMB	A.R	tipo "UASB"	MEMB
51	194	49	2	136	39	0	58	10	2
53	147	37	2	121	29	2	26	7	0
55	139	35	1	127	28	0	21	7	1
57	210	53	0	147	42	0	63	11	0
59	155	39	0	133	31	0	22	8	0
61	180	45	0	126	36	0	54	9	0
63	176	44	0	102	35	0	74	9	0
65	176	44	0	123	35	0	53	9	0
67	140	35	0	98	28	0	42	7	0
69	194	49	0	136	39	0	58	10	0
71	200	50	0	140	25	0	60	25	0
73	190	48	0	133	38	0	57	10	0
75	210	53	0	147	42	0	63	11	0
77	155	39	1	109	31	1	47	8	0
79	135	34	2	95	27	2	41	7	0
81	187	47	0	131	37	0	56	9	0
83	203	51	2	142	41	2	61	10	0
85	168	42	1	118	34	1	50	8	0
90	175	44	2	123	35	2	53	9	0
95	210	53	1	147	42	1	63	11	0
100	155	39	1	109	31	1	47	8	0
102	180	45	2	126	36	2	54	9	0
105	215	54	0	118	43	0	72	11	0
110	220	55	0	123	44	0	75	11	0
115	125	39	0	87	33	0	37	6	0
120	120	42	1	84	21	1	38	21	0
<b>Media</b>	<b>173</b>	<b>43</b>	<b>0</b>	<b>122</b>	<b>34</b>	<b>0</b>	<b>49</b>	<b>9</b>	<b>0</b>
<b>Desv. Est.</b>	<b>26</b>	<b>6</b>	<b>1</b>	<b>16</b>	<b>5</b>	<b>1</b>	<b>13</b>	<b>4</b>	<b>1</b>

Tabla I.3. Sólidos disueltos totales y volátiles en las 3 corrientes del BRAM

Día	SDT (mg/L)			SDV (mg/L)		
	A.R.	tipo "UASB"	MEBRMANA	A.R.	tipo "UASB"	MEBRMANA
1	465	376	339	214	193	188
3	555	392	336	271	197	195
5	585	420	337	257	209	204
7	460	380	361	255	201	188
9	547	369	385	195	197	199
11	513	405	299	213	213	202
13	510	393	330	217	206	199
15	442	404	371	231	216	195
17	488	432	335	286	225	165
19	510	422	341	273	222	186
21	520	357	395	279	220	212
23	501	393	391	233	209	202
25	419	373	364	226	195	200
27	512	376	384	221	203	205
29	554	434	338	281	211	187
31	458	427	304	230	220	207
33	530	396	347	222	206	192
35	399	402	378	227	216	202
37	530	372	336	236	194	171
39	595	373	364	230	216	188
41	440	397	354	300	217	182
43	507	433	299	211	229	156
45	567	379	383	248	215	194
47	593	391	301	226	195	177
49	546	416	335	214	220	171
51	536	359	313	211	181	161
53	450	374	380	219	203	189

Día	SDT (mg/L)			SDV (mg/L)		
	A.R.	tipo "UASB"	MEBRMANA	A.R.	tipo "UASB"	MEBRMANA
55	589	373	354	254	189	178
57	414	391	395	230	204	171
59	565	375	303	215	190	183
61	467	399	393	244	210	193
63	512	404	345	298	213	189
65	539	425	315	275	243	174
67	550	416	336	281	222	182
69	565	429	355	237	222	199
71	439	356	301	211	188	180
73	488	367	319	214	188	179
75	448	353	355	216	205	186
77	436	367	337	263	184	163
79	596	446	374	229	220	189
81	510	373	338	223	200	185
83	528	426	344	240	222	187
85	483	376	334	219	189	169
90	425	399	313	254	204	171
95	505	414	381	217	202	189
100	545	389	378	214	204	193
102	555	437	393	255	205	172
105	483	368	386	233	208	196
110	463	412	393	297	211	177
115	475	381	382	239	214	194
120	545	378	348	216	203	189
<b>Media</b>	<b>504</b>	<b>393</b>	<b>349</b>	<b>238</b>	<b>207</b>	<b>186</b>
<b>Desv. Est.</b>	<b>52</b>	<b>25</b>	<b>30</b>	<b>27</b>	<b>13</b>	<b>13</b>

Tabla I-7. DQO total y soluble en las 3 corrientes del BRAM

Día	DQO Total			DQO soluble		
	A.R.	tipo "UASB"	MEMBRANA	A.R.	tipo "UASB"	MEMBRANA
1	634	120	38	262	99	16
2	535	185	20	269	100	21
4	260	102	33	236	110	30
6	434	84	30	257	110	22
8	408	108	32	221	107	32
10	389	159	42	258	108	29
12	400	150	29	230	100	32
14	430	189	36	241	110	33
16	437	187	27	215	123	32
18	600	200	52	220	100	39
20	500	100	30	220	98	30
22	545	145	41	245	110	28
24	421	102	32	200	110	29
26	480	130	25	234	120	25
28	606	156	36	220	120	31
30	600	150	38	230	150	25
33	619	169	32	250	108	19
35	700	224	34	254	160	22
37	750	150	32	262	110	25
39	700	100	36	269	123	39
41	550	150	28	269	100	36
43	633	210	38	250	123	35
45	542	142	29	254	100	16
47	703	103	29	231	114	32
49	550	150	30	235	110	28
51	478	120	26	254	100	14
53	349	109	58	245	114	28
55	446	176	25	242	110	35
59	315	115	29	220	145	34
61	677	227	55	262	150	39
63	750	200	40	235	100	27
65	750	220	28	230	102	40
67	600	120	35	225	110	35
69	550	150	36	250	108	34
71	500	100	38	254	100	31
73	450	100	25	262	110	26
75	400	120	33	262	123	20
77	469	149	35	242	100	22
79	450	130	31	230	130	22
81	450	130	48	210	110	30
85	354	134	30	256	80	29

Tabla I.7 DQO total y soluble en las 3 corrientes del BRAM (Continuación)

DQO Total				DQO soluble			
Día	A.R.	tipo "UASB"	MEMBRANA	A.R.	tipo "UASB"	MEMBRANA	
90	350	130	50	236	98	31	
95	350	130	33	200	128	32	
100	354	134	27	210	94	24	
105	500	180	29	190	86	18	
115	490	170	32	210	70	20	
120	480	160	38	232	88	25	
<b>Mediana</b>	445	133	33	236	109	27	
<b>Desv. Est.</b>	138	38	8	20	17	7	

Tabla I.8 Determinación de huevos de helminto (HH)

Los resultados están basados en el promedio de 3 repeticiones

Género	Agua residual CU	Efluente reactor UASB	Permeado UF
Hymenolepis diminuta	6	2	nd
Enterobius vermicularis	3	1	nd
Trichuris	2	1	nd
Toxocara	2	1	nd
Ascaris	8	4	nd
Hymenolepis nana	4	1	nd

Tabla I.9 Determinación de coliformes fecales (CF)

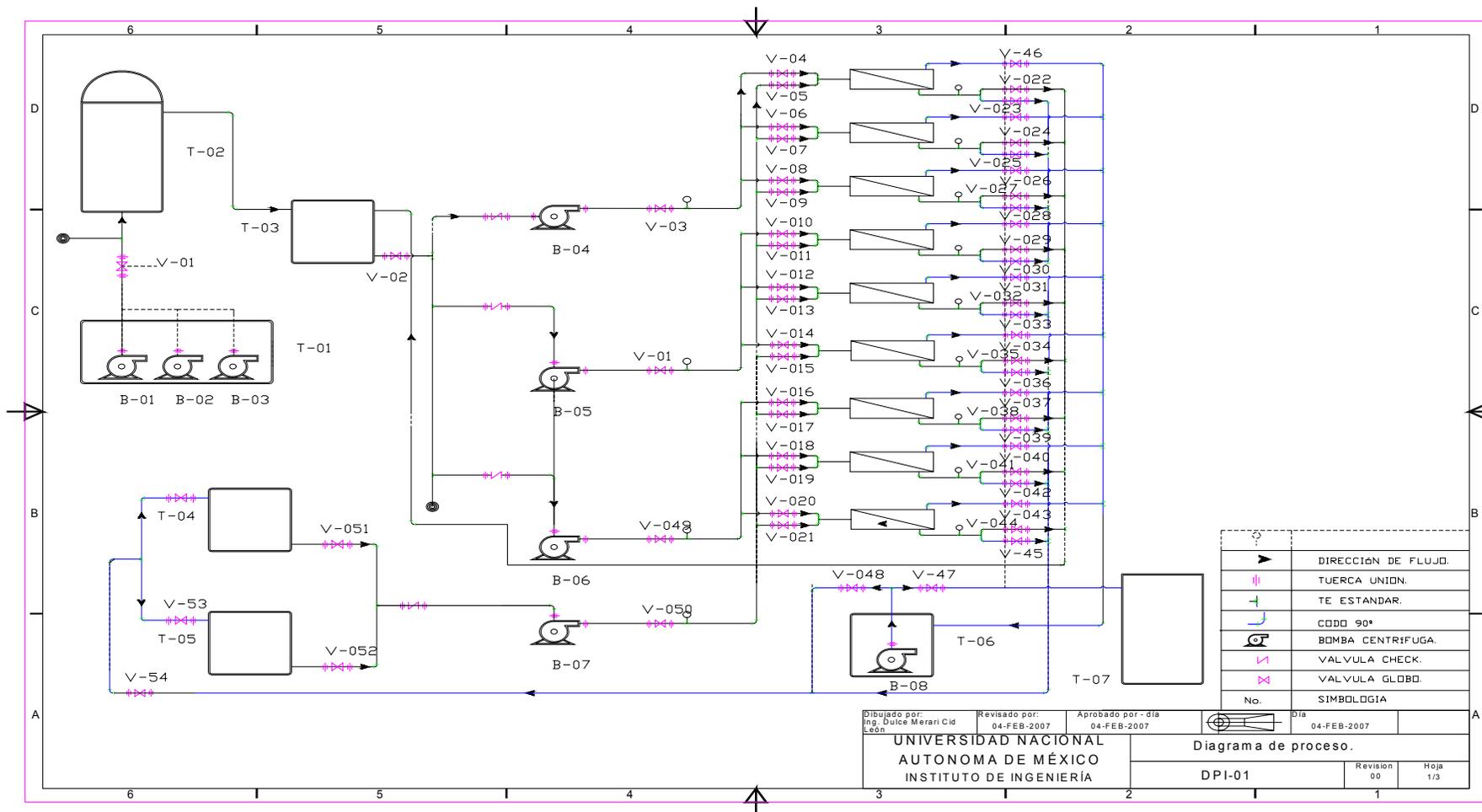
Dilución	Agua residual			Efluente UASB			Permeado UF		
$1 \times 10^{-3}$	45	34	43	33	34	39	0	1	0
$1 \times 10^{-4}$	4	5	7	3	4	2	0	1	0
$1 \times 10^{-5}$	1	3	2	2	0	1	0	0	0
<b>Promedio</b>	$4.5 \times 10^0$	$3.7 \times 10^0$	$4.7 \times 10^0$	$3.4 \times 10^0$	$3.4 \times 10^0$	$3.7 \times 10^0$	0	0	0

Tabla I.10 Análisis del lodo granular

Prueba	Valor
Actividad metanogénica	1 g CH <sub>4</sub> -DQO/g SSV.d
Granulometría	
Fracción granular	98.07%
Fracción floculo	1.93 %
ST	239.15 g/L
SST	212.26 g/L
SSV	107.29 g/L
SSF	104.97 g/L

ANEXO II

II.1 Diagrama de flujo del proceso a escala mayor (40 departamentos, 4 personas/departamento, 200 L/persona por día)



## II.2 Diseño de tanques

### a) Cárcamo de bombeo, tanque colector de agua tratada y tanque colector de permeado.

- $Q_{\min} = 0.185 \text{ L/s}$
- $Q_{\text{medio}} = 0.35 \text{ L/s}$
- $Q_{\max} = 1.40 \text{ L/s}$
- $Q_{\text{bomba}} = \frac{1}{2} Q_{\max} = 0.7 \text{ L/s}$
- $t_{\text{ciclo}}$  recomendado para  $V_1 = 30 \text{ min}$
- $t_{\text{ciclo}}$  recomendado para toda la operación = 2 horas

#### Volumen 1

$$t_{\text{ciclo}} = \frac{V_1}{Q_{\min}} + \frac{V_1}{Q_{\text{bomba}} - Q_{\min}}$$

$$V_1 = 245 \text{ L}$$

#### Volumen 2

$$t_{\text{ciclo}} = t_1 + t_2 + t_3$$

$$t_{\text{ciclo}} = \frac{V_1}{Q_{\text{medio}}} + \frac{V_2}{Q_{\text{medio}} - Q_{\text{bomba1}}} + \frac{V_1 + V_2}{Q_{\text{bomba1}} + Q_{\text{bomba2}} - Q_{\text{medio}}}$$

$$V_2 = 2,239.8 \text{ L}$$

Carga mínima de operación: 470 L

$$V_{\text{total}} = 245 \text{ L} + 2239.8 \text{ L} + 470 \text{ L} = 2,954.80 \text{ L}$$

### b) Reactor tipo "UASB"

- $Q_{\text{in}} = 1.33 \text{ m}^3/\text{h}$
- TRH = 8 horas

$$TRH = \frac{V}{Q}$$

$$V = TRH \times Q = 8 \text{ h} \times 1.33 \text{ m}^3 / \text{h} = 10.64 \text{ m}^3 *$$

$$V = 10.64 \text{ m}^3 *$$

\* Para la elección del tanque disponible en el mercado se eligió el volumen del tanque inmediato superior al volumen calculado

### c) Membranas de ultrafiltración

- $Q_p = 1.33 \text{ m}^3/\text{h}$
- $J_p = 17 \text{ L}/\text{m}^2\text{h}$
- Diámetro de la membrana = 0.5 pulg. = 0.0127 m
- Largo de la membrana = 10 ft = 3.04 m
- Área de la membrana =  $0.837 \text{ m}^2$  por módulo

$$A = \frac{Q_p}{J_p} = \frac{1.33 \text{ m}^3 / \text{h}}{0.017 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{ h}} = 78.43 \text{ m}^2$$

$$\text{Número de módulos} = \frac{78.43 \text{ m}^2}{0.837 \text{ m}^2} = 94 \text{ módulos}$$

Los módulos estarán repartidos en 9 arreglos, 8 de ellos con 11 módulos de membrana y 1 arreglo con 6 módulos.

## II.3 Bombas del sistema

### a) Distancias y longitudes equivalentes

<b>Cárcamo de bombeo a reactor "UASB" (suponiendo diámetro de 2 ")</b>				
<b>Pieza</b>	<b>Cantidad</b>	<b>L/Diámetro</b>	<b>L equivalente (m)</b>	<b>Total (m)</b>
válvula de globo	1	340	17	
codo de 90°	2	30	3	
Te estándar	1	20	1	21
<b>Tanque colector de efluente tratado a membranas (suponiendo diámetro de 2 ")</b>				
<b>Pieza</b>	<b>Cantidad</b>	<b>L/Diámetro</b>	<b>L equivalente (m)</b>	<b>Total (m)</b>
válvula check	0	135	0	
válvula de globo	7	340	119	
codo de 90°	11	30	16.5	
Te estándar	14	20	14	149.5
<b>Tanques de limpieza a membranas (suponiendo diámetro de 2 ")</b>				
<b>Pieza</b>	<b>Cantidad</b>	<b>L/Diámetro</b>	<b>L equivalente (m)</b>	<b>Total (m)</b>
válvula check	0	135	0	
válvula de globo	9	340	153	
codo de 90°	17	30	25.5	
Te estándar	14	20	14	192.5
<b>Tanque colector de permeado a cisterna (suponiendo diámetro de 2 ")</b>				
<b>Pieza</b>	<b>Cantidad</b>	<b>L/Diámetro</b>	<b>L equivalente (m)</b>	<b>Total (m)</b>
válvula de globo	2	340	34	
codo de 90°	2	30	3	
Te estándar	1	20	1	38

- **Cálculo de Potencia y kW**

Equipo	L equivalente (m)	Longitud recta (m)	Altura (m)	hf (m)	C.D.total	P (HP)	kW
B-01	21	5.6	3.8	0.781	4.581	0.060	0.045
B-02	21	5.6	3.8	0.781	4.581	0.060	0.045
B-04-05-06	149.5	108	2	24.172	26.172	3.785	2.824
B-07	149.5	108	2	24.172	26.172	3.785	2.824
B-08	38	40	30	2.288	32.28	0.224	0.167

#### II.4 Cálculo de insumos

##### a) Consumo de hipoclorito de sodio

- Solución de limpieza a una concentración de 300 mg/L de cloro.
- Concentración del NaClO comercial: 13 % de cloro libre
- Volumen del tanque: 0.225 m<sup>3</sup>

$$300\text{mg} / \text{L} * 250\text{L} = 75,000\text{mg} = 75\text{g}$$

$$\frac{75\text{g} * 100\text{ml}}{13\text{g}} = 576\text{ml de NaClO}$$

$$0.576\text{L} * 4\text{semanas} * 12\text{meses} = 27.648\text{L} / \text{año}$$

##### b) Consumo de energía eléctrica

###### Bomba B-01

Consumo de energía= 0.045kW \* 7,752.6 h/año = 350.43 kWh/año

###### Bomba B-02

Consumo de energía= 0.045kW \* 2,847 h/año = 128.69 kWh/año

###### Bomba B-04, B-05, B-06

Consumo de energía= 2.82 kW \* 7,992 h/año \* 3 = 67,612.32 kWh/año

###### Bomba B-07

Consumo de energía= 2.82 kW \* 576 h/año = 542.21 kWh/año

###### Bomba B-08

Consumo de energía= 0.16 kW \* 8,760 h/año = 1468.97 kWh/año