



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

---

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA**

INSTITUTO DE INGENIERÍA

**EVALUACIÓN DE LA COLMATACIÓN EN UNA  
MEMBRANA SUMERGIDA DENTRO DE UN  
BIORREACTOR DISCONTINUO AUTOMATIZADO**

**T E S I S**

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

**MAESTRO EN INGENIERÍA**

INGENIERÍA AMBIENTAL

P R E S E N T A :

**ING. LUIS RODRIGO CERVANTES QUIROZ**

TUTOR:

**DR. GERMÁN BUITRÓN MÉNDEZ**



Ciudad Universitaria

Noviembre 2007



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

---

---

**JURADO ASIGNADO:**

Presidente: DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA  
Secretario: M.I. ENRIQUE CÉSAR VALDEZ  
Vocal: DR. GERMÁN BUITRÓN MÉNDEZ  
1<sup>er</sup>. Suplente: DR. GERARDO RENÉ ESPINOSA PÉREZ  
2<sup>do</sup>. Suplente: DR. ADALBERTO NOYOLA ROBLES

Lugar donde se realizó la tesis:

INSTITUTO DE INGENIERÍA, UNAM.  
Coordinación de Bioprocesos Ambientales

**TUTOR DE TESIS:**

---

DR. GERMÁN BUITRÓN MÉNDEZ

# **Agradecimientos**

Se agradece el apoyo económico otorgado por el Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) a través del proyecto **46093Y**, así como la beca concedida dentro del programa de Becas de Inversión en el Conocimiento.

Se agradece el apoyo técnico de: M.C. Jaime Pérez Trevilla, Ing. José Carlos Moreno Hernández e Ing. Oscar David Trejo Valencia.

En especial, se reconoce al Dr. Alejandro Vargas, por su asesoría permanente y su ayuda incondicional.

## **A la Universidad Nacional Autónoma de México y al Instituto de Ingeniería,**

Sin duda, por ser el cimiento académico primordial en mi formación profesional, donde continué la enseñanza académica adquirida en mi querida Facultad de Ingeniería.

### **Al Dr. Germán Buitrón,**

Por la sociedad académica que formamos desde hace tres años cosechando numerosos frutos académicos, con su apoyo siempre oportuno, y sus sabios consejos.

### **Al M.I. Enrique César y Dr. Gerardo Espinosa,**

Por la asesoría y orientación continua a lo largo de mis estudios de maestría, tratando de enriquecer mi formación académica. En especial, a Enrique, excelente catedrático, que me ha complacido con su amistad, y por ser uno de los principales referentes en mis estudios universitarios.

**“ Por mi raza hablará el espíritu”**

---

---

# Reconocimientos

## **A mi madrecita,**

Al pensar en tí, pienso en la vida, en lo que soy, en lo que aprendí de mis padres, en lo que amo profundamente, y en darte, una vez más, las gracias por todo aquello que hemos compartido.

## **A mi apá,**

Por los consejos de vida, por tu amor incondicional, y por seguir, en todo momento, siendo parte de mis alegrías y tristezas. Seguimos para adelante.

## **A mis hermanos,**

Liliana, José Alberto y Daniel, con ustedes he aprendido a que los frutos se consiguen con esfuerzo, y son más valiosos cuando se comparten con los tuyos. Los quiero inmensamente.

## **A mis camaradas,**

Por esos momentos inolvidables, compartiendo conocimientos, ideas y convicciones personales, que nos llevaron a comprender la esencia de la amistad

## **A mi tomate multicolor, Ana,**

Por ser mi cómplice y apoyo de todos los instantes buenos y malos. Con amor eterno seguiremos estando juntos. Arrieros somos y Hasta la victoria siempre.

## **Dedicatoria especial, para mis Abuelos, Jorge y Leonor, Nicolás y Engracia,**

Con sabiduría indeleble, que a pesar de su estado no material, trascienden las familias que estamos formando, y estoy convencido que dentro de nuestras acciones están presentes hoy y siempre.

---

---

## ÍNDICE

|   |    |
|---|----|
| ÍNDICE.....   | v  |
| RESUMEN.....  | 1  |
| INTRODUCCIÓN.....   | 3  |
| 1. ANTECEDENTES.....  | 4  |
| 1.1. Biorreactores con Membranas (MBR).....                       | 4  |
| 1.1.1. Clasificación de membranas.....                            | 6  |
| 1.2. Configuración del sistema MBR.....                           | 7  |
| 1.3. Biorreactor discontinuo secuencial con membranas (MSBR)..... | 8  |
| 1.4. Colmatación.....   | 9  |
| 1.4.1. Factores.....  | 11 |
| 1.4.2. Medidas preventivas.....                                   | 12 |
| 1.4.3. Medidas correctivas.....                                   | 13 |
| 1.5. Mecanismos de colmatación.....                               | 15 |
| 1.5.1. Biocolmatación.....  | 16 |
| 1.5.2. Exopolímeros.....  | 17 |
| 1.6. Modelo de resistencia.....                                   | 17 |
| 1.7. Retos en el desarrollo de los sistemas MBR.....              | 18 |
| 1.8. Objetivos.....   | 20 |
| 1.8.1. Objetivo general.....                                      | 20 |
| 1.8.2. Objetivos particulares.....                                | 20 |
| 1.8.3. Hipótesis.....   | 20 |
| 2. METODOLOGÍA.....   | 21 |
| 2.1. Material y equipo.....                                       | 21 |
| 2.2. Modo de operación del MSBR.....                              | 23 |
| 2.3. Estrategia experimental.....                                 | 23 |
| 2.3.1. Bomba Concept Plus.....                                    | 25 |
| 2.3.2. Bomba GALA.....  | 25 |
| 2.4. Flux crítico y presión transmembrana.....                    | 26 |
| 2.5. Estrategia anti-colmatación.....                             | 27 |
| 2.5.1. Retro-lavados fijos.....                                   | 28 |
| 2.5.2. Limpieza química.....                                      | 28 |

---

---

|  |    |
|--|----|
| 2.5.3. Succión intermitente.....   | 28 |
| 2.6. Automatización y control de la etapa de filtración.....             | 29 |
| 2.6.1. Leyes de control.....   | 29 |
| 2.7. Degradación de aguas residuales tóxicas.....                        | 30 |
| <br>   |    |
| 3. RESULTADOS.....   | 32 |
| <br>   |    |
| 3.1. Pruebas exploratorias (1ra. etapa).....                             | 32 |
| 3.1.1. Pruebas sin sólidos suspendidos (bomba: Concept Plus).....        | 32 |
| 3.1.2. Pruebas con sólidos suspendidos (bomba: Concept Plus).....        | 33 |
| 3.2. Pruebas exploratorias (2da. etapa).....                             | 36 |
| 3.2.1. Pruebas con sólidos suspendidos (bomba: GALA).....                | 36 |
| 3.3. Condiciones subcríticas (3ra. etapa).....                           | 37 |
| 3.3.1. Biodegradación y turbiedad.....                                   | 37 |
| 3.3.2. Operación subcrítica durante la filtración.....                   | 38 |
| 3.4. Evaluación antes y después de la limpieza química.....              | 40 |
| 3.5. Evaluación de retro-lavados preestablecidos.....                    | 40 |
| 3.6. Automatización y control de la etapa de filtración.....             | 42 |
| 3.6.1. Instalación del control automático.....                           | 42 |
| 3.6.2. Instrumentación y seguimiento.....                                | 44 |
| 3.6.3. Evaluación del control.....                                       | 46 |
| 3.6.4. Tiempo de regeneración.....                                       | 55 |
| 3.6.5. Comparación de las condiciones de operación del sistema MSBR..... | 56 |
| 3.7. Tamaño de partícula.....  | 57 |
| <br>   |    |
| CONCLUSIONES.....  | 62 |
| <br>   |    |
| REFERENCIAS.....   | 64 |

---

---

# RESUMEN

---

Los biorreactores con membranas (MBR) son sistemas acoplados de dos tecnologías: *reactor biológico* y *sistema de membranas*, cuyo acoplamiento se dá bajo el interés de aprovechar lo mejor de cada tecnología con el fin de optimizar el proceso de tratamiento. La función principal del biorreactor es la degradación biológica de los contaminantes orgánicos mediante un consorcio de microorganismos. Así como, para la membrana, su objetivo es la separación de los microorganismos del agua tratada, donde ésta funge como una barrera física o un filtro para los sólidos suspendidos, de manera que se obtiene un efluente de excelente calidad, que por un lado cumpla la norma y por otro, abra la opción de generar una cultura de reúso del agua.

La colmatación o ensuciamiento del dispositivo de filtración es la obstrucción de los poros de la membrana, siendo el principal problema técnico trae como consecuencia la pérdida del flujo transmembrana y el aumento en la resistencia de filtración, lo que reduce la productividad del proceso de tratamiento, acorta la durabilidad de la membrana e incrementa los costos de operación, por lo que el objetivo de este trabajo de investigación fue evaluar técnicas anti-colmatación para un biorreactor discontinuo con membranas automatizado en la degradación de 4-clorofenol.

El biorreactor discontinuo con membranas (MSBR) se construyó con dispositivos analógicos/digitales comandados por un control automático a través de una PC, mediante un algoritmo de control en LabView 7.0. El MSBR está compuesto por una bomba de diafragma y una membrana tubular de ultrafiltración (PVDF), de 250kDa y una área total de 0.04 m<sup>2</sup>. Asimismo, la bomba fue acoplada a un transductor de presión y flujómetro para la medición del caudal de permeado, lo cual sirvió para medir en línea tanto la presión transmembrana (PTM) y el flux permeado (J), para entonces calcular la resistencia. Se establecieron diferentes frecuencias de retro-lavados, tanto de forma preestablecida como empleando diferentes leyes de control, para identificar así las mejores condiciones de operación,

Para la condición estándar de operación de la bomba de diafragma, amplitud 50 y frecuencia 45 pulsos/min, se evaluaron diferentes condiciones de retro-lavados preestablecidos, dentro de las cuales la mejor opción fue la de 2 retro-lavados con duración de 30 s, dando un flux permeado de 67.8 L m<sup>-2</sup> h<sup>-1</sup>, una presión

transmembrana igual a 26.7 kPa, una resistencia de filtración de  $1.8 \times 10^9 \text{ m}^{-1}$  y un tiempo de filtración de  $57.4 \pm 0.2 \text{ min}$ . Para esta condición se utilizó el 1% del agua filtrada para los retro-lavados.

La limpieza química de la membrana mejoró la condición inicial de operación, aumentando el flux permeado respecto al flux de la condición de membrana virgen inicial, entre un 25 y 92% después de haber efectuado el procedimiento de lavado químico.

A través del control automático, se implementaron tres leyes de control con el objeto de minimizar la colmatación de la membrana, buscando mejorar el comportamiento del flux permeado. Las leyes de control propuestas fueron:

- Aplicar un retro-lavado cuando la **PTM fuera mayor a 40 kPa,  $PTM > 40 \text{ kPa}$** .
- Aplicar un retro-lavado cuando el **J fuera menor al 50% del  $J_{\text{max}}$** .
- Aplicar retro-lavado cuando el **J fuera menor al 20% del  $J_{\text{max}}$** .

La mejor alternativa del control automático fue la ley de control  **$J < 20\% J_{\text{max}}$** . La estabilidad del sistema fue notoria a lo largo de toda la prueba, con valores de operación, tanto PTM, flux permeado y permeabilidad, de 37 kPa,  $34.2 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$  y  $135 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ bar}^{-1}$  respectivamente, junto con una tasa de colmatación muy baja,  $0.008 \text{ kPa/h}$ . Esta ley de control muestra las mejores condiciones de operación **estable y sostenida**, ya que tuvo mayor tiempo de regeneración, 147 días.

Asimismo, cuando el agua fue filtrada a través de la membrana, la turbiedad del efluente osciló en valores de  $0.5 \pm 0.2$  en Unidades de Turbiedad Nefelométricas (UTN), en contraste, la turbiedad registrada en el sobrenadante para un SBR convencional se midió en  $11 \pm 0.7 \text{ UTN}$ .

Debido a la producción de flóculos pequeños ( $4.3 \mu\text{m}$ ), disminuyó el tamaño de partícula, y aumentó su cantidad ( $2.32 \times 10^6 \text{ partículas/mL}$ ), lo que ocasionó un mayor taponamiento de la membrana.

# INTRODUCCIÓN

---

A partir de la necesidad de mitigar los efectos que acompañan los diversos tipos de descargas de aguas residuales en cuerpos de agua tanto superficiales como subterráneos se han puesto de manifiesto las exigencias, cada vez mayores, a las que están sometidos los procesos de tratamiento por parte de la legislación ambiental, así como de la economía de la industria, que demanda bajos costos de construcción y operación.

Debido a la naturaleza de las aguas residuales industriales, se debe considerar que sus características son altamente variables, además de que presentan dificultades extremadamente complejas para mantener condiciones aceptables en el funcionamiento de los procesos de tratamiento (Moreno y Buitrón, 2002). Estos problemas de operación en un proceso biológico para el tratamiento de aguas residuales, se reflejan en inhibición y desaclimatación de la biomasa.

Por ello, los procesos discontinuos se han utilizado para biodegradar los compuestos tóxicos orgánicos, ya que los métodos convencionales, por ejemplo lodos activados, presentan problemas de operación por la toxicidad de las aguas residuales. Buitrón *et al.* (2004) evaluaron los sistemas discontinuos concluyendo que son eficientes en la degradación de fenoles.

Asimismo, como parte de la necesidad de generar procesos menos costosos y más eficientes, y debido a la obligación de cumplir con estándares cada vez más estrictos, las nuevas tecnologías como son los reactores con membranas constituyen nuevas alternativas de investigación y de aplicaciones comerciales a escala real (Yang *et al.* 2005).

En el marco de este trabajo, se hace una evaluación del uso de un dispositivo de filtración, representado por una membrana, la cual es una alternativa eficiente para optimizar el empleo de los tratamientos biológicos en la biodegradación de aguas residuales tóxicas.

# 1. ANTECEDENTES

---

Los procesos que emplean, por un lado, una etapa biológica, y por otro, un módulo de membranas han sido recientemente desarrollados para el tratamiento de aguas residuales, cuyo acoplamiento se dá bajo el interés de aprovechar lo mejor de cada tecnología con el fin de optimizar el proceso de tratamiento.

Marrot *et al.* (2004) recalcan que el *uso de membranas para separar los sólidos del agua tratada* es la *principal diferencia*, desde el punto de vista de proceso unitario, entre los biorreactores con membranas (MBR) y las plantas de tratamiento tradicionales, para las cuales la eficiencia del clarificador de donde se obtiene el efluente final está ligado a las propiedades de sedimentabilidad de los lodos biológicos. Con esto, la calidad del efluente depende de la sedimentabilidad de los lodos y de la confiabilidad de las instalaciones de decantado.

## 1.1. Biorreactores con Membranas (MBR)

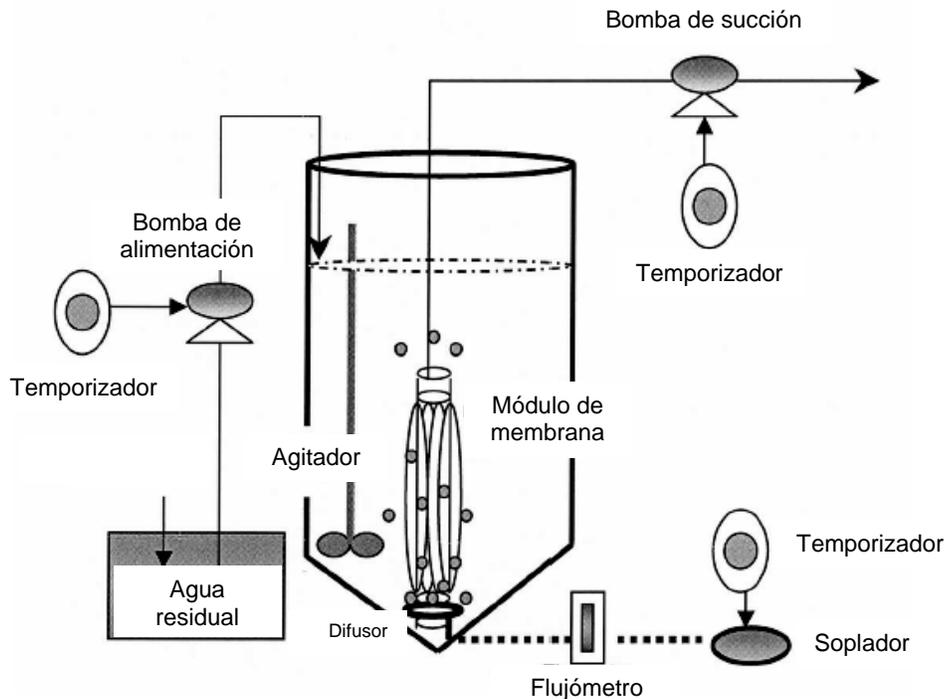
La tecnología de los reactores biológicos con membranas (MBR, por sus siglas en inglés) está avanzando rápidamente a nivel mundial, tanto en la investigación como en aplicaciones comerciales. No obstante, se requiere desarrollar más líneas de investigación que busquen un análisis a fondo de las potencialidades de la tecnología de membranas acopladas a los biorreactores (Yang *et al.* 2005; Cicek, 2003).

Los MBR son sistemas acoplados de dos tecnologías diferentes:

- *Biorreactor*
- *Tecnología de membranas*

Tanto el biorreactor como la membrana tienen funciones específicas dentro del arreglo de proceso. La función principal del biorreactor es la degradación biológica de los contaminantes orgánicos mediante una biomasa aclimatada, mientras que para la membrana es la separación de los microorganismos del agua tratada, donde la membrana funge como una barrera física para los sólidos suspendidos, produciendo un permeado libre de materia suspendida, bacterias y virus, según la selectividad de la membrana (Marrot *et al.* 2004).

Los aspectos fundamentales de la operación de una membrana que se han investigado son: colmatación, caracterización microbiana asociada a la producción de la torta sólida que provoca el taponamiento y el funcionamiento óptimo del sistema acoplado (membranas y biorreactor).



**Fig. 1.1.** Esquema del sistema acoplado (membrana sumergida)

Fuente: Bae et al. 2003.

Haciendo un análisis de los beneficios reportados en la literatura en los sistemas de **Biorreactores con Membranas (MBR)** sobre los sistemas convencionales, se destacan los siguientes:

- ◇ El clarificador secundario es reemplazado por un módulo de membranas, el cual es más compacto y la calidad del efluente producido es excelente, dando una agua libre de sólidos suspendidos, independientemente de las variaciones de la velocidad de sedimentación de los lodos.
- ◇ Se tienen concentraciones más altas de biomasa, sin problemas de sedimentabilidad, así como alto grado de control en la actividad biológica (Cicek, 2003). Inherente a esto, se producen altos tiempos de retención celular (TRC) lo que favorece la biodegradación de compuestos difíciles de transformar.
- ◇ El volumen del tanque de aireación puede reducirse puesto que la concentración de biomasa que se almacena es alta.
- ◇ La producción de lodos, así como su disposición se puede disminuir a un factor de 2 o 3, con su correspondiente reducción de los costos de operación.

- ◇ El proceso con membranas, en caso de ser necesario, se puede integrar *in situ*, permitiendo el reúso del agua, con los correspondientes ahorros por manejo de agua.
- ◇ Mejora la remoción de los principales parámetros de operación dentro del tratamiento de las aguas residuales: sólidos suspendidos, DQO, COT, nitrógeno y fósforo (Cicek *et al.* 1999).

Cicek (2003) señala que la retención de todo el material suspendido y una parte del material soluble dentro del reactor tiene como producto un efluente de excelente calidad, que por un lado cumpla la norma y por otro, abra la opción de generar una cultura de reúso del agua.

A diferencia de los sistemas convencionales de lodos activados, los sistemas MBR permiten una retención completa de biomasa dentro del reactor, lo cual implica incrementos en los tiempos de retención celular (TRC), independientemente del tiempo de retención hidráulico (TRH). De esta forma, al contar con altos TRC se incrementa la concentración de lodos, así como la carga orgánica aplicada, aumentando la degradación de los contaminantes. Asimismo, se favorecen ciertas cualidades específicas de los lodos, como degradar compuestos tóxicos (recalcitrantes) o la nitrificación.

Desventajas:

- ◇ Al incrementarse la concentración de biomasa se reduce la tasa de transferencia de oxígeno, dependiendo del tipo de agua residual y del reactor usado
- ◇ Difícil control de la colmatación del sistema de membranas
- ◇ Alto costo unitario del sistema de membranas

La viabilidad económica del proceso de membrana está acotada por el flux permeado alcanzado, la frecuencia de limpieza y la vida útil del módulo de membranas. La filtración presenta variaciones en su comportamiento, a través del tiempo, va decayendo el flux permeado. Esta pérdida del permeado se explica con el concepto de ensuciamiento de membrana, la cual se define como la deposición reversible o irreversible de partículas retenidas, coloides, macro-moléculas y suspensiones. Todo esto se refleja en aumentos en el consumo de energía o decremento de la producción de agua. Jacquemet *et al.* 2005, identificaron diferentes tipos de colmatación: precipitación, biocolmatación, bloqueo de poro y adsorción orgánica.

### 1.1.1. Clasificación de membranas

Según el propósito del proceso de la membrana, se dividen en tres tecnologías diferentes:

- a) **Membranas para filtración de agua (separación sólido-líquido)**
- b) Membranas para la difusión de aire (sistema de aireación)
- c) Membranas extractivas (intercambio iónico)

En la membrana como medio filtrante se centra el interés primordial de este trabajo, cuyo principal problema de operación es la colmatación o taponamiento de los poros. De hecho, es considerada como la mayor limitación para su rápida comercialización como

sistema de tratamiento. Por ello, las investigaciones se proponen desde varias perspectivas del problema: causas, mecanismos de colmatación y métodos para prevenir o reducir el taponamiento de la membrana (Yang *et al.* 2005).

Por otro lado, se puede ver en la fig. 1.2 la capacidad de retención de una membrana según el tamaño de poro (micrómetros) o peso molecular de corte (Dalton) de la abertura de los orificios del tejido de la membrana, cuya clasificación está dada en los siguientes tipos: Microfiltración (MF), Ultrafiltración (UF), Nanofiltración (NF) y Osmosis Inversa (OI), siendo la primera la de mayor tamaño de poro.

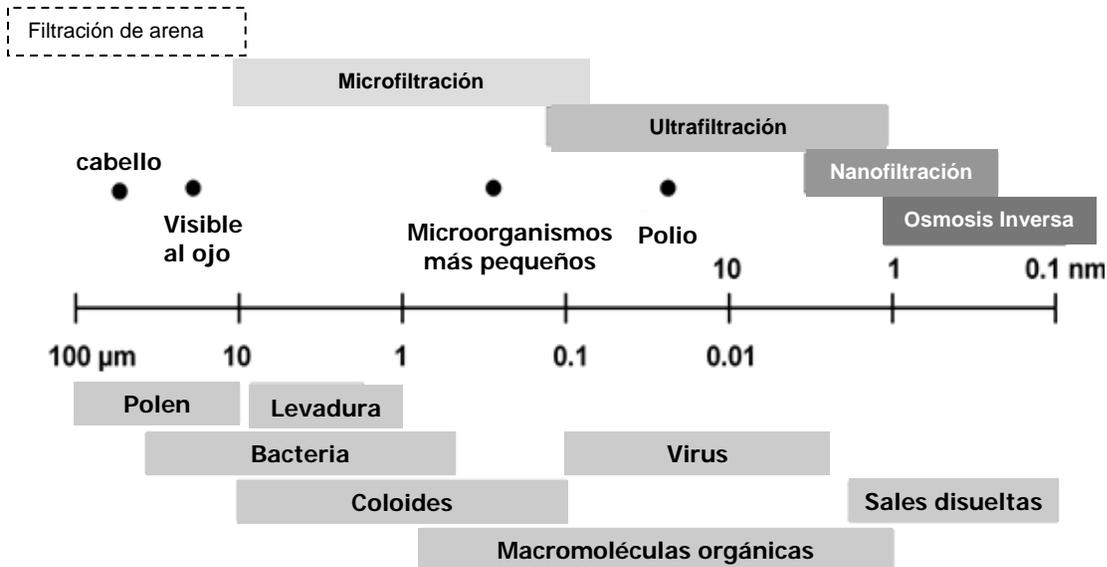


Figura 1.2. Esquema de clasificación de membranas

## 1.2. Configuración del sistema MBR

El origen del uso de los sistemas MBR data de la década de los años 1960, donde las instalaciones con sistemas acoplados se hacían principalmente en **configuración externa**, es decir, que la membrana y por consiguiente la operación de filtración se efectuaba fuera del reactor, en tal caso la biomasa sale del reactor en el licor mezclado para su posterior recirculación después de la operación de separación sólido/líquido. Esto resulta una limitante en la aplicación de dichos sistemas exteriores, ya que requieren un alto consumo de energía.

Recientemente, la configuración sumergida ha despuntado en el mercado comercial por razones económicas en cuanto al consumo de energía y de requerimiento de espacio: no requiere bomba para recircular el licor mezclado rechazado puesto que la aireación genera un flujo de líquido tangencial en la vecindad de la membrana; y las condiciones de operación son mucho menos demandantes para cualquier instalación en general debido a los valores de energía ligados a la presión transmembrana y las velocidades tangenciales (van der Roest *et al.* 2002).

Así pues, en la segunda mitad de los años 1990 se desarrollaron los sistemas MBR en su **modalidad sumergida** (interna), los cuales han incrementado su aceptación para el tratamiento tanto de aguas residuales municipales como para aguas residuales industriales. En general, la tecnología de los sistemas MBR tiende a ser la alternativa principal para el tratamiento de aguas residuales y agua potable (Yang *et al.* 2005).

**Tabla 1.1.** Valores típicos de operación, según la configuración de la membrana

|                                     | <b>Externa</b> | <b>Sumergida</b> |
|-------------------------------------|----------------|------------------|
| Flux permeado ( $L h^{-1} m^{-2}$ ) | 50 a 120       | 15 a 50          |
| Presión transmembrana (bar)         | 1 a 4          | 0.5              |

Yamamoto *et al.* 1989 fueron los primeros en introducir las membranas sumergidas en una tanque de aireación para la separación sólido/líquido.

La configuración interna o sumergida debido a que no requiere de una bomba de recirculación de alto flujo que regrese el licor concentrado de lodos al reactor, conlleva mucho menos consumo de energía que la modalidad externa. Es tal vez esta ventaja, la principal motivación para su aplicación a plantas de tratamiento de aguas residuales a gran escala (ver fig. 1.1).

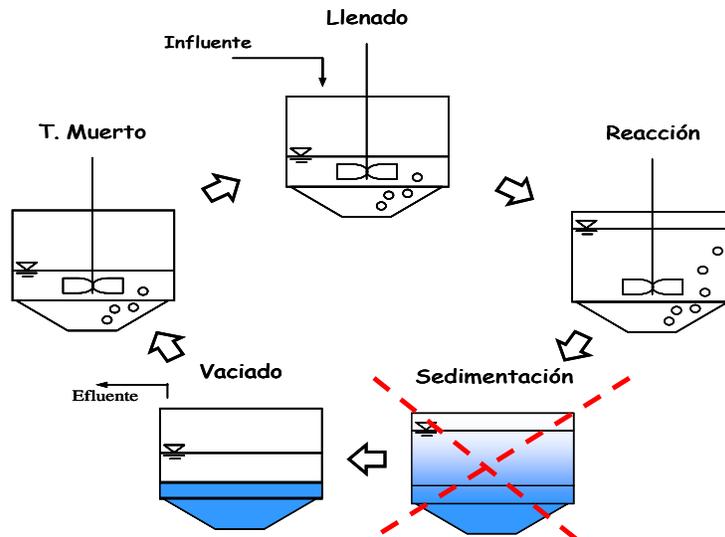
### 1.3. Biorreactor discontinuo secuencial con membranas (MSBR)

A diferencia de los *sistemas continuos* que mantienen un flujo estable tanto de reactantes como de productos, y son poco robustos debido a problemas de toxicidad propios de los efluentes industriales, los *sistemas discontinuos* tienen gran flexibilidad de operación bajo condiciones diversas, gracias a la selección de la población microbiana y al buen desempeño tanto con altas concentraciones como con bajas cantidades de sustrato en el influente (Buitrón *et al.* 2004).

Un **reactor discontinuo secuencial con membranas (MSBR)** ofrece innumerables ventajas sobre otros tipos de reactores de lodos activados, dada su flexibilidad inherente de las diferentes fases que comprenden un SBR como se ve en la fig. 1.3 (Bae *et al.* 2003; Krampe y Krauth, 2001). Los ciclos de los reactores discontinuos pueden ser fácilmente modificados en cualquier momento según las condiciones de operación que se vayan presentando, como son las características del influente o los objetivos del efluente deseado (Kang *et al.* 2003). La operación de todas las fases de cada ciclo de tratamiento en un sólo tanque, proporciona un mejoramiento en el control del proceso (McAdam *et al.* 2005). En un MSBR se elimina la fase de sedimentación, la cual suele servir para la separación de los microorganismos del agua que ha sido tratada, siendo innecesaria ya que la membrana tiene la misma función.

La discontinuidad en un MSBR conlleva intermitencia en la operación de filtración, lo que está ligado con la evolución y características del fenómeno de ensuciamiento o colmatación de la membrana, que sin duda, se refleja en una relajación favorable hacia el módulo de membranas. A diferencia de un MBR con sistema continuo, donde la filtración se lleva a cabo de manera permanente.

Con el fin de mejorar el desempeño del tratamiento biológico de aguas residuales, se ha estudiado el uso de biorreactores con membranas (MBR) acoplados a los sistemas discontinuos. Por lo tanto, la combinación de la tecnología de membranas con un reactor SBR proporciona ventajas técnicas que se aprovechan de ambos procesos, teniendo un tratamiento con alta capacidad tecnológica dentro de un reactor discontinuo secuencial acoplado con membranas.



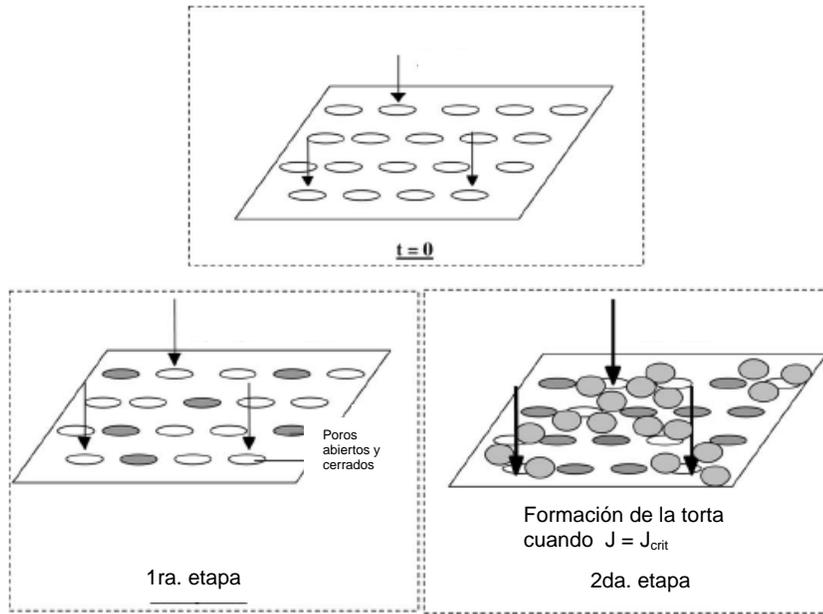
**Figura 1.3.** Fases típicas de un SBR

En este sentido, la sinergia de filtración con membranas y un SBR debe partir de rediseñar un proceso acoplado hasta ahora poco estudiado, para así encontrar una operación factible y confiable, cuyo objetivo sea mejorar las eficiencias de proceso que se han logrado con métodos tradicionales. De hecho, Kang *et al.* (2003) recalcan que se han hecho pocas investigaciones sobre las diferentes fases de operación de un SBR con membranas.

#### 1.4. Colmatación

La pérdida de permeabilidad en la membrana incrementa la frecuencia de limpiezas, aumenta los costos de operación y mantenimiento, así como disminuye la vida útil de la membrana al reducir la capacidad de trabajo del dispositivo de filtración (ver fig. 1.4).

El fenómeno de la obstrucción de los poros de la membrana es el principal problema técnico en la operación de los módulos membranares. Este fenómeno trae como consecuencia la pérdida del flujo transmembrana y el aumento en la resistencia de filtración, lo que reduce la productividad del proceso de tratamiento, acorta la durabilidad de la membrana e incrementa los costos de operación.



**Figura 1.4.** Cambios en el área de filtración debido a la progresiva colmatación  
Fuente: Ognier et al. 2004.

Según Judd (2005), la colmatación es causada por la acumulación de materia, ya sea coloidal, particulada y disuelta, sobre la superficie o dentro de la membrana, siendo el taponamiento el problema más serio de la colmatación, que es cuando se bloquean los intersticios de la estructura porosa de la membrana. Asimismo, en un proceso con membrana sumergida se han desarrollado tres estrategias viables para reducir los problemas de ensuciamiento: reducción del flux a niveles sub-críticos ( $J$ ), incrementar la aireación, y usar métodos físicos y químicos de limpieza. Por consiguiente, se debe buscar un balance adecuado entre el flux de operación, la tasa de aireación y la limpieza correctiva.

Los parámetros más importantes que se han utilizado para explicar el fenómeno de colmatación son, entre otros:

- Flux permeado ( $J$ ): es el volumen de agua filtrada por unidad de tiempo que pasa a través de la superficie de la membrana, o bien, es el gasto que circula por unidad de área. De ahí sus unidades =  $L/m^2/h$ .
- Flux sub-crítico: es el flux permeado que para condiciones fijas de operación mantiene una presión transmembrana y un flux de permeado constante.
- Flux crítico: este se establece como un límite del flux de permeado. Es decir, por arriba de este valor se observarán, para condiciones fijas de operación, incrementos de la presión transmembrana, así como una disminución del flux permeado, lo que refleja un aumento en la resistencia de filtración debido a que las condiciones de operación son más demandantes para la membrana, siendo señal de que se está operando bajo condiciones de colmatación irreversible (ver figura 4)
- Presión transmembrana (PTM): es la presión con la cual el flujo atraviesa la membrana, o bien, es el diferencial de presión ( $\Delta P$ ) medido en línea, con el cual cruza el flujo a través de la membrana. Es el gradiente de presión entre ambos

lados de la membrana, llamada **fuerza directriz** del proceso de filtración. Para el caso de una membrana sumergida se trata de una presión negativa o de succión, a diferencia de las membranas externas que trabajan con presiones positivas.

El taponamiento de la membrana provoca la reducción del flux permeado, de tal manera que cuando el flux alcance un valor crítico (flux crítico) sea necesario el lavado de la membrana. Este factor clave se manifiesta cuando al estar aumentando el flux se detecta un cambio súbito en la presión transmembrana (PTM), es decir, cuando la resistencia al paso del flujo excede cierto valor.

Aunque se tomen medidas preventivas, la pérdida de permeabilidad de la membrana es inevitable debido a la obstrucción de los poros, a la formación de la torta de lodos en la superficie de la membrana y a la biocolmatación.

Las investigaciones más recientes se enfocan en desarrollar métodos más efectivos y económicos para mitigar la colmatación de la membrana, de las cuales se pueden englobar en la siguiente clasificación según lo reportado por Bae *et al.* (2003), Yang *et al.* (2005), así como por Lim y Bai (2003):

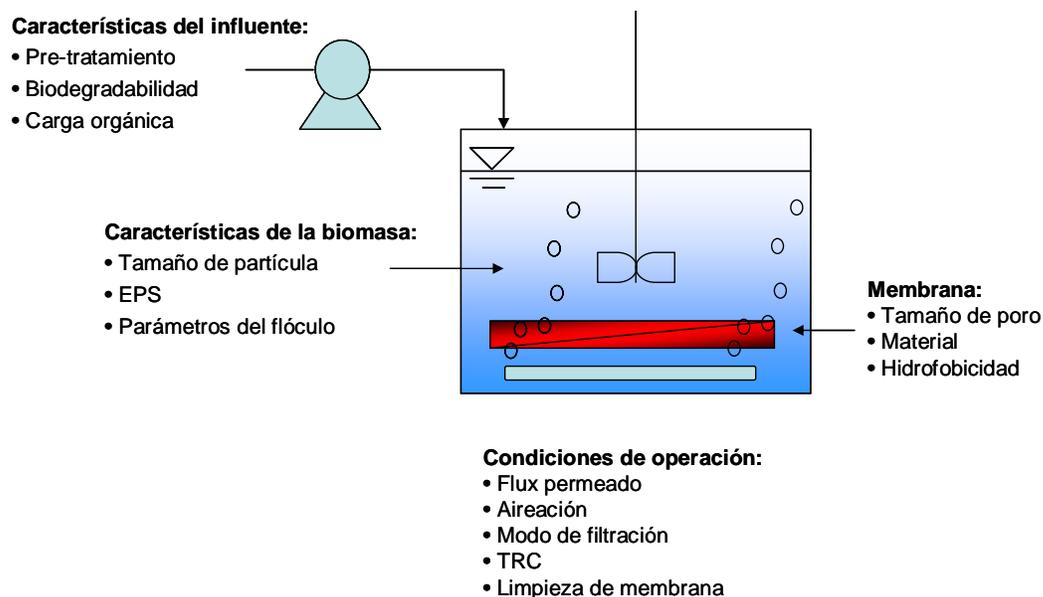
1. Modificación en el diseño del módulo membranar: optimización de la densidad de las membranas de fibra hueca o de placa, ubicación de los aireadores, orientación y diámetro de las fibras. Para membranas de fibra hueca se consideran fibras más delgadas, baja densidad en la constitución de la membrana y orientación vertical para mejorar el control de la colmatación.
2. Reducción de formación superficial de la capa o torta de colmatación por medio del: a) **control de la velocidad** de filtración por debajo del flux crítico, b) efecto cortante que produce el **burbujeo** sobre la torta (*air-sparging* ó *air-scouring*) y, c) por **operación** de manera **intermitente** en la succión.
3. Adición de Carbón Activado Pulverizado, ya que reduce la resistencia de la colmatación provocada por la capa de biomasa, produciendo un efecto aglutinador para obtener partículas de mayor tamaño evitando las obstrucción de poros.
4. Remoción de la biopelícula colmatante por medio de retro-lavados, por retro-pulsos o por limpieza química.

La colmatación de la membrana se ve influenciada por la naturaleza química de la membrana, así como el diseño de la misma (longitud, diámetro interno, permeabilidad, etc.) (Marrot *et al.* 2004)

Muchos autores insisten en que el problema de la colmatación con la presencia de microorganismos en el proceso está ligado a los productos microbianos, concentración y tamaño de partículas.

#### 1.4.1. Factores

En general, todos los parámetros involucrados en el diseño y operación de los MBR tienen una influencia sobre el ensuciamiento de la membrana, de manera que se pueden distinguir en cuatro grandes categorías: características de la membrana, parámetros de la biomasa, características del influente, y las condiciones de operación (ver fig. 1.5)



**Figura 1.5.** Parámetros de diseño y operación de un MBR

La compleja interacción entre los diferentes parámetros puede llevar a un entendimiento amplio de los fenómenos biológico, químico y físico, que se presentan en los MBR, determinando la propensión al ensuciamiento y sus mecanismos (Le-Clech *et al.* 2006).

#### 1.4.2. Medidas preventivas

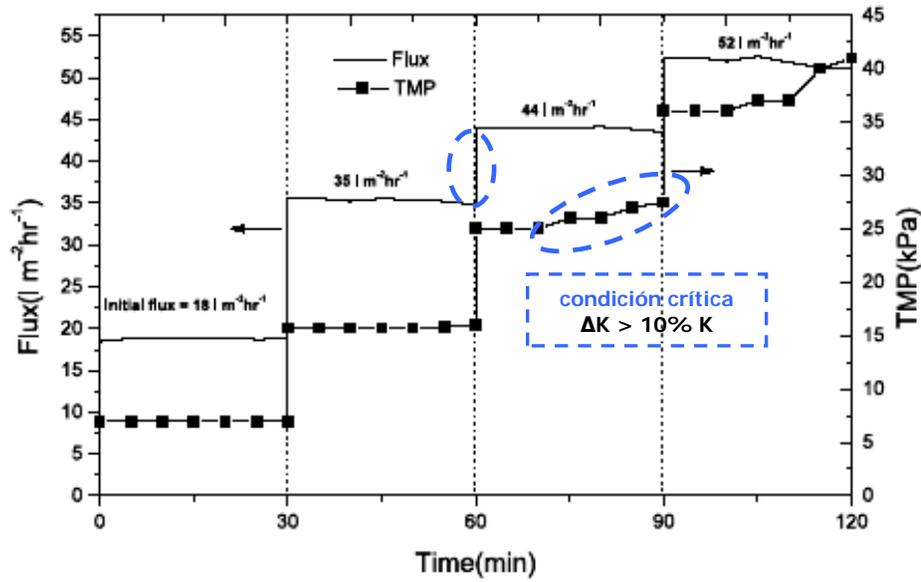
##### a) Flux permeado y crítico

El flux crítico es un gasto por unidad de área, ligado a un aumento observable en el gradiente de la presión transmembrana (PTM) a medida que se va incrementando dicho gasto. Se alcanza este estado cuando se pierde más del 10 % de la permeabilidad (K) que se haya alcanzado para una condición fija de operación (Judd, 2005). Se pueden hacer varias pruebas monitoreando el flux, K vs. PTM, hasta que se detecta un cambio observable en la pendiente de operación de la permeabilidad ( $\Delta K > 0.10 K$ ).

Así, cuando el flux permeado (J) alcanza este valor crítico es señal de que se está operando bajo condiciones de colmatación irreversible de la membrana (ver fig. 1.6)

Por otro lado, si la colmatación de la membrana se incrementa, entre otras cosas, por causa de un aumento en el flux permeado, se debe operar con un flux que se encuentre por debajo del flux crítico, con lo que se toma una medida preventiva para mitigar la colmatación (Bae *et al.* 2003), evitando un taponamiento irreversible rápidamente.

Sin embargo, debido a las interacciones fisicoquímicas entre la membrana y los solutos del líquido, la permeabilidad de la membrana decaerá con el tiempo, aun cuando se opere en condiciones sub-críticas, es decir, por debajo del flux crítico.



**Figura 1.6.** Operación de flux vs. TMP  
Fuente: Bae *et al.* 2003.

#### b) Burbujeo

La aireación en la vecindad de la membrana produce un esfuerzo cortante debido a la elevación de las burbujas de aire a través del medio, que removerá la capa depositada en la superficie de la membrana antes de que dicha capa se compacte.

#### c) Succión intermitente

La interrupción periódica del flujo de permeado que es extraído a través de la membrana ayuda a evitar que la biopelícula colmatante se consolide en la membrana, siendo reportado por Van der Roest *et al.* (2002) como una de las principales técnicas que conllevan un impacto positivo en el funcionamiento de la membrana, pero debido a que la succión intermitente implica una reducción de la productividad de la membrana, se recomienda factible como control de colmatación para plantas o unidades de tratamiento pequeñas con ciertas características de operación.

### 1.4.3. Medidas correctivas

#### a) Retro-lavados y retro-pulsos de alta frecuencia

La técnica de retro-lavado es una manera efectiva de mejorar la operación de las membranas por la expulsión de partículas coloidales y restos celulares fuera de los poros de la membrana hacia el licor mezclado, cuyo objetivo es remover la torta de lodos. Generalmente, los retro-lavados consisten en invertir la dirección de la filtración durante 5 a 30 s cada 30 a 60 min con una presión de 0.4 bar (Yang *et al.* 2005) ó 2.5 bar por 15 s cada 15 min de filtración (Lim y Bai, 2003).

Los retro-lavados se emplean principalmente para remover el ensuciamiento reversible, minimizando los problemas de colmatación severa, ya que para el componente

irreversible del ensuciamiento se necesita una limpieza intensa, física o química (Smith *et al.* 2006).

Por otro lado, los retro-pulsos de alta frecuencia consisten en variaciones repentinas de la presión del permeado en sentido inverso a través de la membrana durante un par de segundos con impulsos mecánicos de alta frecuencia (0.1-2 Hz) ejercidos por el agua que es devuelta a través del dispositivo de filtración. Esta técnica se reporta como particularmente eficiente porque elimina casi en su totalidad la colmatación de la membrana, de modo que mantiene un flux de permeado de 2 a 5 veces mayor que un flux promedio sin retro-pulsos. Según Marrot *et al.* (2004), la efectividad de los retro-pulsos depende del período de aplicación mas que de la cantidad de presión (hasta 10 bar), ya que demasiado tiempo de aplicación deteriora la permeabilidad de la membrana y un lapso muy corto no remueve efectivamente.

#### b) Limpieza química

La limpieza química es una técnica ampliamente adoptada para recuperar la permeabilidad de la membrana y aumentar los ciclos de trabajo de la membrana. Es necesaria cuando se verifican signos de ensuciamiento permanente o irreversible, utilizando sustancias químicas como ácidos y álcalis. La elección del tipo de agentes químicos para recuperar el flux de la membrana depende de la naturaleza de los elementos colmatantes. Éstos van desde ácidos, bases, oxidantes y surfactantes que son de uso típico. Comercialmente, el cloro es ampliamente utilizado como agente oxidante para eliminar completamente la colmatación de la membrana.

Con el uso de ciertos detergentes se puede modificar las propiedades de las sustancias poliméricas extracelulares (EPS), sub-producto clave asociado a la biocolmatación, incrementando la permeabilidad de la membrana. Esto se debe a que se aumenta la heterogeneidad y porosidad de la biopelícula sin remover la torta biológica, debido a que remueve las fuerzas adhesivas que enlaza la biopelícula tanto en superficie como en los poros de la membrana.

Los retro-lavados, los retro-pulsos y la limpieza química se han empleado para el control de la colmatación en tanto que previenen y reducen la formación de la torta de lodos en la superficie de la membrana. Pero es necesario considerar que la complejidad del fenómeno de colmatación aumenta a causa de las fisiología de la biomasa que forma la biopelícula colmatante (*biofouling*).

Yang *et al.* (2005) recomiendan que los futuros estudios puedan evaluar parámetros intrínsecos a la fabricación de las membranas, tales como la distribución del tamaño de poro, hidrofobicidad, características de la superficie de la membrana, para reducir los efectos colmatantes y mejorar la consistencia del flux. Asimismo, los aditivos químicos utilizados para limpieza, tales como agentes quelantes, surfactantes, biocidas y coagulantes poliméricos merecen especial atención en el tema del taponamiento de las membranas.

Un lavado efectivo implica el entendimiento de las interacciones entre los productos colmatantes y la membrana, así como el efecto de los procedimientos de lavado sobre la eliminación de los depósitos biológicos.

## 1.5. Mecanismos de colmatación

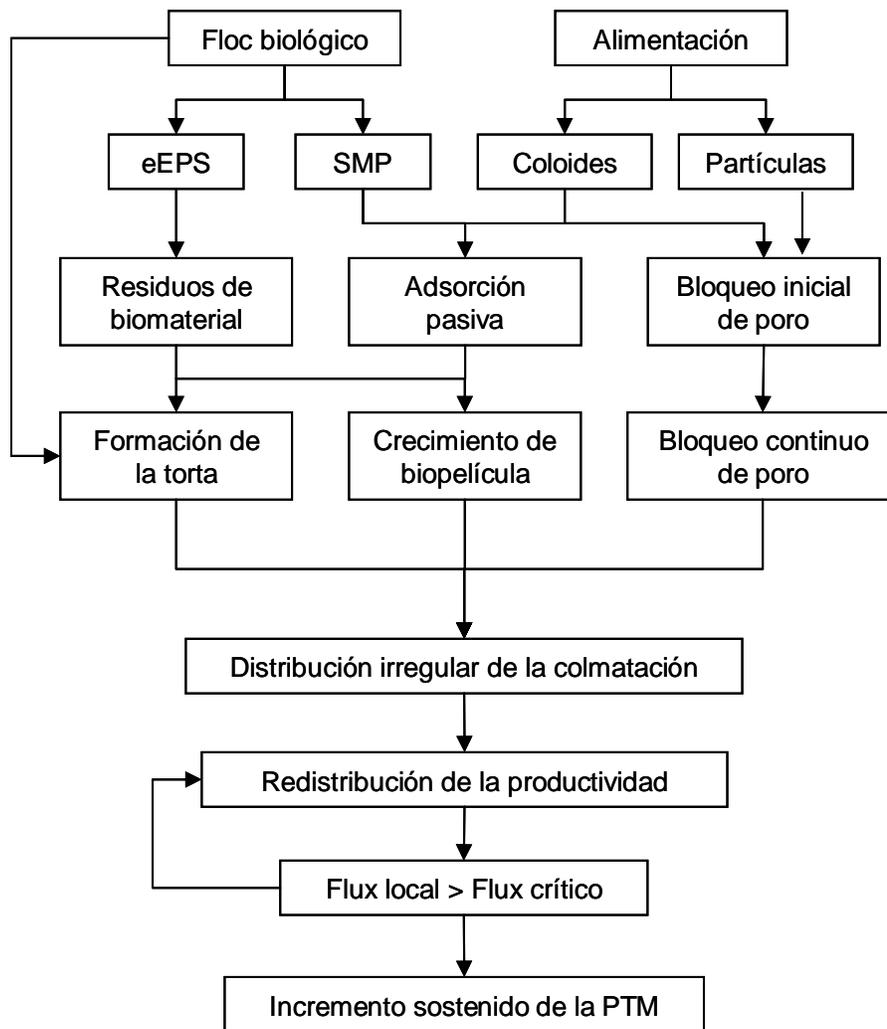
La colmatación es causada, principalmente, por la deposición de material coloidal dentro de la estructura porosa de la membrana (bloqueo de poros) y por formación de una torta biológica sobre la superficie de la membrana, dando como resultado el aumento de la resistencia a la filtración (Lim y Bai, 2003). Aun cuando la membrana sea utilizada sólo para la separación de sólidos, no debe desatenderse la actividad biológica sobre ella, ya que paulatinamente se forma una biopelícula sobre la superficie de la membrana.

Por otro lado, Cicek *et al.* (2001) han mostrado en sus trabajos que la filtrabilidad en el tratamiento de aguas residuales por medio de membranas no sólo se ve afectada por los sólidos suspendidos, sino también por las sustancias solubles.

El tipo de colmatación puede ser de dos formas: física y biológica. La colmatación física es causada simplemente por la deposición de material sólido sobre y dentro de los poros de la membrana, la cual se mitigará con lavados físicos, como son retro-lavados y retro-pulsos. La colmatación biológica o biocolmatación se debe a la actividad biológica de los microorganismos, los cuales producen exopolímeros (EPS) con el objeto de colonizar la superficie donde se están depositando (sobre la membrana). Los EPS se adsorben en la biopelícula que produce la colmatación, los cuales se pueden diferenciar en dos componentes, los EPS extraídos (eEPS) y los productos microbianos solubles (SMP) (ver fig. 1.7).

De manera general, como ya se mencionó, la resistencia al flujo transmembranar que opone la colmatación de la membrana está dada por diversos factores (Fang y Shi 2005; Lim y Bai 2003): características del lodo (concentración y distribución de tamaño de coloides), tipo de agua residual, características de la membrana (tamaño de poro y naturaleza química). Además de las condiciones de operación como son la PTM y la velocidad de permeado.

La materia orgánica natural juega un papel importante en la colmatación de la membrana. Es bien sabido, que las sustancias húmicas, así como los polisacáridos y proteínas causan graves problemas de ensuciamiento. Estos problemas apuntan hacia los componentes solubles (SMP) y coloidales del lodo, ya que Jacquemet *et al.* (2005) determinaron que una gran cantidad de polisacáridos están presentes significativamente en lícor mezclado, pero su presencia es inexistente en el permeado. Esta diferencia en las concentraciones de estos grupos de compuestos, antes y después de la membrana, se debe a la adsorción y a la retención física. De hecho, la concentración de SST no juega un papel determinante en la colmatación comparada con los EPS solubles, por lo menos en concentraciones menores a 15 g SST/L.



**Figura 1.7.** Mecanismos de colmatación durante la operación de los MBR  
Fuente: Le-Clech *et al.* (2006).

### 1.5.1. Biocolmatación

En los sistemas MBR, la biocolmatación es la formación de una biopelícula de lodos biológicos en los poros y la superficie de la membrana, generalmente compuesta por microorganismos y sustancias tanto orgánicas como inorgánicas, incluyendo polímeros extracelulares, que son el principal contribuyente a la resistencia del flujo a través de los poros de la membrana. La complejidad del problema del taponamiento se debe en parte a la actividad biológica de los microorganismos y sustancias responsables de la colmatación. (Marrot *et al.* 2004)

En este sentido, la biocolmatación lleva al sistema a que falle la integridad estructural de la membrana, causando un daño irreversible al proceso, con lo que se incrementan los costos de operación y mantenimiento.

### 1.5.2. Exopolímeros

Le-Clech, *et al.* (2006) aseguran que aún no existe un consenso claro sobre el papel de la biocolmatación dentro el problema del ensuciamiento de la membrana, no obstante, sobresalen los resultados que indican que los EPS son el principal responsable en la colmatación de la membrana, siendo los carbohidratos solubles los más involucrados.

La presencia de partículas más pequeñas, resultado de la disgregación de los flocs, incrementa el taponamiento de la membrana, ya que derivado del rompimiento de los flocs se generan partículas coloidales finas así como liberación de sustancias poliméricas extracelulares (EPS, compuesto principal de la materia orgánica soluble, compuestos como polisacáridos, ácidos nucleicos y proteínas)

Los EPS son el material adhesivo de los agregados microbianos, tales como biopelículas, flocs, etc. que se encuentran dentro de la superficie celular y también en las estaciones intercelulares, e incluso puede estar de manera soluble fuera de la matriz microbiana, llamándose producto microbiano soluble (SMP).

Los EPS al estar involucrados en la formación de la biopelícula colmatante implican un incremento en la resistencia debida a la torta biológica, por lo tanto, se registra una reducción del flux de permeado.

Específicamente, con respecto a la biocolmatación (EPS) se recomienda el uso de desinfectantes o de sustancias químicas (Lim y Bai, 2003), junto con métodos físicos de limpieza para desprender la biopelícula y recobrar el flux de permeado inicial.

## 1.6. Modelo de resistencia

La deposición de lodos sobre la membrana está asociada a la obstaculización del flux permeado producto de la filtración, lo que se puede medir como una resistencia al flujo a través de la membrana, la cual se calcula usando el modelo según la ley de Darcy (Bae *et al.* 2003; Fang y Shi 2005):

$$R_t = \frac{\Delta P_t}{\mu J_v}$$

$R_t$  : resistencia de filtración ( $m^{-1}$ )

$J_v$  : flux permeado ( $m\ s^{-1}$ )

$\Delta P_t$  : gradiente de presión transmembrana (Pa)

$\mu$  : viscosidad del permeado ( $Pa\ s^{-1}$ )

De esta ecuación se explica el funcionamiento general de la membrana, conforme la resistencia aumente al paso del líquido se verá reflejado en un incremento de la presión transmembrana lo que conlleva una disminución en el flux permeado.

Asimismo, la resistencia total de filtración ( $R_t$ ) puede descomponerse en tres partes:

$$R_t = R_m + R_p + R_c$$

$R_m$ : resistencia intrínseca de la membrana  
 $R_p$ : resistencia por la obstrucción de poro  
 $R_c$ : resistencia por la formación de la torta biológica

La  $R_m$  aumenta conforme disminuye el tamaño de poro, a su vez, la  $R_p$  se incrementa conforme aumenta el tamaño de poro. El comportamiento de esta última es más significativo en membranas de microfiltración (MF).

El tamaño de partícula y su distribución juegan un papel muy importante en el bloqueo de los poros, ya que entre más pequeñas sean las partículas tienen mayor potencial de obstrucción.

Por otra parte, se crea el concepto de **permeabilidad**, cuya relación con la resistencia es intrínseca, ya que las variables involucradas para el cálculo de ambos parámetros son similares. La permeabilidad está dada como un indicador de las condiciones de la membrana durante la operación de ésta, siendo la cantidad de flux permeado por unidad de presión (fuerza directriz), la cual se expresa de la siguiente manera (van der Roest *et al.* 2002):

$$\text{Permeabilidad [L/(m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{bar)]} = \text{flux} / \text{PTM}_{\text{prom}}$$

## 1.7. Retos en el desarrollo de los sistemas MBR

A partir de los puntos favorables que se han reportado en el uso de MBR (Yang *et al.* 2005) como son:

- ✓ Alta calidad de efluente
- ✓ Economiza espacio, ya que se trata de una tecnología compacta
- ✓ Disminuye los tiempos de arranque del sistema de tratamiento
- ✓ Baja cantidad de horas hombre para operación y mantenimiento

Se han planteado diversos retos para el desarrollo de la tecnología MBR (Yang *et al.* 2005)

- Colmatación de la membrana.- mayor investigación sobre los mecanismos de taponamiento, así como *desarrollo de métodos efectivos y sencillos para controlar y minimizar la colmatación de la membrana.*
- Inversión.- reducir costos de mantenimiento y reemplazo de membranas, disminuir el consumo de energía y las horas de trabajo.
- Pre-tratamiento
- Vida útil de la membrana
- Escalamiento a escala de campo.

En particular, los sistemas MBR son una opción atractiva para el tratamiento de aguas residuales industriales ya que se requiere tratar altas cargas de contaminantes en espacios muy reducidos.

Debido a las normas y regulaciones cada vez más exigentes, junto con la necesidad de implantar estrategias de reúso del agua es de esperarse que se incremente significativamente el uso de plantas con sistema MBR y se amplíe las áreas de aplicación en el futuro.

## 1.8. Objetivos

### 1.8.1. *Objetivo general*

Evaluar estrategias anti-colmatación para un biorreactor discontinuo con membranas automatizado en la degradación de 4-clorofenol.

### 1.8.2. *Objetivos particulares*

- Evaluar las condiciones de operación del sistema de filtración bomba-membrana.
- Definir la condición estándar de operación con base en el modelo de resistencia
- Evaluar el desempeño de un biorreactor con membranas, respecto a la colmatación del dispositivo de filtración.
- Evaluar diferentes metodologías de retro-lavado establecidas por el operador
- Implementar la automatización y control de la etapa de filtración
- Validar diferentes estrategias anti-colmatación durante el proceso de tratamiento, optimizando a largo plazo, el flux permeado con el manejo de tres estrategias de control

### 1.8.3. *Hipótesis*

*La integración de diferentes técnicas anti-colmatación como son retro-lavados, succión intermitente y limpieza química, optimizarán el comportamiento de la membrana, coadyuvando a mantener un funcionamiento eficiente del sistema.*

## 2. METODOLOGÍA

---

### 2.1. Material y equipo

Se utilizó un biorreactor discontinuo secuencial aerobio con una capacidad total de 6 L, teniendo un volumen de intercambio de 42%. La colmatación de la membrana se midió con un vacuómetro, utilizando la presión transmembrana (PTM) como parámetro indicador de colmatación. Asimismo, las condiciones de operación del biorreactor acoplado con membranas (MSBR), excepto la capacidad del reactor y la concentración del inóculo, se tomaron de la literatura (Buitrón *et al.* 2004a y 2004b), mismas que se han probado con buenos resultados dentro del tratamiento de aguas residuales industriales a nivel laboratorio. No obstante, como se ve en la tabla 2.1, los intervalos de operación de algunos de los parámetros del experimento variaron según los avances del trabajo experimental, con el objeto de mejorar la investigación en el laboratorio.

El inóculo microbiano para el biorreactor discontinuo con membranas (MSBR) procedió de una planta de tratamiento de aguas residuales municipales. Para la fase de experimentación se agregaron nutrientes y oligoelementos.

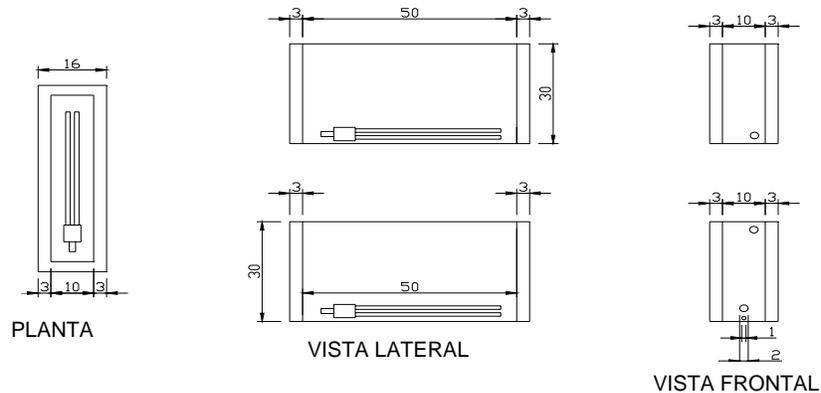
**Tabla 2.1.** Intervalos de operación correspondientes al reactor biológico

| Parámetro                 | Cantidad            |
|---------------------------|---------------------|
| Capacidad                 | 6 L                 |
| Vol. Intercambio          | 42 %                |
| Flujo de Aire             | 7 L/min             |
| Temperatura               | 20 - 25 °C          |
| Inóculo lodos municipales | 2000 - 5000 mgSSV/L |
| pH                        | 6-7                 |

La concentración del inóculo se determinó según los rangos que se indagaron en la literatura, que de manera general van de 5 000 a 15 000 mgSSV/L, así que se tomó el

límite inferior para iniciar la experimentación con un valor que represente, en principio, menos problemas de colmatación.

Por lo que respecta a los criterios de diseño del biorreactor, en primer lugar, se estableció una relación entre el área superficial de membrana y el volumen de trabajo del biorreactor ( $A/V$ ), bajo la experiencia reportada en diversos artículos, desde McAdam *et al.* (2005) que maneja una  $A/V = 1.5$ , hasta Nakhla, *et al.* (2006) con una relación  $A/V = 6.8$ . Por lo tanto, se eligió un valor que estuviera dentro de este rango,  $A/V = 4$ . Asimismo, la geometría del biorreactor se definió en función de la geometría de la membrana, como se observa en la figura 2.1.



**Figura 2.1.** Diagrama del biorreactor

La membrana que se utilizó fue un módulo de membrana sumergida para pruebas piloto de ultrafiltración con un peso molecular de corte de 250 kDa (zona límite entre MF y UF), área superficial de  $0.04 \text{ m}^2$  y de material polimérico, fluoruro de polivinilideno (PVDF).



**Figura 2.2.** Módulo de membranas (MEMOS®, Alemania)

Al encontrarse en la frontera entre MF y UF, permite aprovechar con cierto equilibrio la ventaja que cada tipo de filtración tiene sobre la otra. Por un lado, la MF ofrece mayores flux de permeado, y por otro, la UF brinda menos problemas de colmatación inicial (Metcalf & Eddy, 2003).

El módulo de la membrana se localiza, como se observa en la figura 2.4, por encima del sistema de aireación (dispositivo tubular poroso como sistema de difusión de aire), con lo cual se pretende reducir los efectos de taponamiento de la misma, de tal suerte, la difusión de aire a través de su ascensión provoca un esfuerzo cortante en la torta de lodos que coadyuva a limpiar la membrana sin necesidad de implementar una acción específica (Bae *et al.* 2003).

La aireación se reguló a través de un controlador de flujo másico, lo cual tuvo efecto durante las etapas de llenado y reacción. La temperatura se mantuvo controlada oscilando alrededor de  $25 \text{ }^\circ\text{C}$ . Tanto el flujo de aire como el flujo de agua fueron

manipulados a través de una tarjeta de adquisición de datos desde el software (LabView) de la PC.

La bomba de diafragma tiene dos parámetros de control: frecuencia de pulso (número de pulsos que la bomba ejecuta por unidad de tiempo) y amplitud de pulso (porcentaje de abertura del diafragma). De tal manera, para calcular las mejores condiciones de filtración fueron considerados los niveles de 45, 90, 135 y 180 pulsos/min, y amplitud de pulso de 20, 40, 60 y 80%. Lo anterior con el fin de optimizar las condiciones de operación del sistema membrana-bomba, para obtener el máximo flux posible y al mismo tiempo una baja resistencia de filtración, considerando que estos parámetros pueden disminuir los problemas de colmatación y los costos de operación a largo plazo.

Se realizaron mediciones de la **distribución del tamaño de partículas** que están presentes dentro de la biomasa del reactor, para conocer cómo este factor interviene o explica el proceso de filtración y colmatación, utilizando un contador de partículas (Beckman Coulter, MS 3).

## 2.2. Modo de operación del MSBR

Considerando las etapas de un MSBR que comprenden un ciclo de operación, como son llenado, reacción y filtración (vaciado), se establecieron los siguientes tiempos de cada fase:

- **Llenado.**- tuvo una duración **de 2 min**
- **Reacción.**- se utilizó la estrategia usual donde el tiempo de reacción es fijado por el operador, cuya duración fue de **3 h**
- **Filtración.**- esta etapa varió a lo largo de la operación del MSBR, según el tiempo y modo de operación, así como las técnicas anti-colmatación que se emplearon. En general, osciló entre **1 a 3.2 h**, donde el tiempo más largo corresponde a una acumulación severa de la colmatación en la membrana.

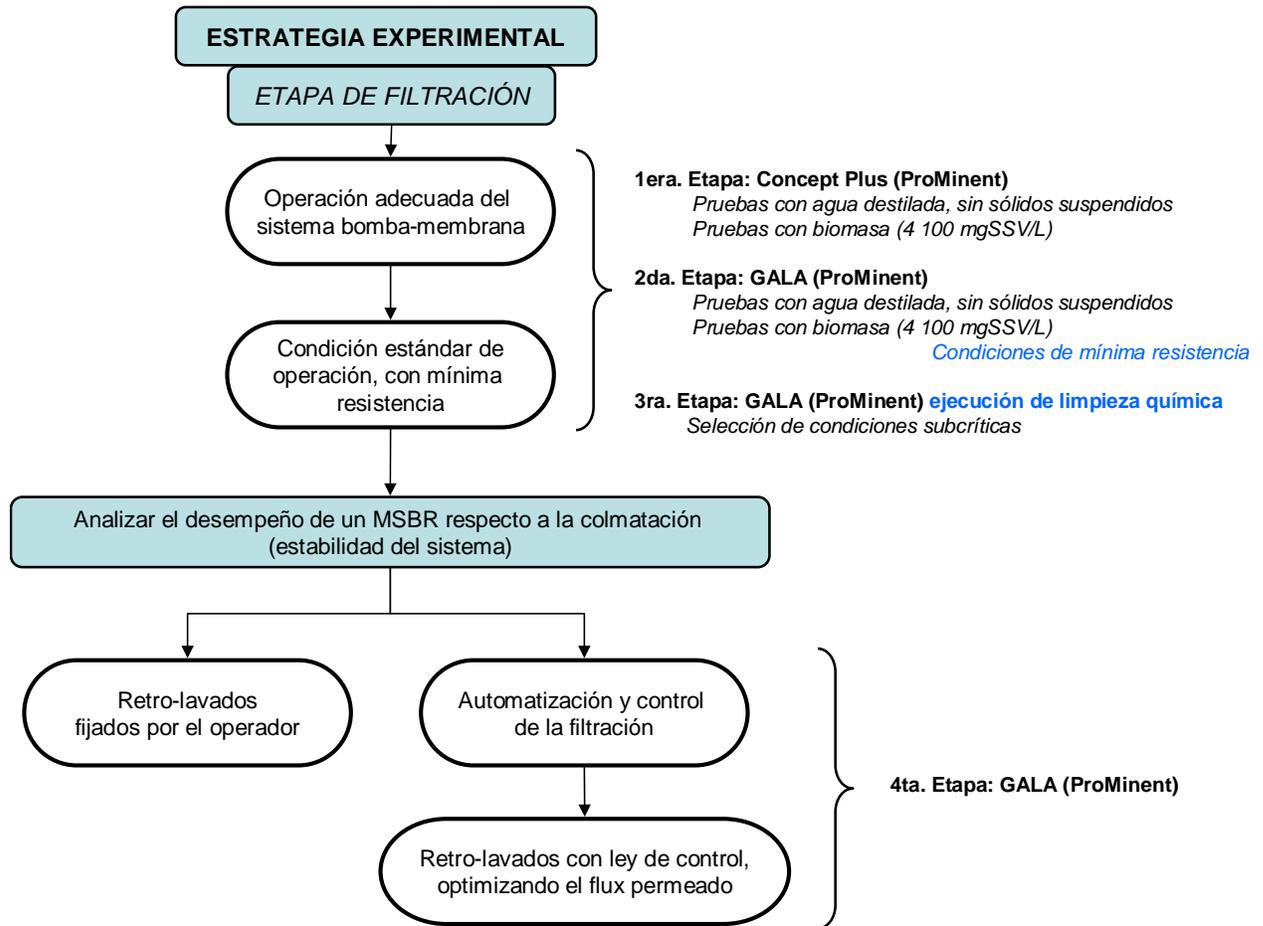
## 2.3. Estrategia experimental

En cuanto a la bomba de diafragma, se emplearon dos modelos diferentes de bombas, de la misma marca (ProMinent), con similares características de operación: Concept Plus y GALA. La primera es una bomba de una capacidad nominal de 5.5 L/s, con un diafragma más sencillo. La segunda bomba es de alto desempeño, con una capacidad nominal de 14.5 L/s y un diafragma más robusto.

Asimismo, se muestra a continuación la estrategia experimental que se realizó con cada bomba, recordando que la experimentación fue evolucionando a partir de una etapa inicial, donde se probaron y afinaron los equipos y mecanismos en busca de resultados óptimos (ver figura 2.3).

En la primera y segunda etapa, entre otras cosas, se buscó el desempeño más adecuado de la bomba, junto con la estabilidad y el comportamiento apropiado del sistema bomba-

membrana, tanto para agua destilada como para un medio con biomasa. En esta segunda etapa se identificó la condición estándar de operación a lo largo de las siguientes etapas de experimentación, evaluando la resistencia como indicador de la condición más adecuada de operación al buscar una mínima resistencia en el funcionamiento de la membrana. Con lo anterior, se determinó la operación adecuada del sistema bomba-membrana, junto con la condición estándar de operación respecto a la mínima resistencia de permeado (ver figura 2.3).



**Figura 2.3.** Estrategia experimental

Al inicio de la tercera etapa se ejecutó la limpieza química siguiendo el procedimiento propuesto por Lim y Bai, (2003), a partir de lo cual se hizo la selección de las condiciones sub-críticas de operación y se evaluaron los retro-lavados establecidos de manera convencional, fijados por operador.

Finalmente, en la cuarta etapa se implementó la automatización del MSBR, empleando leyes de control para optimizar el flux utilizando la técnica de retro-lavados, como método de anti-colmatación, lo que ayudó a encontrar mejores niveles de trabajo según las variables de proceso analizadas.

### 2.3.1. Bomba Concept Plus

Las tablas 2.2 y 2.3 muestran la secuencia que se realizó, primero, con un biorreactor sin sólidos suspendidos, y después, se inoculó el biorreactor con biomasa, donde cada paso o renglón, que expresan una condición de operación, tuvo una duración de 20 min.

**Tabla 2.2 y 2.3.** Pasos de la secuencia experimental de la bomba Concept Plus

| Prueba <b>SIN</b> sólidos suspendidos |                |                         | Prueba <b>CON</b> sólidos suspendidos |                |                         |
|---------------------------------------|----------------|-------------------------|---------------------------------------|----------------|-------------------------|
| Amplitud                              | Frecuencia (%) | Frecuencia (pulsos/min) | Amplitud                              | Frecuencia (%) | Frecuencia (pulsos/min) |
| 10                                    | 25             | 45                      | 10                                    | 25             | 45                      |
|                                       | 50             | 90                      |                                       | 50             | 90                      |
|                                       | 75             | 135                     |                                       | 75             | 135                     |
|                                       | 100            | 180                     |                                       | 100            | 180                     |
| 20                                    | 25             | 45                      | 20                                    | 25             | 45                      |
|                                       | 50             | 90                      |                                       | 50             | 90                      |
|                                       | 75             | 135                     |                                       | 75             | 135                     |
|                                       | 100            | 180                     |                                       | 100            | 180                     |
| 40                                    | 25             | 45                      | 40                                    | 25             | 45                      |
|                                       | 50             | 90                      |                                       | 50             | 90                      |
|                                       | 75             | 135                     |                                       | 75             | 135                     |
|                                       | 100            | 180                     |                                       | 100            | 180                     |
| 80                                    | 25             | 45                      | 80                                    | 25             | 45                      |
|                                       | 50             | 90                      |                                       | 50             | 90                      |
|                                       | 75             | 135                     |                                       | 75             | 135                     |
|                                       | 100            | 180                     |                                       | 100            | 180                     |
| 100                                   | 25             | 45                      | 100                                   | 25             | 45                      |
|                                       | 50             | 90                      |                                       | 50             | 90                      |
|                                       | 75             | 135                     |                                       | 75             | 135                     |
|                                       | 100            | 180                     |                                       | 100            | 180                     |

### 2.3.2. Bomba GALA

Para la bomba GALA, como se ve en la tabla 2.4, se hicieron algunas variantes. De hecho, se puede observar que las tablas 2.2, 2.3 y 2.4, no son iguales, ya que sobre la marcha se fueron ajustando los resultados a los nuevos experimentos, es decir, cuando en la 1ra. etapa de experimentación (bomba concept plus) se observó que para amplitudes máximas,  $A=100$ , el comportamiento de la bomba disminuía en cuanto a capacidad, se optó por eliminar las pruebas con esa amplitud. Además, en la prueba con sólidos suspendidos de la 1ra. etapa se detectó que para amplitudes iguales o menos de 10, el funcionamiento de la bomba era muy irregular, por lo que, en la 2da. etapa con la bomba GALA se decidió no hacer pruebas con esta amplitud. Así pues, se fue delimitando la operación de la bomba según el desempeño mostrado en las pruebas experimentales.

**Tabla 2.4.** Pasos de la secuencia experimental de la bomba GALA

Prueba **CON** sólidos suspendidos

| Amplitud | Frecuencia (%) | Frecuencia (pulsos/min) |
|----------|----------------|-------------------------|
| 20       | 25             | 45                      |
|          | 50             | 90                      |
|          | 75             | 135                     |
|          | 100            | 180                     |
| 40       | 25             | 45                      |
|          | 50             | 90                      |
|          | 75             | 135                     |
|          | 100            | 180                     |
| 60       | 25             | 45                      |
|          | 50             | 90                      |
|          | 75             | 135                     |
|          | 100            | 180                     |
| 90       | 25             | 45                      |
|          | 50             | 90                      |
|          | 75             | 135                     |
|          | 100            | 180                     |

## 2.4. Flux crítico y presión transmembrana

Cabe aclarar, que no se cuenta en el estado del arte con un protocolo estándar para realizar la determinación del flux crítico, por lo que es difícil hacer comparaciones de un experimento a otro, más aún si las condiciones de operación cambian.

Para obtener el flux crítico, el flux permeado se manejó por medio de la bomba de diafragma entre un intervalo de 5 a 30 L/m<sup>2</sup>/h, con aumentos del flux de 2 - 5 L/m<sup>2</sup>/h cada 30 minutos, de manera que se detecte un incremento en la PTM a lo largo de un mismo paso de operación (durante los 30 min que dura cada prueba), como lo reportan Jian *et al.* (2005), al cual lo llaman *método escalonado de flux*. De tal forma, se construyó una gráfica flux y PTM vs. tiempo de filtración, para poder determinar las variaciones de estos parámetros, hallando así el flux crítico, sin olvidar el seguimiento de la permeabilidad (K) para detectar con más exactitud el  $\Delta K > 0.10K$  en un tiempo dado.

De hecho, Le-Clech *et al.* (2003), afirman que a pesar de lo arbitrario del procedimiento, la determinación del flux crítico bajo una experimentación de corta duración ofrece una aproximación efectiva para entender el comportamiento del ensuciamiento en la membrana dentro de un sistema de filtración dado. Tal procedimiento permite expresar de manera gráfica la intensidad de la colmatación, con la posibilidad de asociar esta condición con otros parámetros de operación de un MBR. Por otro lado, su determinación establece cual será la zona de operación sub-crítica, donde se establece el flux de trabajo.

Habiendo encontrado el flux crítico, se operó el biorreactor por debajo del flux crítico, con una PTM estable para prevenir un ensuciamiento irreversible de la membrana, permitiendo un flux constante, una reducción de la frecuencia de limpiezas en la

membrana y consecuentemente una reducción en los costos de operación. Se planteó el trabajo de investigación con el flux de operación estándar, como un % del flux crítico.

## 2.5. Estrategia anti-colmatación

La viabilidad económica de la reciente generación de MBR recae en el comportamiento del flux permeado, el cual debe ser controlado principalmente por estrategias anti-colmatación, buscando reducir los costos de energía por metro cúbico producido: a menos de 1 kWh/m<sup>3</sup> (Le-Clech *et al.* 2006).

Para determinar las mejores condiciones de operación del módulo membranar se estudió el método de limpieza de éste, es decir, se evaluó un protocolo de limpieza, el cual se llevó acabo por medio de:

- retro-lavados
- succión intermitente
- limpieza química

De tal manera, el procedimiento de lavado influirá en la vida útil de las membranas, por lo que se procederá a probar diferentes técnicas de limpieza para prolongar su durabilidad, ya que no existe una técnica que por sí sola solucione los problemas de ensuciamiento de la membrana, dando como consecuencia la integración de diferentes técnicas (McAdam *et al.* 2005).

La operación de la membrana puede ser llevada a cabo o controlada en tres modos diferentes, según los parámetros principales de operación de los biorreactores con membranas (Metcalf & Eddy, 2003):

1. a flujo constante, donde el flux permeado permanece fijo, y la PTM varía con el tiempo
2. a presión constante, donde la PTM se mantiene fija, y el flux permeado varía con el tiempo
3. tanto flux como PTM varían libremente con el tiempo.

Los primeros dos modos son los que se usan con más regularidad, pero se ha descubierto que el último modo, de oscilación libre, puede ser el modo más efectivo de operación, siendo el empleado para este trabajo de investigación.

Cabe mencionar, que el objetivo último de este trabajo de investigación es optimizar el flux, lo que está ligado a un control eficiente del ensuciamiento de la membrana, de tal forma se pretende dar seguimiento a este fenómeno a través del flux permeado, la permeabilidad y la PTM.

### 2.5.1. Retro-lavados fijos

Se establecieron diferentes frecuencias de retro-lavados, para identificar así las mejores condiciones de operación, por lo que se experimentaron cuatro escenarios distintos en función del tiempo de filtración y el tiempo del retro-lavado (Jiang *et al.* 2003 y 2005):

- 30 min de filtración y 30 s de retro-lavado
- 20 min de filtración y 30 s de retro-lavado
- 30 min de filtración y 60 s de retro-lavado
- 20 min de filtración y 60 s de retro-lavado

De tal forma, la eficiencia de los retro-lavados está dada por tres parámetros: su frecuencia, duración e intensidad, incluso la relación volumen de retro-lavado entre el volumen permeado, de manera que no se pierda un % considerable de la productividad del MSBR.

### 2.5.2. Limpieza química

La secuencia del lavado químico que se llevó a cabo fue primeramente un tratamiento alcalino en forma de un baño sumergido por 12 h, seguido por un enjuague de agua desionizada (retrolavado por 15 min), después se dió un tratamiento ácido igualmente con baño sumergido por 12 h, para terminar con último enjuague de agua desionizada. El álcali usado es una mezcla de 1 mol/L (1M) NaOH y una solución al 0.05% de hipoclorito de sodio, mientras que para el tratamiento ácido se empleó una solución de 1 mol/L (1M) HNO<sub>3</sub> (Lim y Bai, 2003)

### 2.5.3. Succión intermitente

McAdam *et al.* (2005) han llegado a la conclusión de que aunque se sacrifique hasta un 16% del tiempo total del tratamiento, es muy significativo la estabilidad de los valores de la PTM, cuya razón de cambio es muy pequeña, igual a  $1.5 \times 10^{-4}$  kPa / min durante 900 min de operación.

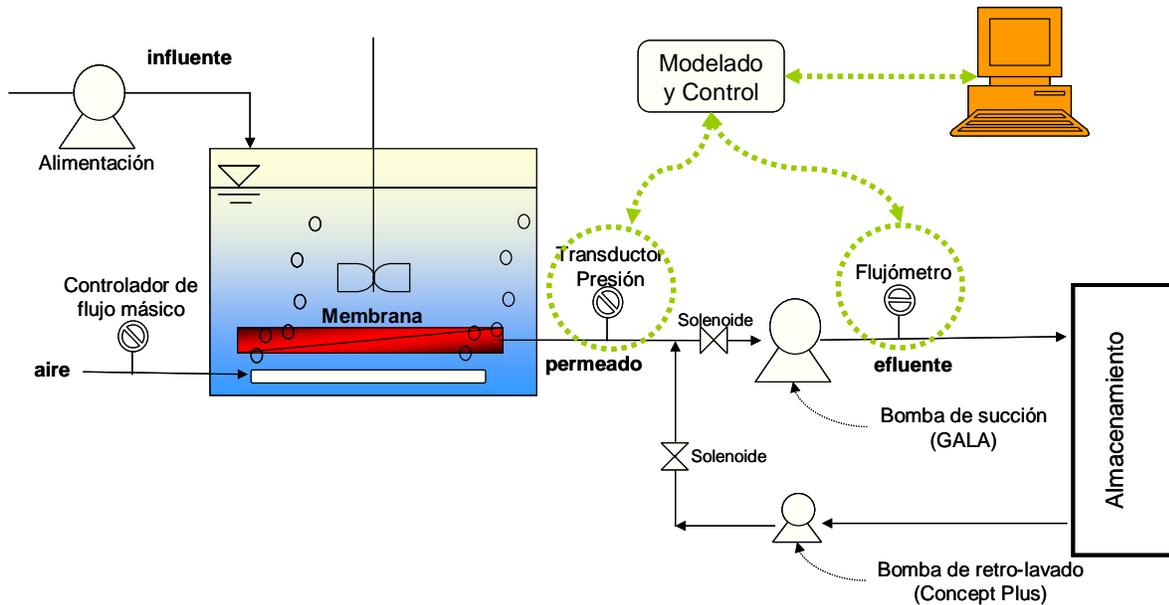
Debido a la forma de operar un reactor discontinuo, se tiene una ventaja adicional ya que la succión, llámese filtración, sólo se efectúa por tiempo determinado, en lo que se conoce como fase de vaciado en un SBR, lo que implica que el resto del tiempo hasta que no vuelva a operar la filtración de la membrana, será un período de relajación para la membrana.

La succión intermitente está implícita en la forma de operar un reactor discontinuo secuencial, de manera que, la intermitencia de operación para nuestro MSBR está dada por 60 min de operación del filtrado y 180 min de descanso (McAdam *et al.* 2005).

Esta técnica libera de la necesidad de aplicar un estrés alto, es decir, un esfuerzo mecánico grande para remover la capa biológica formada sobre la membrana.

## 2.6. Automatización y control de la etapa de filtración

La etapa de filtración en el MSBR fue llevada a cabo por medio del sistema membrana-bomba, para lo cual se empleó una bomba de diafragma (GALA0713, ProMinent). Ésta fue acoplada a un transductor de presión (C206, Cole Parmer) y a un flujómetro de agua (L200CCM, Aicat Scientific), cuya función fue medir en línea tanto la PTM como el flux, para poder calcular así la resistencia, e implementar las condiciones del control automático (ver fig. 2.4)



**Figura 2.4.** Control remoto

Para las pruebas posteriores, que comprenden la 4ta. etapa de experimentación en adelante, se montó un piloto experimental escala laboratorio con seguimiento y control remoto, con el fin de llevar a cabo la automatización del sistema biológico acoplado al módulo de membranas (MSBR). De tal forma, como se aprecia en la fig. 2.3 y 2.4, el sistema se construyó con dispositivos analógicos/digitales comandados por una PC, mediante un algoritmo de control, diseñado con el paquete de programación de LabView 7.0.

### 2.6.1. Leyes de control

A través del control automático, se implementaron tres leyes de control con el objeto de minimizar la colmatación de la membrana, buscando mejorar el comportamiento del flux permeado. Para lo cual, se implementaron tres estrategias con retro-lavados, utilizando diferentes leyes de control:

- Aplicar un retro-lavado cuando la **PTM fuera mayor a 40 kPa,  $PTM > 40 \text{ kPa}$** : para lo cual se revisó el trabajo de Smith *et al.* (2006) donde utilizan como PTM máxima de operación 50 kPa, asimismo, se consideró lo recomendado por el proveedor MEMOS®.
- Aplicar un retro-lavado cuando el  **$J_{perm}$  fuera menor al 50% del  $J_{max}$**  ( $J_{max}$  es el flux más alto alcanzado después de cada retro-lavado),  **$J < 50\% J_{max}$** .

- Aplicar retro-lavado cuando el  $J_{perm}$  fuera menor al 20% del  $J_{max}$  ( $J_{max}$  es el flux más alto alcanzado después de cada retro-lavado),  $J < 20\% J_{max}$ .



**Figura 2.5.** Fotografía del montaje experimental

Es necesario precisar, gracias a los resultados obtenidos por Smith *et al.* (2006), que la frecuencia de los retro-lavados así como su duración son un parámetro vital para la operación exitosa a largo plazo del sistema de membranas.

De tal suerte, si la filtración se extiende por mucho tiempo sin aplicar retro-lavado, resultará que se incrementa el ensuciamiento de la membrana y la permeabilidad caerá, afectando a la productividad del proceso, además de que una pérdida sostenida de permeabilidad incrementa la irreversibilidad de la colmatación. Y al caer en esta zona, los retro-lavados son poco efectivos para revertir la colmatación de la membrana.

Por el contrario, si los retro-lavados son muy frecuentes, lo que implica períodos relativamente cortos de filtración, se disminuye también la productividad del proceso. No hay que perder de vista, que el tratamiento de aguas residuales tiene similitud con una fábrica de agua apropiada para diversos fines.

## 2.7. Degradación de aguas residuales tóxicas

Se experimentó con agua tóxica modelo, representante de los compuestos fenólicos ampliamente registrado en los efluentes industriales: 4-clorofenol (4CF). El influente del reactor será un agua sintética preparada con el sustrato carbonoso, 4CF (200 mg/L), así como con una solución mineral de macronutrientes y micronutrientes (Tabla 2.5).

**Tabla 2.5.** Concentración de nutrientes dentro del reactor al inicio del ciclo.

| <b><i>Nutrientes</i></b>                       | <b><i>Concentración (mg/L)</i></b> |
|--|------------------------------------|
| $\text{KH}_2\text{PO}_4$                       | 10.6                               |
| $\text{K}_2\text{HPO}_4$                       | 13.6                               |
| $\text{Na}_2\text{HPO}_4, 7\text{H}_2\text{O}$ | 31.4                               |
| $\text{NH}_4\text{Cl}$                         | 3.1                                |
| $\text{MgCl}_2, 6 \text{H}_2\text{O}$          | 3.6                                |
| $\text{CaCl}_2, 2 \text{H}_2\text{O}$          | 15.2                               |
| $\text{FeCl}_3, 6 \text{H}_2\text{O}$          | 0.1                                |
| $\text{MnCl}_2, 4 \text{H}_2\text{O}$          | 0.015                              |
| $\text{H}_3\text{BO}_3$                        | 0.024                              |
| $\text{ZnCl}_2$                                | 0.008                              |
| $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24}$      | 0.014                              |
| EDTA   | 0.023                              |
| $\text{FeCl}_3, 6 \text{H}_2\text{O}$          | 0.004                              |

## 3. RESULTADOS

### 3.1. Pruebas exploratorias (1ra. etapa)

#### 3.1.1. Pruebas sin sólidos suspendidos (bomba: Concept Plus)

Como parte inicial del trabajo experimental, se realizó una prueba hidráulica del módulo de membrana con agua destilada para verificar su comportamiento en función del tiempo, haciendo variaciones en las condiciones de operación del sistema de filtración: amplitud y frecuencia de la bomba de diafragma.

En la figura 3.1, se observa que el flux permeado sigue prácticamente la misma trayectoria que la PTM, lo que nos indica la intrínseca relación que existe entre estos dos parámetros de proceso. Cuando el flux permeado aumenta, se observa un correspondiente incremento en la PTM y viceversa. Esto va relacionado con las necesidades de operación del sistema, si se requieren mayores flux de permeado, se expondrá el módulo de membrana a mayores niveles de presión. Se llegó a alcanzar una PTM por arriba de 50 kPa, así como un flux permeado de 47 L/m<sup>2</sup>/h.

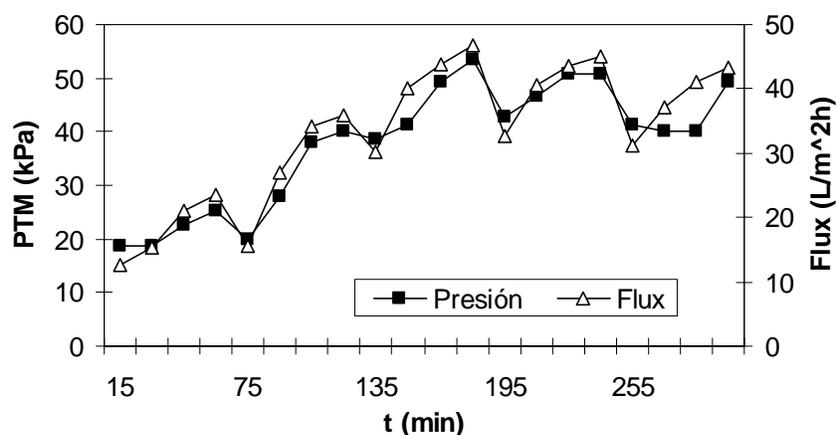
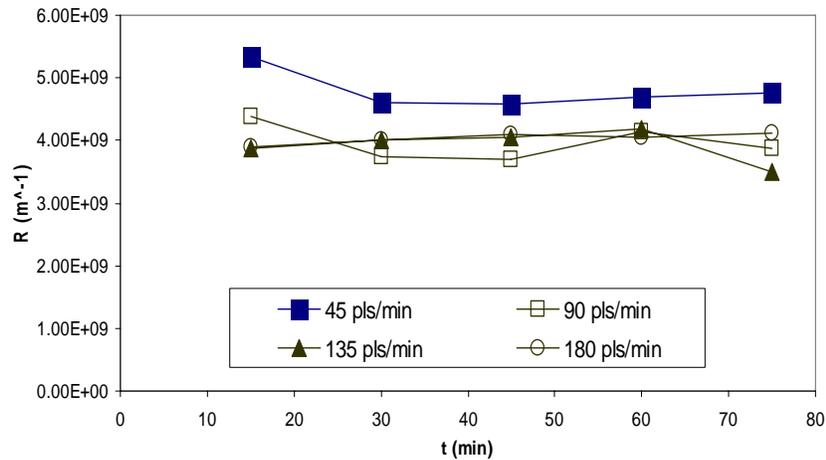


Figura 3.1. Comportamiento de presión y flux con agua destilada

Se calcularon las resistencias hidráulicas de la membrana,  $R$ , que reflejan la dificultad del paso del líquido a través de ella. Se observa en la figura 3.2 que las trayectorias se mantienen estables, lo que significa que a pesar de que se aumenta el flux de permeado y la PTM, de manera general al no haber material colmatante como lo serían los sólidos suspendidos, se tienen condiciones de nula colmatación en la membrana. Pero sí existen diferencias de operación entre las distintas frecuencias de la bomba, p.e., la frecuencia que presenta más problemas con la resistencia es la frecuencia 45 pulsos/min, por arriba de  $4.5 \times 10^9 \text{ m}^{-1}$ .



**Figura 3.2.** Resistencia hidráulica con agua destilada

### 3.1.2. Pruebas con sólidos suspendidos (bomba: Concept Plus)

Esta prueba se realizó fijando la frecuencia en 45, 90, 135 y 180 pulsos/min, según fuera el caso, manteniendo dentro del biorreactor una concentración de SSV igual a 4100 mg/L, con el objeto de indagar las características hidráulicas de la membrana, buscando experimentar con una serie de variantes, que involucraron la presión y el flux permeado. De esta manera, como se observa en la figura 3.3, a medida que la presión aumenta existe un correspondiente incremento del flux permeado, sin alcanzar nunca condiciones de flux crítico.

Aunque, efectivamente, hubo variaciones en la PTM no implicó un incremento sostenido de ésta, ya que los valores se estabilizaban en los diferentes intervalos según las variaciones de la amplitud para cada ensayo de frecuencia fija. Cada gráfico refleja el aumento del flux permeado a través del tiempo. De manera general, para las cuatro frecuencias de pulsos, se observa un aumento súbito en la curva de la PTM cuando se pasa la amplitud 20 a 40 (ver figura 3.3).

La operación de la bomba de diafragma, Concept Plus, con la cual se extrajo el líquido del biorreactor, arroja un comportamiento directamente proporcional entre la amplitud de operación de la bomba y el flux permeado entregado. En la fig. 3.4, se observan las líneas correspondiente a diferentes amplitudes de la bomba de diafragma (10, 20, 40 y 80), bajo las cuales operó dicho equipo, a mayores amplitudes se obtienen mayores flux de permeado. Cabe destacar que la condición que proporcione mayores niveles de flux permeado no necesariamente será la idónea, ya que estos datos se deben complementar con los valores de resistencia, buscando que ésta se minimice lo más posible.

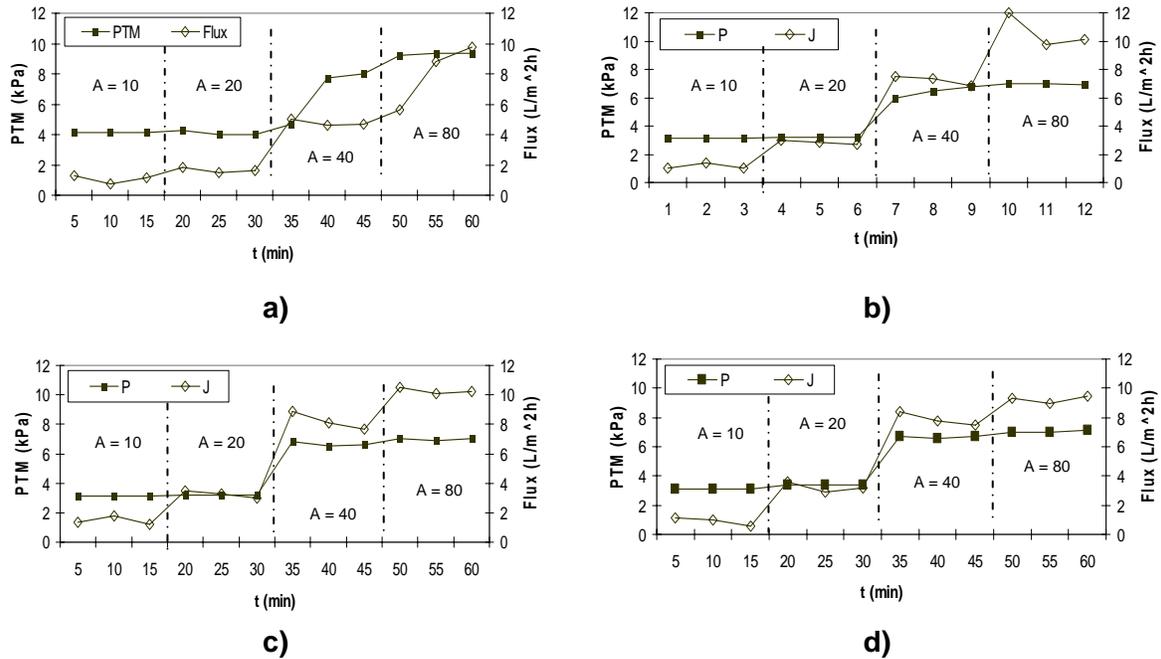


Figura 3.3. Relación PTM y flux permeado para frecuencia de pulsos de la bomba de diafragma a) 45, b) 90, c) 135 y d) 180 [pulsos/min]

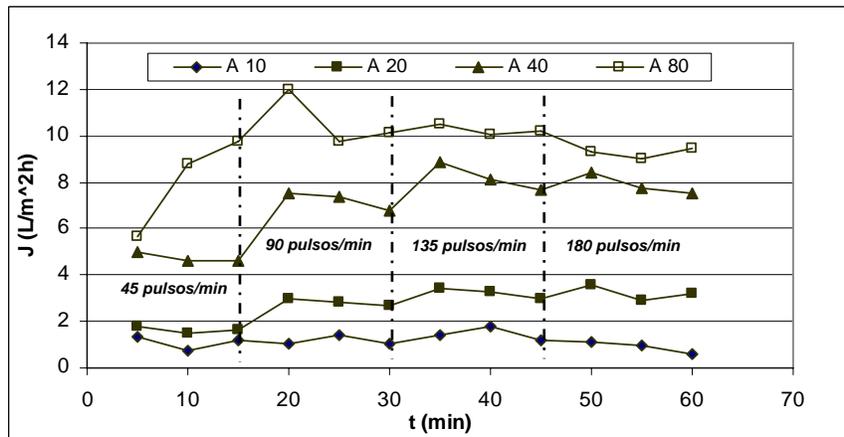


Figura 3.4. Variación del flux en función de la amplitud de la bomba

De manera conjunta, en la figura 3.4 se observa que el flux de la membrana está ligado a las características mecánicas de la bomba, que al ser de pulsos cuenta con un cierto rango de amplitud del diafragma. Entre mayor sea la amplitud mayor será el flux permeado a través de la membrana llegando a alcanzar hasta **12 L/m²/h**, con una amplitud de 80 y una PTM de **9.3 kPa**. Sin embargo, estos valores de flux permeado y PTM son relativamente bajos por lo cual se optó por probar otra bomba de mayor

capacidad, bomba de diafragma marca ProMinent, modelo GALA, con el fin de tener mayor margen de variación en la investigación experimental de este trabajo.

Finalmente, se realizó un análisis del modelo de resistencia para ver como la obstrucción al flujo o al paso del líquido se asocia con la amplitud de pulso de la bomba de diafragma. En la figura 3.5 se observa un ligero decremento en los primeros instantes, pero de manera general, con excepción de la amplitud 10, el comportamiento de la resistencia se mantiene constante, con cierto grado de estabilización, debido a condiciones de flux subcrítico, es decir, el gasto que pasa por unidad de área de membrana es tal, que no excede valores críticos de flux permeado y PTM. La amplitud 10 presenta una curva irregular a lo largo de toda la prueba, lo que implica que es una amplitud con poca estabilidad en la operación y funcionamiento de sistema acoplado, bomba-membrana.

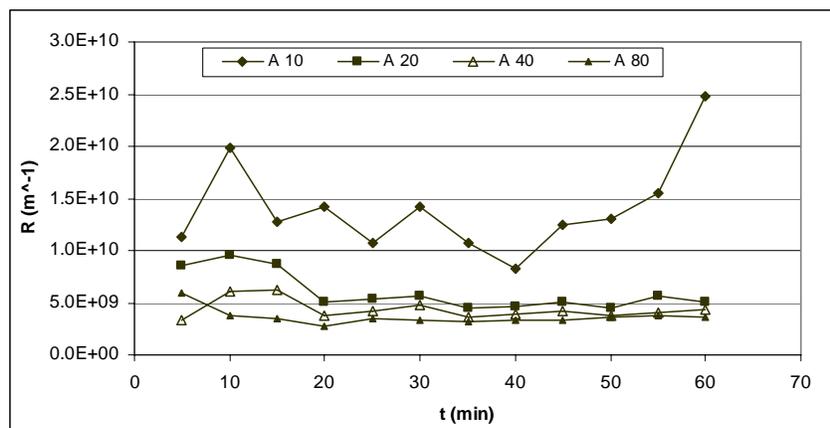


Figura 3.5. Variación de la resistencia en función de la amplitud de la bomba

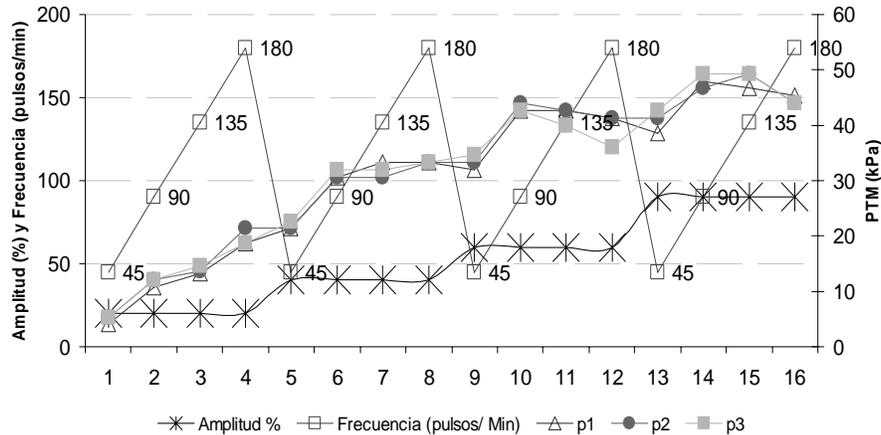
Adicionalmente, se calculó la **resistencia** de filtración con el modelo matemático que ya se presentó anteriormente, considerando para cada cálculo de PTM y flux permeado, una  $\mu = 1 \times 10^{-2} \text{ N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$  bajo una temperatura de 20°C. La resistencia osciló entre  $2.5 - 25 \times 10^8 \text{ m}^{-1}$ .

La flexibilidad de operación de la bomba Concept Plus permitió experimentar con diferentes combinaciones de amplitudes y frecuencias, bajo lo cual se varió el **flux** entre  $0.75$  y  $12 \text{ L}/\text{m}^2\text{h}^{-1}$ , así como la **PTM** fluctuó entre  $4$  y  $9.3 \text{ kPa}$ , donde los valores máximos de ambos parámetros corresponden a una amplitud de 80. Comparando estos valores con los rangos encontrados en la literatura, donde la PTM se ubica entre  $10$  y  $40 \text{ kPa}$ , así como el flux permeado está entre  $10$  y  $50 \text{ L}/\text{m}^2/\text{h}$  (Bae *et al.* 2003, Kang *et al.* 2003, McAdam *et al.* 2005, Nakhla *et al.* 2006), se concluye que los valores apenas se ubican en el límite inferior del intervalo de operación, por lo tanto, fue necesario probar una bomba con mejor desempeño.

### 3.2. Pruebas exploratorias (2da. etapa)

#### 3.2.1. Pruebas con sólidos suspendidos (bomba: GALA)

Al igual que el experimento con la bomba anterior, esta prueba se realizó fijando la frecuencia en 45, 90, 135 y 180 pulsos/min, según fuera el caso, ocupando un biorreactor inoculado con una biomasa a 4100 mgSSV/L, con el objeto de indagar las características hidráulicas de la membrana con una bomba de alto desempeño. De esta forma, como se observa en la figura 3.6, las presiones alcanzan valores de casi **48 kPa**, con un flux de permeado de **29.5 L/m<sup>2</sup>/h**, lo que evidentemente supera a los resultados obtenidos por la bomba Concept Plus. Se realizaron tres repeticiones de las curvas de la PTM bajo las mismas condiciones de experimentación, donde se ve cómo al aumentar la amplitud de la bomba la presión aumenta.

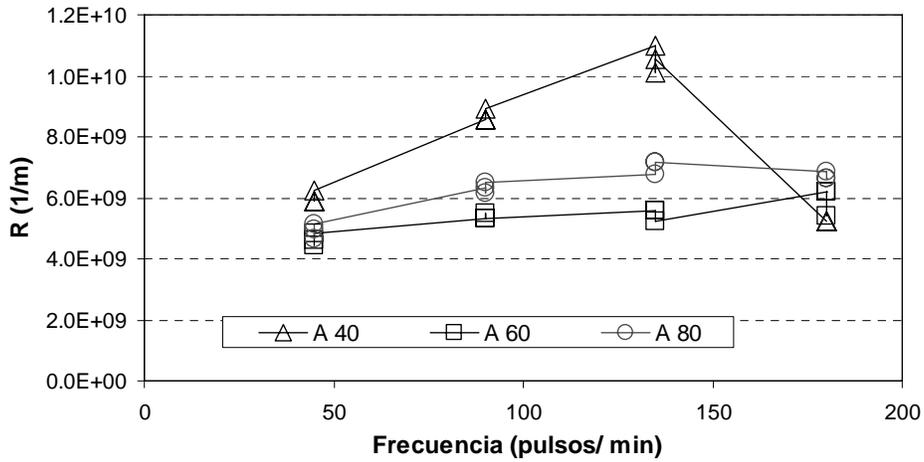


**Figura 3.6.** Caracterización de la bomba GALA considerando PTM, amplitud y frecuencia

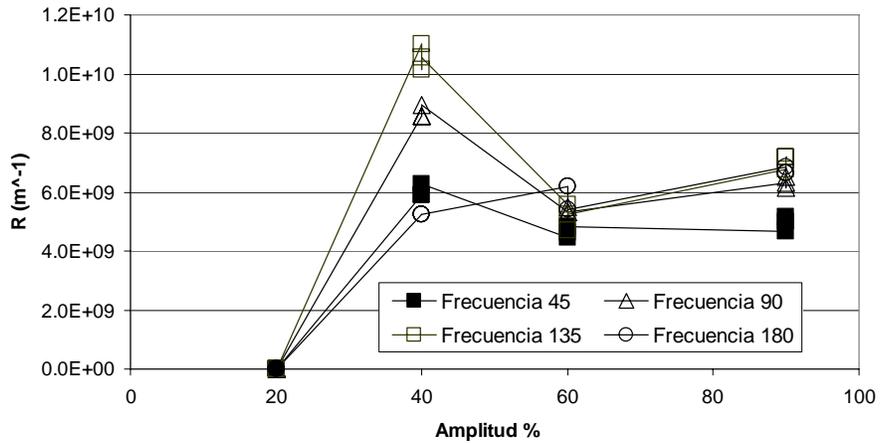
Por otro lado, los valores de resistencia hidráulica de la membrana presentan un comportamiento inversamente proporcional con respecto a la amplitud (ver figura 3.8). La amplitud de 40, es el valor más pequeño con el que se calculó la resistencia, pero fue el que arrojó valores mayores de resistencia al paso del flujo.

Asimismo, de las fig. 3.8 y 3.9 se obtuvo información básica para la definición del rumbo del experimento, ya que se observa que tanto para una Amplitud de 60% y una Frecuencia de 45 pulsos/min, se registran las mínimas resistencias de filtración, lo que marca la pauta sobre las condiciones más adecuadas de operación del sistema de membranas.

Como se muestra en la fig. 3.10, el flux permeado sigue prácticamente la misma trayectoria que la PTM, lo que nos indica que se sigue observando la intrínseca relación que existe entre estos dos parámetros del proceso. Cuando el flux permeado aumenta, se observa un correspondiente incremento en la PTM, pero se observa en la figura 3.10 b, c y d, como existe un punto en el cual las trayectorias de estos dos parámetros son divergentes, signo inequívoco de que la operación fue por encima de condiciones críticas. Aunque esta aseveración no se puede probar aún, en la siguiente fase del trabajo se obtendrá el límite crítico de operación tanto de flux como de PTM. De la figura 3.10 se estima que el flux crítico se ubica alrededor de 27 L/m<sup>2</sup>/h, valor promedio a partir del cual se presenta la divergencia entre flux y PTM.



**Figura 3.8.** Relación de la resistencia con la amplitud y la frecuencia

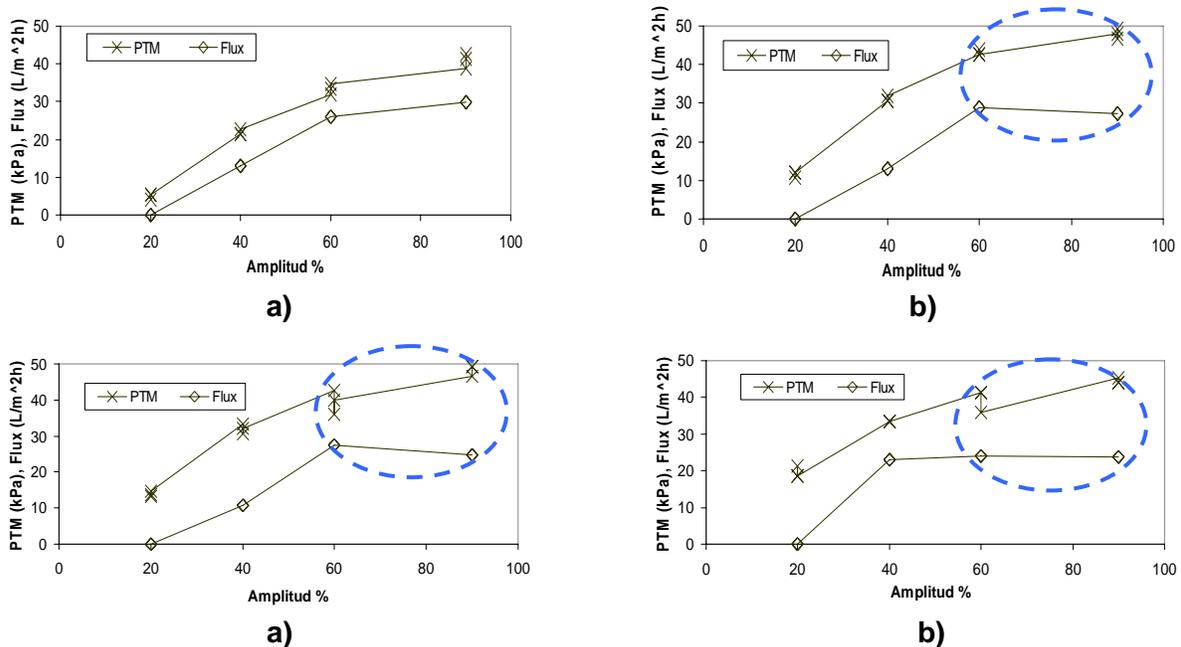


**Figura 3.9.** Relación de la resistencia con la amplitud y la frecuencia

### 3.3. Condiciones subcríticas (3ra. etapa)

#### 3.3.1. Biodegradación y turbiedad

De esta etapa en adelante, el biorreactor fue operado durante 146 días, equivalentes a 550 ciclos, manteniendo un valor promedio de SSV de  $3785 \pm 45$  mg/L. Durante la condición estándar de degradación, el nivel de 4-CF fue mantenido en 200 mg/L en el reactor y la degradación fue superior al 99%. En este caso, la DQO inicial dentro del reactor fue de 445 mg/L, de la cual se observó una remoción del 95%, indicando una excelente degradación del compuesto tóxico.



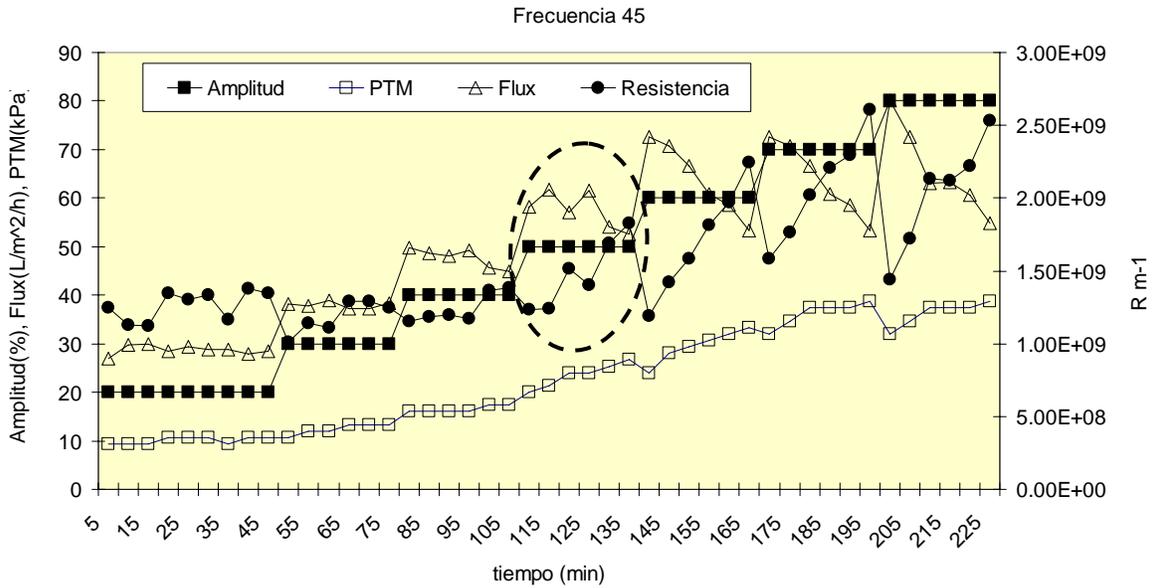
**Figura 3.10.** Relación presión y permeado para frecuencia de pulsos de la bomba de diafragma a) 45, b) 90, c) 135 y d) 180 [pulsos/min]

Asimismo, cuando el agua fue filtrada a través de la membrana, la turbiedad del efluente osciló en valores de  $0.5 \pm 0.2$  en Unidades de Turbiedad Nefelométricas (UTN), en contraste, la turbiedad registrada en el sobrenadante para un SBR convencional, donde la biomasa se sedimenta por 30 min, se midió en  $11 \pm 0.7$  UTN. Así pues, los resultados indican claramente el mejoramiento en la remoción de los sólidos debido a la filtración a través de la membrana.

### 3.3.2. Operación subcrítica durante la filtración

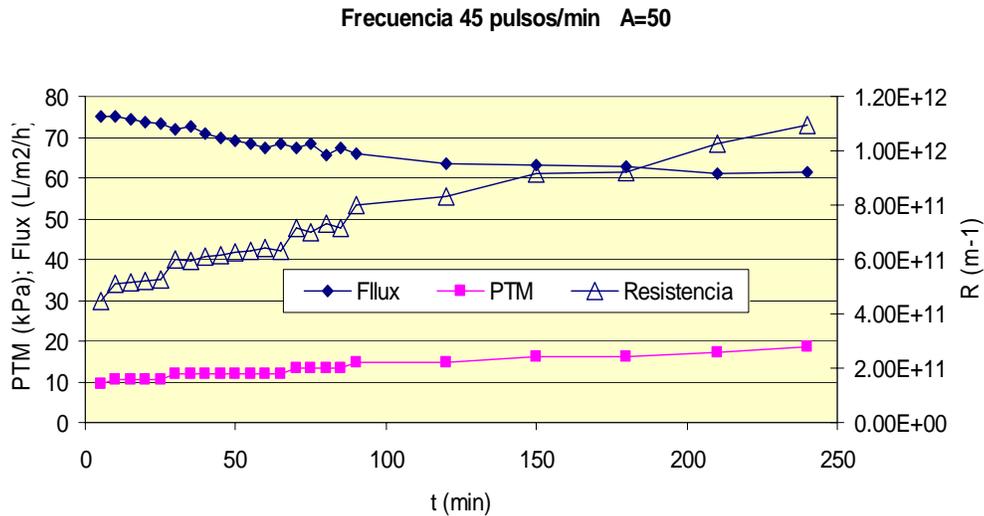
Tomando como referencia los datos de la fig. 3.11 se calculó la permeabilidad (K) y la razón de cambio de ésta ( $\Delta K$ ) para cada condición de amplitud, a partir de lo cual se obtuvo la delimitación de la zona del flux crítico, ya que como se mencionó en el capítulo 2, la pérdida de la permeabilidad dentro de una condición fija debe rebasar el 10% del  $\Delta K$  dentro de la corrida de una condición fija, por lo que al pasar de una amplitud de 50 con un  $\Delta K_{\text{promedio}}$  igual a - 7%, a la siguiente amplitud de 60 con un  $\Delta K_{\text{promedio}}$  igual a - 11.9%, se concluye que el límite de trabajo de la membrana lo ofrece la bomba en la condición de frecuencia 45 pls/min y amplitud de 50% (F45&A50). Asimismo, se calculó el promedio del flux crítico para esta condición limítrofe de operación del sistema bomba-membrana en un valor de  $57.5 \text{ L/m}^2/\text{h}$ .

Así pues, se procedió a la selección de la condición subcrítica más adecuada, en la cual la presión transmembrana se mantiene estable, a pesar de que el flux decrece ligeramente (Ver fig. 3.12). Esta búsqueda tuvo como finalidad establecer un estándar de operación, según las condiciones de frecuencia y amplitud de la bomba de diafragma.



**Figura 3.11.** Relación flux, resistencia, presión y amplitud para frecuencia 45 [pulsos/min]

Para la condición estándar de operación elegida, amplitud de 50% y frecuencia de 45 pulsos/min (F45&A50), se calculó la tasa de colmatación,  $dP/dt$ , en un valor de 2.33 kPa/h. Este valor está por encima de lo reportado en los trabajos de Pollice *et al.* (2005) y Le-Clech *et al.* (2006),  $6 \times 10^{-4} - 1.5$  kPa/h, lo que puede significar que a pesar de la valoración utilizando los parámetros de flux, PTM y permeabilidad, se esté trabajando en condiciones limítrofes de colmatación irreversible.

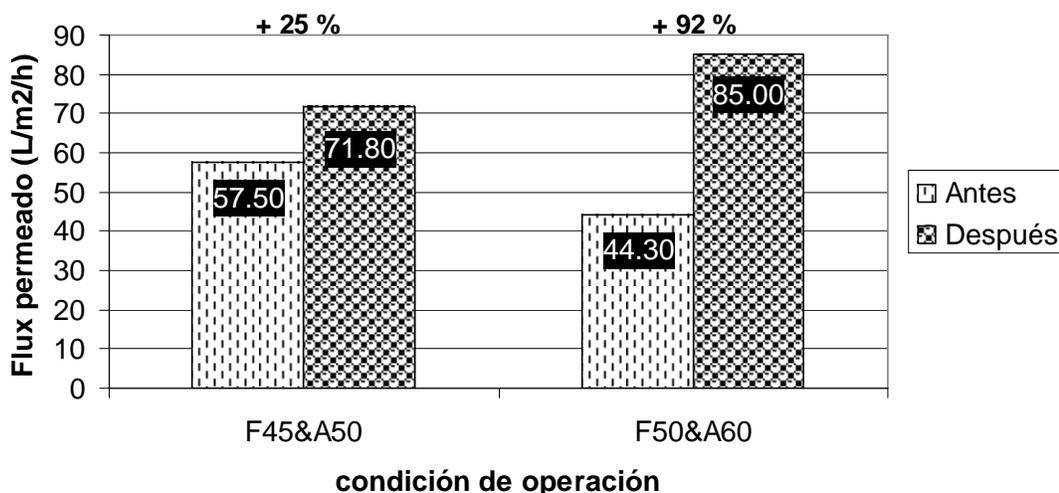


**Figura 3.12.** Operación estándar para frecuencia de 45 pulsos/min y amplitud de 50%.

### 3.4. Evaluación antes y después de la limpieza química

Se observó un aumento del flux permeado después de la limpieza química, con respecto al flux permeado inicial de la membrana limpia (virgen), debido a que los poros de membrana se liberan de una capa depositada por la fabricación de ésta (Riina Liikanen, *et al.* 2002)

Como se ve en la fig. 3.13, el rango de aumento del flux inicial de operación después de la limpieza química van del 25% al 92%, lo que coadyuvó durante la experimentación a tener mejor desempeño en los períodos de filtración, así como en el fenómeno de colmatación.



**Figura 3.13.** Comparación del flux antes (membrana virgen) y después de la limpieza química

El comportamiento esperado después de la limpieza química de la membrana, era que el flux se recuperaría parcialmente respecto a los primeros valores experimentales de esta variable, es decir, se alcanzaría a recobrar tan solo un porcentaje del flux inicial con los cuales empezó a operar la membrana virgen. No obstante, tal pronóstico fue falso debido a que en algunos casos, como lo reportan Riina Liikanen, *et al.* (2002), el fenómeno de recuperación de flux es mayor que el valor inicial con el cual se inició la operación de la membrana.

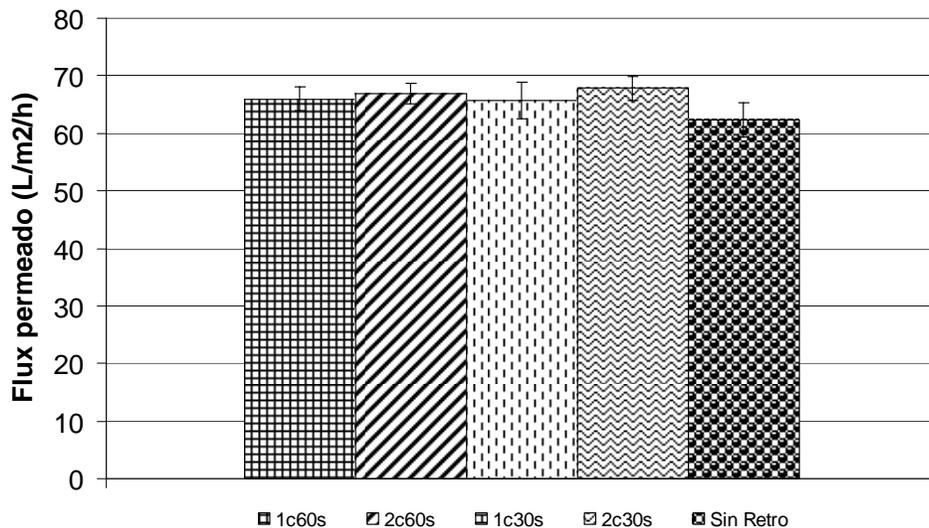
### 3.5. Evaluación de retro-lavados preestablecidos

Los retro-lavados periódicos durante el proceso de filtración puede remover la mayoría de los componentes reversibles de la colmatación, lo que repercute en una reducción de la tasa de colmatación ( $\Delta PTM/\Delta t$ ), y disminuye la tasa de declinación del flux. No olvidar que, la productividad se mermará en tanto se incremente la frecuencia de retro-lavados, siendo un parámetro de vital importancia para la operación a largo plazo (Smith *et al.* 2006).

Para la condición estándar de operación de la bomba de diafragma, frecuencia 45 pls/min y amplitud 50 (F45&A50), se evaluaron diferentes condiciones de retro-lavado. Las condiciones fueron:

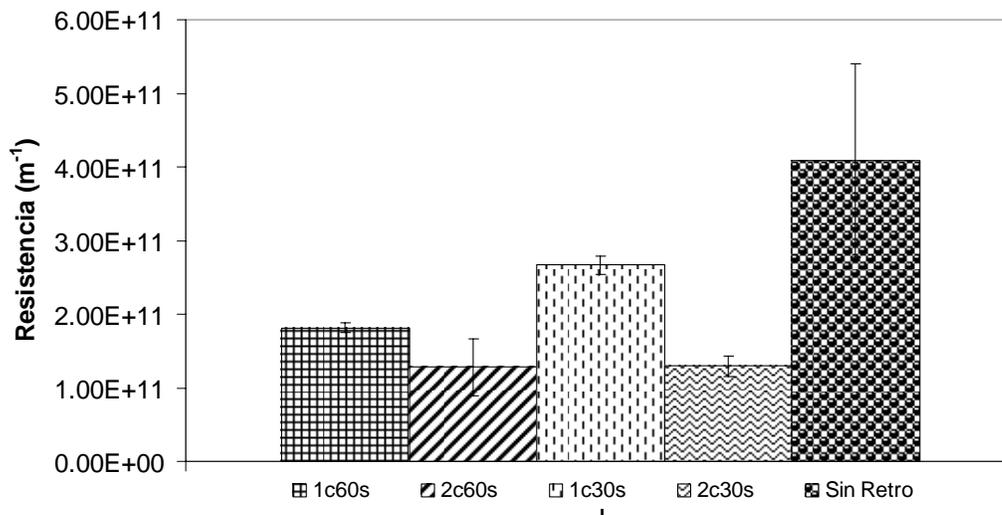
- **Un retro-lavado** con duración de **60 s** a la mitad de la etapa de filtración (1c60s)
- **Un retro-lavado** con duración de **30 s** a la mitad de la etapa de filtración (1c30s)
- **Dos retro-lavados** con duración de **60 s** efectuados en 1/3 t y 2/3 t del tiempo de filtración (2c60s)
- **Dos retro-lavados** con duración de **30 s** efectuados en 1/3 t y 2/3 t del tiempo de filtración (2c30s)

Se observó que la mejor opción fue la de 2 retro-lavados con duración de 30 s (2c30s). Si bien los valores de flux no tuvieron variaciones significativas, como se ve en la fig. 3.14 , es en la fig. 3.15 donde se hace más notable la diferencia entre la capacidad de entregar agua del sistema a una mínima resistencia de operación. La segunda mejor alternativa fue la condición de 2 retro-lavados con duración de 60 s (2c60s), donde el período de vaciado se extiende un poco más en el tiempo. (ver fig. 3.14 y 3.15). La diferencia porcentual del flux entre 2c30s y 2c60s es de 1.24%, siendo mayor la primera condición, que representa la diferencia entre 67.8 y 66.9 L m<sup>-2</sup> h<sup>-1</sup> respectivamente.



**Figura 3.14.** Comparación del flux con respecto a los diferentes retro-lavados

El porcentaje de permeado usado para los retro-lavados de 30 y 60 s fue de 1 y 2% en promedio respectivamente. Asimismo, la condición de retro-lavados más cortos incide en un menor tiempo de filtración, lo que favorece la productividad del proceso, p.e., para el caso de 2c30s, el tiempo de filtración por ciclo, fue de 57.4 ± 0.2 min, mientras que para la otra condición similar, 2c60s, el tiempo de filtración por ciclo, fue de 60.1 ± 0.5 min. Así que, aunque en los parámetros de operación, flux y resistencia, no se vea una ventaja clara, es determinante el tiempo de filtración y el volumen ocupado para hacer el retro-lavado, siendo mejor la condición de 2c30s por diferencia de 3 min y por la mitad del volumen ocupado.



**Figura 3.15.** Comparación de la resistencia con respecto a los diferentes retro-lavados

Smith et al. (2006) determinan que para diferentes combinaciones de retro-lavados, la mejor condición de operación en términos de la PTM fue 15 min de operación y 15 s de retro-lavado, de modo que concluyen que son suficientes 15 s para remover la capa colmatante, así como, el tiempo de filtración no produce incrementos grandes en la PTM. También, concluyen que más retro-lavados no significa un mejor comportamiento de la PTM, aunado a la necesidad de encontrar la duración óptima del retro-lavado, ya que períodos muy cortos de retrolavados, como 5 s, son insuficientes para remover lo que se ha depositado en la membrana.

En general, el porcentaje de volumen utilizado para efectuar los retro-lavados con respecto del volumen permeado por ciclo completo de filtración osciló entre 2 y 4 %, lo que da una ventaja sobre lo encontrado en la literatura (Le-Clech *et al.* 2006), donde emplean de 5 al 30 %, valores que pueden ser bastante inconvenientes, ya que se está sacrificando un porcentaje alto para efectuar la limpieza física.

### 3.6. Automatización y control de la etapa de filtración

#### 3.6.1. Instalación del control automático

La implementación del sistema de control se dividió en diferentes etapas de trabajo, como son:

- Montaje Mecánico:
  - Instalación del reactor
  - Conexiones y válvulas
  - Pruebas hidráulicas y de aireación
- Montaje Electromecánico:
  - Fuentes de poder para sensores

Interfase tarjeta – sensores  
Interfase tarjeta – actuadores

- Programación y prueba de tarjetas:  
  Instalación de software y tarjetas  
  Programación del “modo de operación”
- Integración:  
  Pruebas de integración del sistema MSBR

La automatización se enfoca a diversos aspectos: confiabilidad, simplicidad en la operación y el mantenimiento, planeación operativa para contingencias, optimización operativa, integración del sistema de información y del sistema de control.

La plataforma de control de la instrumentación del biorreactor a escala laboratorio es National Instrument, dentro de la cual se ejecuta el software especializado LabView 7.0, el cual se muestra tan sólo en una interfase con el usuario en la Fig. 3.16.

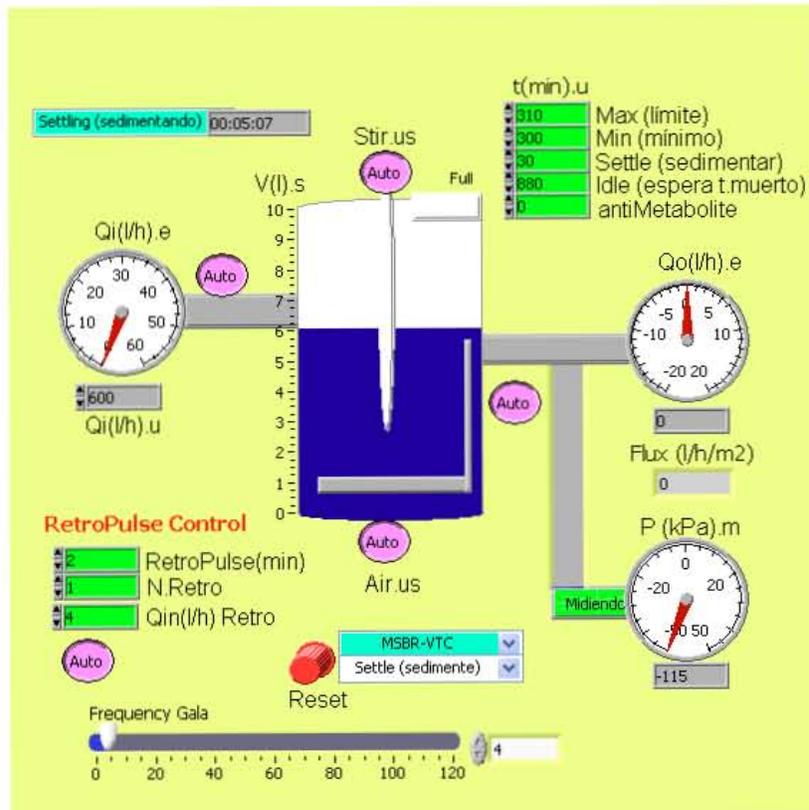
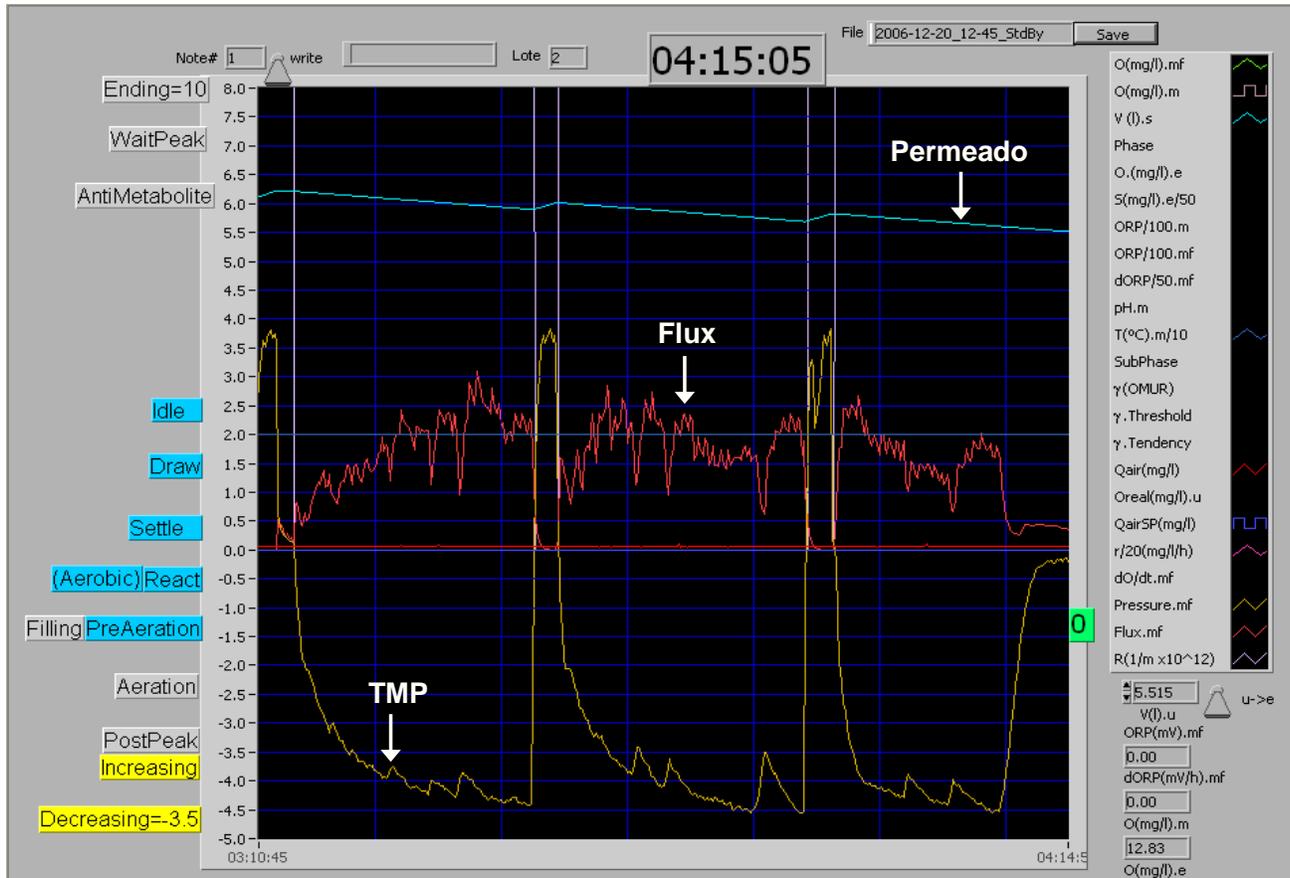


Figura 3.16. Pantalla de control automático

En la pantalla de control, se muestra la información sobre el flujo de entrada al reactor, el permeado y la presión transmembrana, la frecuencia así como el estado de la aireación y mezclado, de manera que se despliegan los datos que manejan el control del MSBR. Además, se despliega una serie de parámetros sobre los retro-lavados y su frecuencia.

En la fig. 3.17 se muestra el seguimiento gráfico de los parámetros de operación del sistema MSBR, lo cual permite almacenar en la computadora la evolución de las variables de interés.

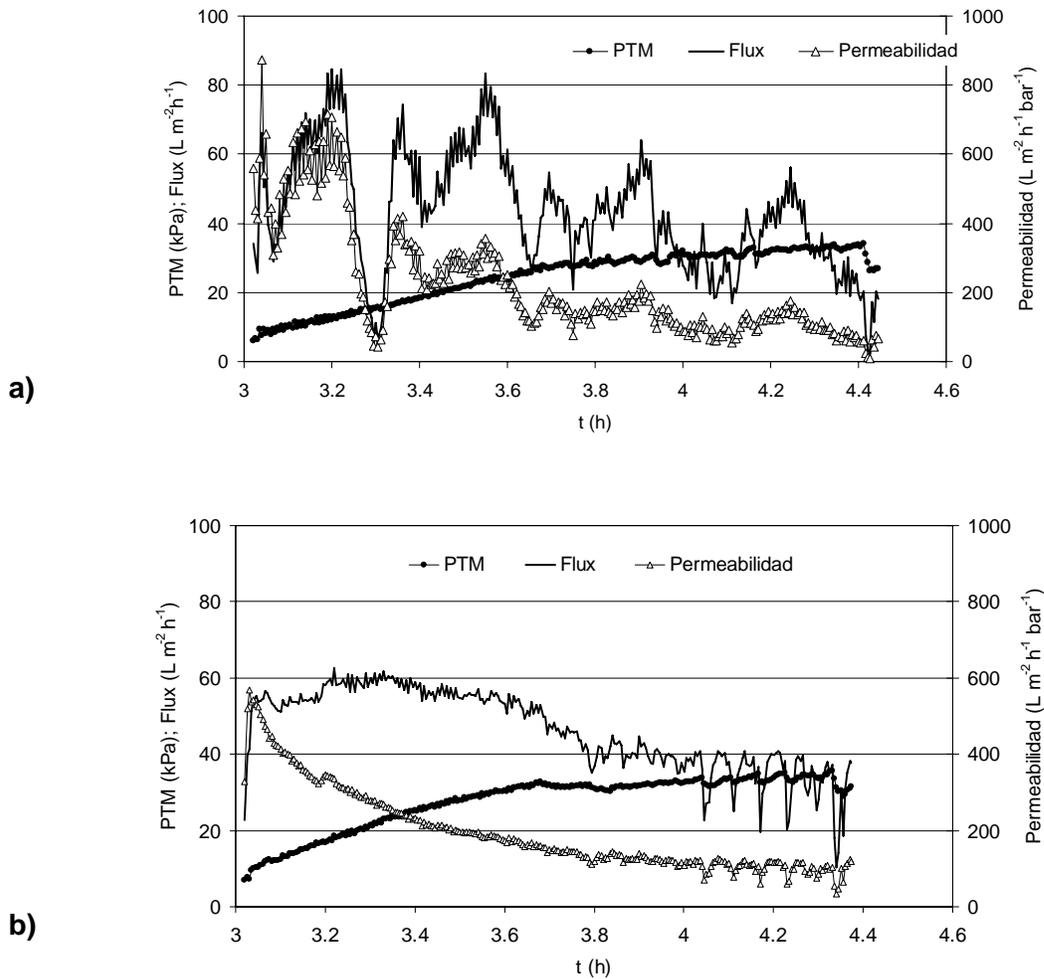


**Figura 3.17.** Seguimiento gráfico del comportamiento de las variables: Flux, Resistencia, PTM, volumen, entre otros.

### 3.6.2. Instrumentación y seguimiento

En primer lugar, se llevó a cabo la instrumentación y seguimiento del control automático, que fue el encargado de realizar la recolección en línea de las variables más importantes para el MSBR. Pero como se ve en la figura 3.18, se tuvieron problemas en el seguimiento remoto de las variables, ya que el flux permeado, y por consiguiente la permeabilidad muestran oscilaciones inexplicables, según el monitoreo de las condiciones de operación del biorreactor. Al analizar el software y la manera como almacenaba la información corriente, se identificó que la frecuencia de muestreo de la señal del flujómetro era muy similar a la frecuencia de operación de la bomba de diafragma. Dado que el flujómetro genera una señal proporcional al flujo volumétrico instantáneo, la lectura de esta variable en algunas ocasiones no coincidía con el pico del gasto de operación de la bomba, arrojando fenómenos que no se apegaban a la realidad. Lo anterior fue debido

a un aspecto de la señal generada por el instrumento que a la vez se almacenaba en el sistema de manera incorrecta.



**Figura 3.18.** Comparación del seguimiento del control automático, ante un procedimiento incorrecto en el almacenamiento y emisión de las señales eléctricas: a) gráfica sin corrección; b) gráfica con filtro.

La solución a este problema fue disminuir el tiempo de muestreo de la señal del flujómetro e introducir un *filtro digital*, encargado de integrar la señal detectada a manera de promedio dinámico de la señal, con el fin de representar el fenómeno de modo más fidedigno. Esto corrigió el estado de almacenamiento de información, haciendo que la información resultase más real y verdadera para el fenómeno que se pretendió estudiar.

### 3.6.3. Evaluación del control

A diferencia del concepto de flux crítico, el cual es aceptado para experimentos a corto plazo y que no permite hacer una predicción confiable de la permeabilidad de la operación de filtración por un período largo de tiempo, podemos introducir a la discusión el término tasa de colmatación ( $dPTM/dt$ ), este se obtiene de ajustar una línea recta en una gráfica PTM vs. tiempo, el cual se emplea para períodos de más larga duración, con el objeto de encontrar un flux sostenible al paso del tiempo (Le-Clech *et al.* 2006). Con base en evidencias experimentales reportadas, la declinación de la permeabilidad ( $dK/dt$ ) mantiene una conexión inequívoca con la tasa de colmatación, siendo indicadores importantes para una operación sostenible a largo plazo (Pollice *et al.* 2005).

Como referencia en la discusión de resultados, se consideraron los valores reportados por Le-Clech, *et al.* (2006) y Pollice *et al.* (2005), quienes encontraron valores que se ubican dentro de los siguientes rangos:

- Tasa de colmatación ( $dPTM/dt$ );  $6 \times 10^{-4}$  - 12 kPa/h .
- Permeabilidad (K): 100 – 700 L m<sup>-2</sup> h<sup>-1</sup> bar<sup>-1</sup>, con valores típicos de 200 a 300 L m<sup>-2</sup> h<sup>-1</sup> bar<sup>-1</sup>. (van der Roest *et al.* 2002)

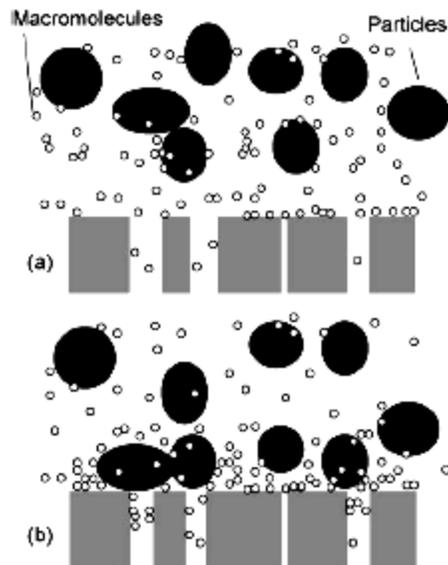
Asimismo, la permeabilidad de la deposición colmatante sobre la membrana puede ser afectada por el flux, la interacción electrostática y el tamaño de partícula, como se verá en la discusión de resultados, de manera que la permeabilidad decrecerá cuando el incremento del flux esté asociado a un mayor aumento proporcional de la PTM, lo que provocará mayor compresión en la biocapa colmatante, según la expresión matemática de la permeabilidad.

Considerando lo propuesto por Smith *et al.* (2006), se eligieron tres parámetros vitales para maximizar la viabilidad de la propuesta de ley de control elaborada para este trabajo de investigación:

- Duración del ciclo de producción de la filtración
- Cantidad de permeado empleado para el retro-lavado, con respecto al volumen producido (relación retro-lavado/permeado)
- Permeabilidad de la membrana (PTM y J)

La prolongación del ciclo de permeado conduce a incrementar la productividad del proceso MSBR, pero al mismo tiempo, puede acarrear problemas de colmatación irreversible.

La reversibilidad de la colmatación se puede relacionar con los  $\Delta PTM$  en un ciclo de filtración, y entre cada retro-lavado (cuando este parámetro es menor al 3% - Smith *et al.* 2006), siendo la colmatación reversible la causada por la torta, y la irreversible la provocada por el bloqueo de los poros (superposición o adsorción de macromoléculas y coloides)



**Figura 2.6.** Bloque progresivo del poro provocando un incremento rápido de la PTM

Por ejemplo, Smith *et al.* 2006, lograron desarrollar un control automático para la aplicación de retro-lavados, el cual les permitió ahorrar el 40% del agua usada para los retro-lavados. De ahí la necesidad de establecer una ley de control propia, para acceder a una estabilización deseable en la operación normal de un MSBR.

Adicionalmente, para altas cargas orgánicas, F/M, puede incrementarse los costos de operación y mantenimiento debido a los problemas de colmatación que trae consigo alta disponibilidad de sustrato por concentración de biomasa (Trussell *et al.* 2006).

El tiempo de operación de un MSBR, según McAdam *et al.* 2005, entre el arranque y la regeneración química está definido por:

$$t_{op} = \frac{PTM_f - PTM_i}{\delta P / \delta t}$$

$PTM_f$  : presión transmembrana de operación máxima recomendada por el fabricante, kPa

$PTM_i$  : presión transmembrana inicial de operación, kPa

$t_{op}$  : tiempo de operación (tiempo de regeneración), s

$\delta P / \delta t$  : tasa de colmatación, kPa/s

Según los resultados reportados por Hong *et al.* 2002, no se considera en este trabajo de investigación la influencia de los sólidos suspendidos, ya que han demostrado la insignificante influencia que tiene la concentración de biomasa, por lo menos en un rango de 300-8400 mg/L.

Debido al efecto acumulado de la operación del sistema de membranas con el correspondiente decremento de la permeabilidad, se decidió la utilización de diferentes

leyes de control, buscando mantener un nivel de filtración alto, para lo cual se evaluaron diferentes condiciones del sistema.

Evidentemente, la duración del experimento de filtración está relacionada con la propensión a la colmatación de la membrana. De ahí la importancia del régimen discontinuo propio de un SBR, el cual lleva a resultados totalmente diferentes a los de un reactor que opera de manera continua. La filtración por lotes, dada la naturaleza de los reactores discontinuos, exige la investigación precisa de este tipo de procesos. Asimismo, según lo reportado por Yamato *et al.* (2006) las membranas hechas con material polimérico (PVDF) previenen mejor los problemas de colmatación irreversible, pero destacan que alguna fracción de la materia orgánica presente en la biomasa tiene una alta afinidad con ciertos materiales poliméricos.

La interacción de las diferentes sustancias contenidas en los sólidos suspendidos, como son proteínas, polisacáridos, sustancias húmicas, microorganismos, entre otras, sobre la colmatación de la membrana significa una dinámica biótica y abiótica compleja de estudiar en términos de la **resistencia** y **reversibilidad** de dicho fenómeno (Le-Clech *et al.* 2006).

Smith *et al.* (2006) concluyen que no es posible establecer un control automático eficiente en condiciones donde no se alcancen valores irreversibles, según la PTM, para lo cual se recomienda evitar la acumulación excesiva de efectos irreversibles, cuidando que la PTM y/o resistencia se mantengan en valores mínimos.

#### 3.6.3.1. Condición sin retro-lavados

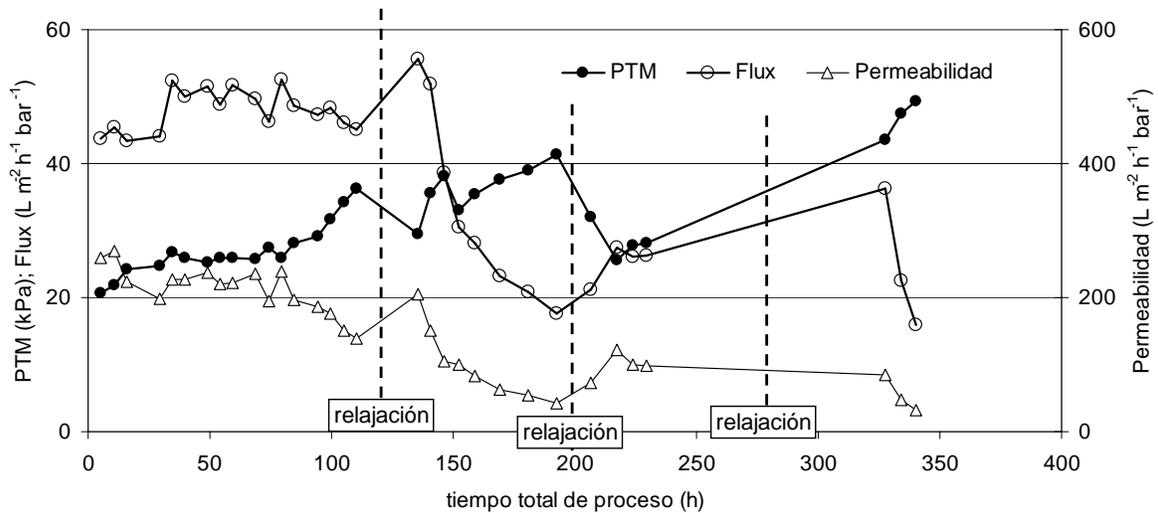
Con el fin de evaluar de manera amplia, los factores que afectan la estrategia de limpieza física de retro-lavados, se inició con una operación estándar sin la utilización de retro-lavados para tener un testigo del funcionamiento del sistema con membranas sin tomar medidas correctivas de limpieza, con lo cual se entendió el efecto que tiene una medida tal, sobre el problema del ensuciamiento en la membrana.

Al observar la figura 3.19a, se muestra el comportamiento de tres variables fundamentales a analizar en el largo plazo, como son flux permeado, PTM y permeabilidad, de tal forma, se destaca la pérdida de permeabilidad en la filtración, debida a la colmatación de la membrana. Sin embargo, se muestra que ciertos períodos de relajación propiciados por motivos de ajustes técnicos, como problemas hidráulicos en el sistema y de control en la adquisición de datos, afectan a estas variables, dando un alivio al sistema, y mejorando así los valores de permeabilidad y flux permeado, tan sólo por un corto período de tiempo.

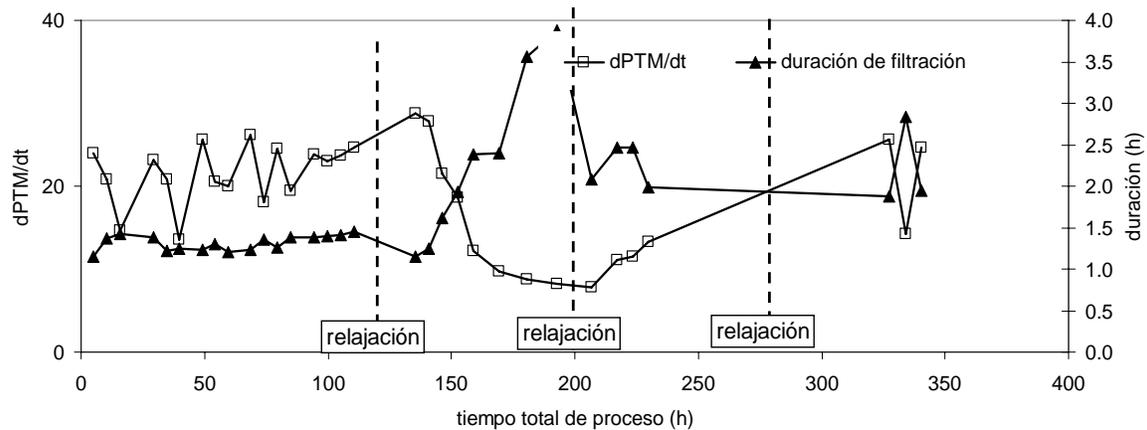
Además, se observa al final de esta prueba, cómo después de tres períodos de relajación se obtienen comportamientos muy pronunciados en las curvas de las variables que se están analizando, alcanzando valores críticos de PTM, flux y permeabilidad, en 49.4 kPa, 16 L m<sup>-2</sup> h<sup>-1</sup> y 32.3 L m<sup>-2</sup> h<sup>-1</sup> bar<sup>-1</sup> respectivamente.

En esta misma condición, la duración de la filtración tiende a incrementarse con el tiempo, y aunque con los períodos de relajación disminuye ligeramente, no es tan notorio su beneficio como en las otras variables. Por otro lado, se observa una relación entre la permeabilidad y la tasa de colmatación (dPTM/dt), con un comportamiento muy similar, lo que indica que entre menos permeabilidad, la tasa de colmatación es menor, esto debido a la compactación de la torta biológica sobre la membrana. Cuando la torta empieza a

formarse, la fluctuación de la PTM es mucho mayor, que cuando ya está formada y compactada, y el gradiente de presión es menor.



a)



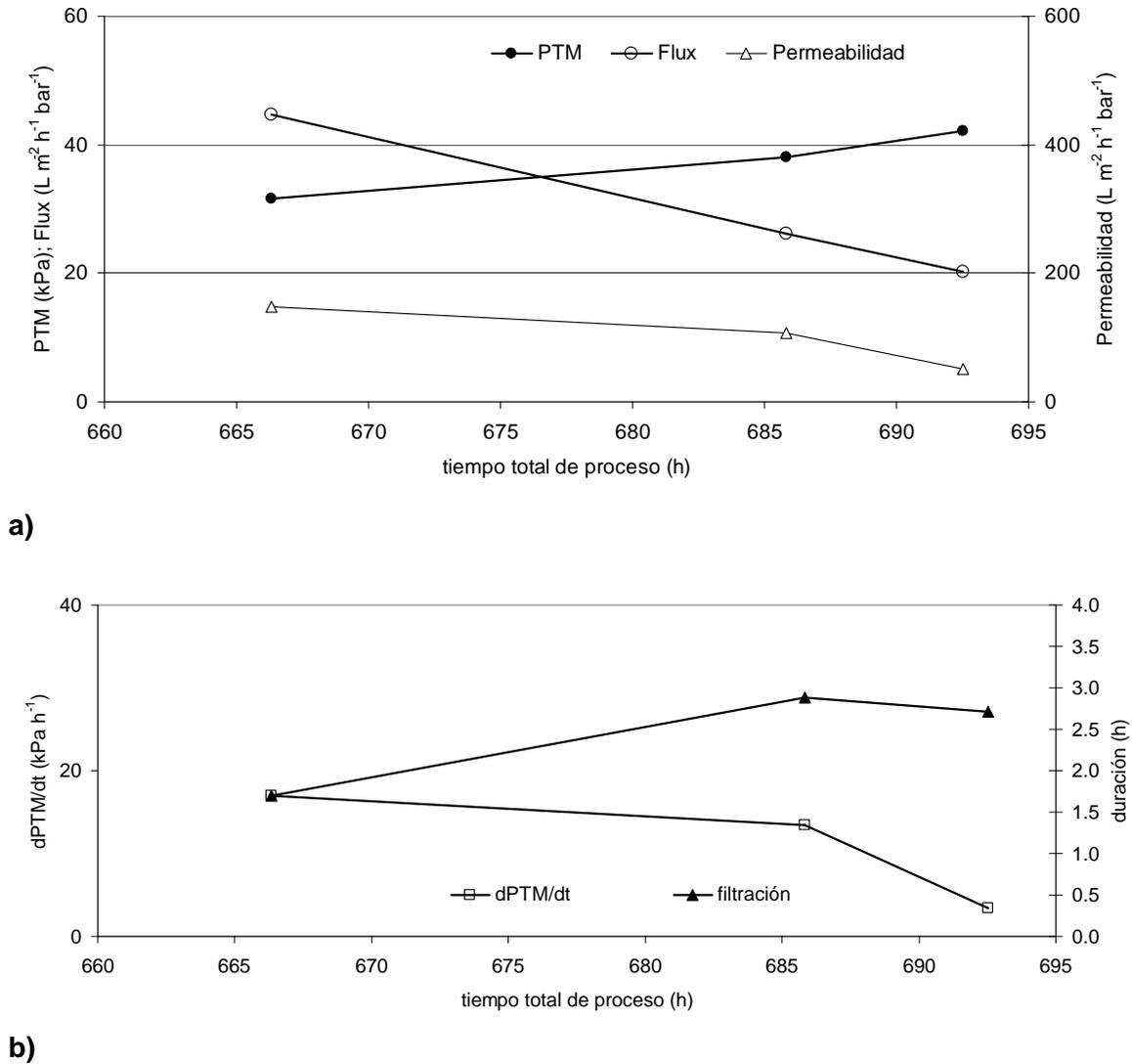
b)

**Figura 3.19.** Seguimiento de las variables de control en una operación a mediano plazo, sin emplear la técnica de retro-lavados: a) PTM, flux y permeabilidad; b) duración de filtración y tasa de colmatación. Cada valor de las gráficas es el promedio de un ciclo del MSBR

### 3.6.3.2. Primera propuesta de ley de control: $PTM > 40 \text{ kPa}$

Como un primer acercamiento a la primera ley de control propuesta, retomada del trabajo de Smith *et al.* (2006), se planteó la ley donde se ejecutó un retro-lavado, con duración de

10 s y flujo de 3.5 L/h, cuando la PTM alcanzase un valor mayor a 40 kPa ( $PTM > 40$  kPa), realizando este evento tantas veces como sea necesario durante la etapa de filtración de un MSBR.



**Figura 3.20.** Seguimiento de las variables de control empleando la ley de control,  $PTM > 40$  kPa: a) PTM, flux y permeabilidad; b) duración de filtración y tasa de colmatación. Cada valor de las gráficas es el promedio de un ciclo del MSBR

No obstante, que los retro-lavados son una técnica beneficiosa por sí misma en el comportamiento de la filtración, se observa en la figura 3.20 que cualquier técnica empleada, si no es bien utilizada sirve de muy poco. En esta figura se observa una caída franca en la permeabilidad y flux, así como el aumento de la PTM, signos de una operación que llevará a la colmatación irreversible. Bajo estas condiciones se alcanzaron valores críticos de PTM, flux y permeabilidad, en  $42.1$  kPa,  $20.3 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$  y  $51 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}$  respectivamente, cuyas magnitudes deben evitarse, ya que se encuentran cerca de los límites de operación típicos de los MBR en general. Si bien los valores de la tasa de

colmatación del MSBR oscilan entre 3.4 y 17 kPa/h, cuyos valores son altos con respecto a los MBR convencionales (hasta 12 kPa/h), esto se explica en parte, gracias a las etapas de relajación que se tienen en la operación típica de un reactor discontinuo. Así pues, esta tasa no alcanza una estabilización a largo plazo, ya que el periódico arranque y paro de la filtración conlleva una compactación y descompactación de la torta biológica, lo que provoca un rango de oscilación mayor, observado en la tasa de colmatación de la torta biológica sobre la membrana, que no logra una consolidación permanente, a diferencia de los sistemas continuos.

Le-Clech, *et al.* (2006) plantearon que la reversibilidad de la deposición que produce la colmatación puede ser examinada por medio de la histéresis de dos variables: PTM vs. flux. De igual forma, al ser reducido el tamaño de poro efectivo, se incrementa el flux local en aquellos poros que aún se encuentran libres al tránsito del líquido, lo que aumenta las fuerzas convectivas hacia los poros no colmatados.

Al respecto, Smith *et al.* (2006) plantean que existe un fenómeno de transición de los componentes de la colmatación pasando de un estado reversible a uno de ensuciamiento severo, asociado a la condición opuesta, irreversibilidad, cuya importancia crece cuando estamos hablando de una operación prolongada del módulo de membranas.

La rápida declinación de la permeabilidad para flux altos sugiere que el proceso de filtración forma inmediatamente una torta de ensuciamiento. Van der Roest *et al.* (2002) a pesar de haber introducido los retro-lavados, reportan que la permeabilidad decreció rápidamente aún con flux bajos.

### 3.6.3.3. Segunda propuesta de ley de control: $J < 50\% J_{max}$

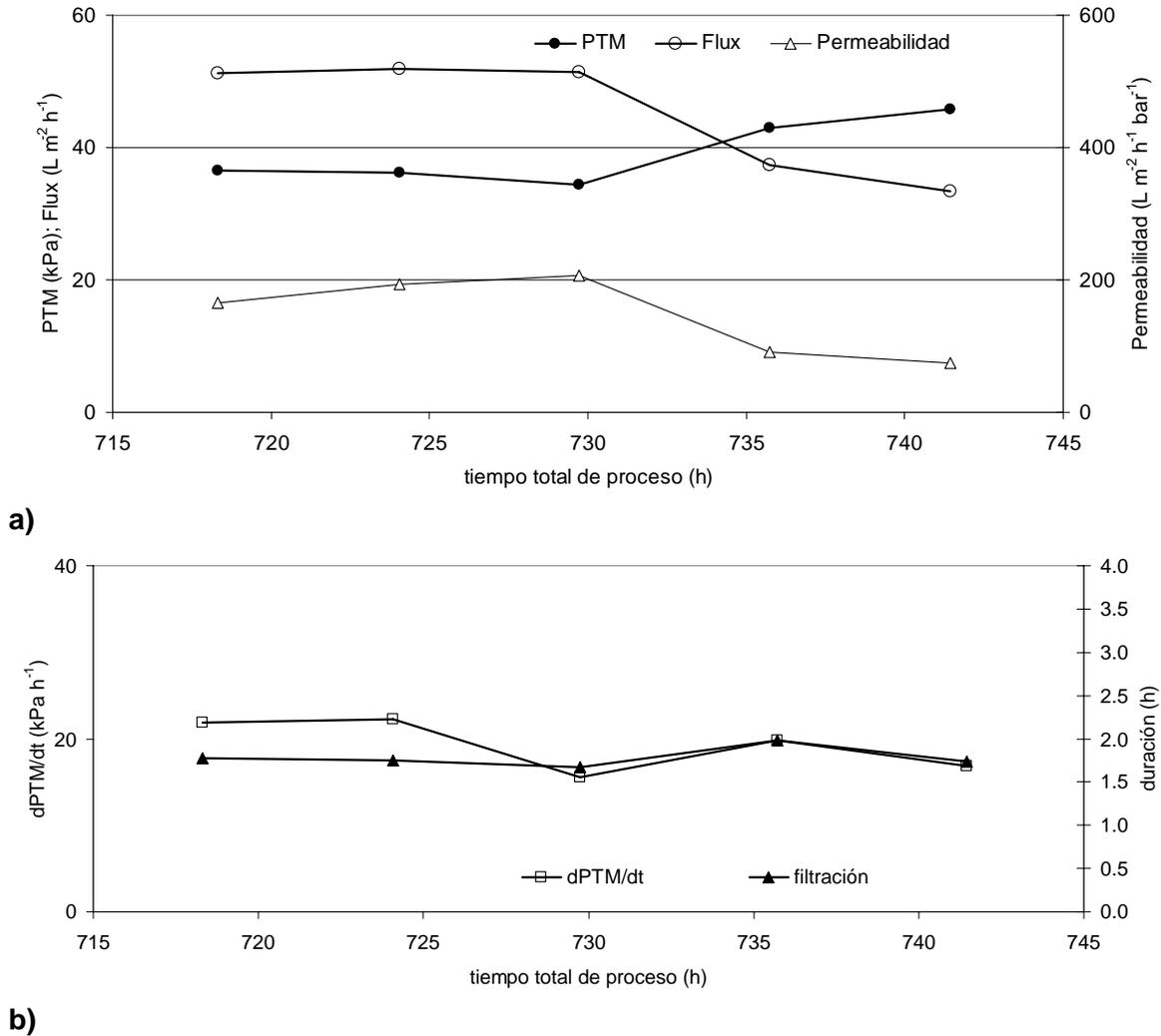
Debido a que el control de la colmatación de los MBR representa la diferencia de costo con los procesos convencionales de lodos activados, se ha desarrollado para experimentos de larga duración, el concepto de **flux sostenible**, pudiendo ser un porcentaje del flux crítico que se calculó inicialmente, dando como resultado una tasa de colmatación mínima, y postergando la limpieza química a tiempos razonables ( $J_{sost} = \% J_{critico}$ ).

Con base en los resultados obtenidos de la primera ley de control,  $PTM < 40$  kPa, se formuló otra ley de control en busca de mejores resultados, utilizando otra variable del proceso de filtración, como lo es el flux permeado,  $J$ , cuyo procedimiento se fundamenta en la aplicación de un retro-lavado cuando se alcanza una pérdida porcentual del flux permeado con respecto a una referencia registrada por el sistema, y que para este caso, se le denomina  $J_{max}$ , el cual es el flux más alto alcanzado después de cada retro-lavado. Este porcentaje de pérdida se fijó en 50% del flux permeado máximo, lo que nos lleva a establecer la siguiente ley de control,  $J < 50\% J_{max}$ . Es decir, introducir un retro-lavado de 10 s y flujo de 3.5 L/h, cuando el flux fuera menor del 50% del flux máximo.

Con cierto éxito, se consiguieron valores altos y estables de PTM, flux y permeabilidad (36 kPa,  $51 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ ,  $190 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ bar}^{-1}$  respectivamente) hasta su variación después de 12 h de filtración, donde empieza a empeorar la condición de operación y a reflejar un comportamiento similar al de la primer ley de control propuesta, pérdida marcada de flux y permeabilidad, así como un aumento notorio de la PTM. Las magnitudes de flux y

permeabilidad caen a valores de  $33 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$  y  $74 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ bar}^{-1}$  respectivamente, mientras que la PTM alcanza niveles de  $45.7 \text{ kPa}$  (ver fig. 3.21)

En contraste, las tasa de colmatación ( $d\text{PTM}/dt$ ) y la duración de la filtración por ciclo, sí mantuvieron cierta regularidad a lo largo de la prueba, aunque las magnitudes de éstas fueron relativamente altas. Para la tasa de colmatación se obtuvieron valores de 22 a  $16 \text{ kPa/h}$ , y la duración de filtración se mantuvo alrededor de  $1.75 \text{ h}$ .

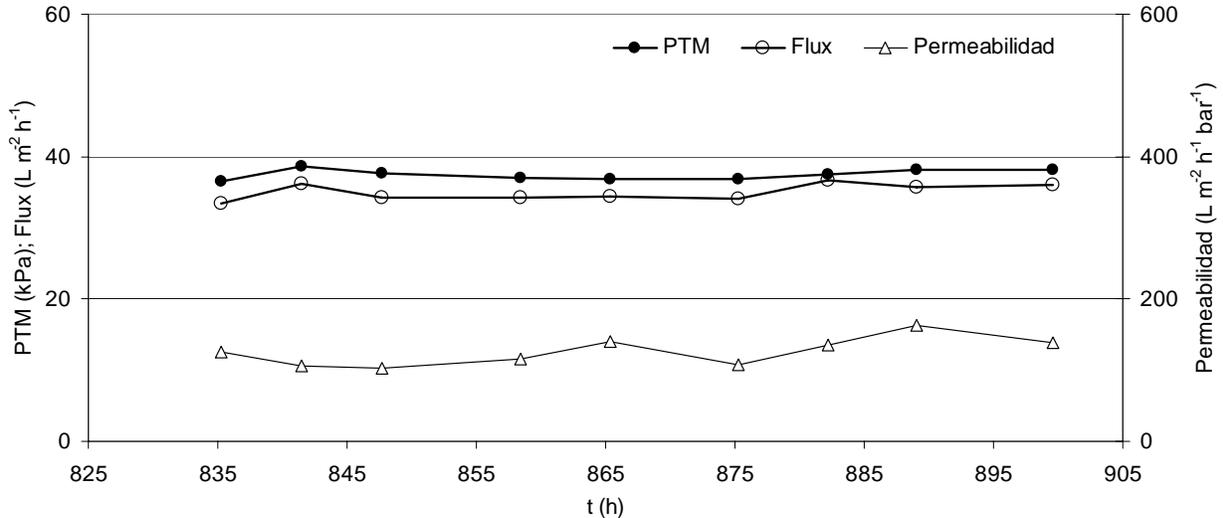


**Figura 3.21.** Seguimiento de las variables de control empleando la ley de control  $J < 50\% J_{\max}$  : a) PTM, flux y permeabilidad; b) duración de filtración y tasa de colmatación. Cada valor de las gráficas es el promedio de un ciclo del MSBR

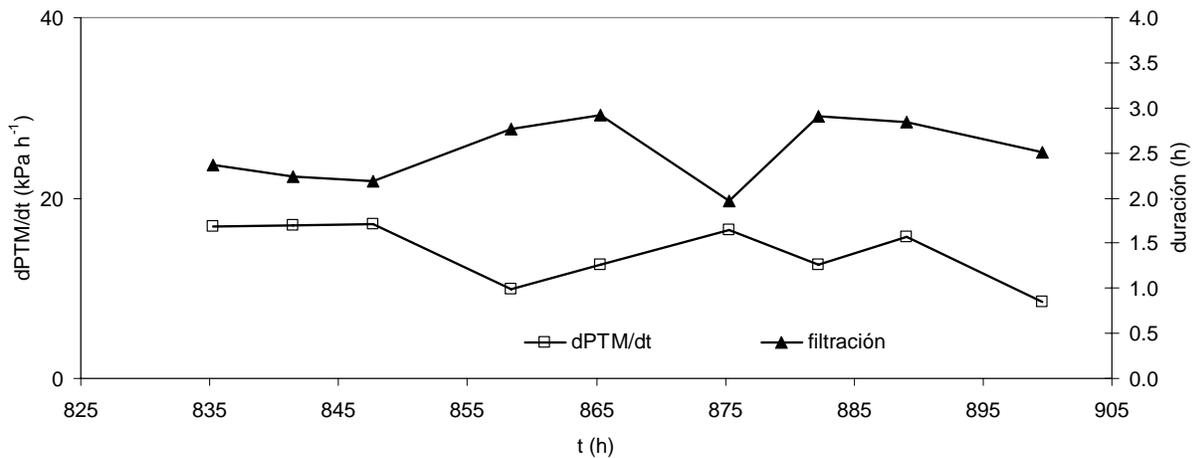
Una desventaja mostrada por esta alternativa fue que el control era muy sensible a aplicar de manera más frecuente los retro-lavados, perjudicando la productividad del sistema.

#### 3.6.3.4. Tercera propuesta de ley de control: $J < 20\% J_{\max}$

En vista de los resultados obtenidos con las dos primeras leyes de control, se buscó indagar sobre aquella que diera un mejor resultado, y poder establecer una tercera y última ley de control considerando la variable que se comportó mejor como reflejo del ensuciamiento de la membrana.



a)



b)

**Figura 3.22.** Seguimiento de las variables de control empleando la ley de control  $J < 20\%$   $J_{max}$  : a) PTM, flux y permeabilidad; b) duración de filtración y tasa de colmatación. Cada valor de las gráficas es el promedio de un ciclo del MSBR

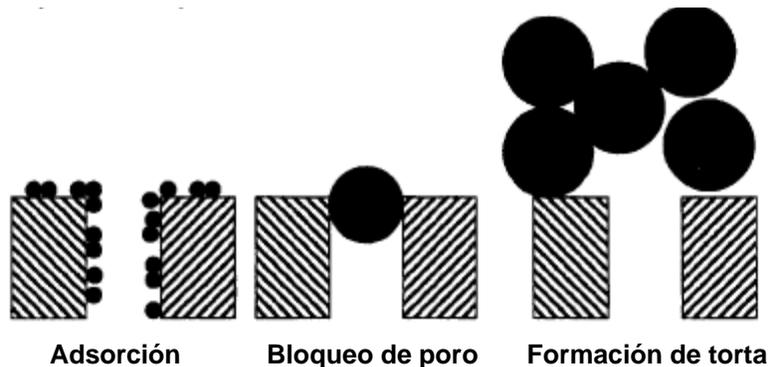
De tal suerte, se estableció otra ley de control en busca de mejores resultados, utilizando el flux permeado,  $J$ . De manera muy similar a la segunda alternativa de control, esta ley se basó en la aplicación de un retro-lavado cuando se alcanzara una pérdida porcentual del flux permeado con respecto a una referencia registrada por el sistema, y que para este caso, se le denomina  $J_{max}$ , el cual es el flux más alto alcanzado después de cada retro-lavado. Este porcentaje de pérdida se fijó en 80% del flux permeado máximo, lo que nos

lleva a establecer la siguiente ley de control,  $J < 20\% J_{\max}$ . Es decir, introducir un retro-lavado de 10 s y flujo de 3.5 L/h, cada vez que se perdiera más del 80% del flux máximo.

A diferencia de las otras alternativas, la estabilidad del sistema es notoria a lo largo de toda la prueba, aunque con valores un poco más modestos de operación, en tanto PTM, flux permeado y permeabilidad, de 37 kPa, 34.2 L m<sup>-2</sup> h<sup>-1</sup>, 135 L m<sup>-2</sup> h<sup>-1</sup> bar<sup>-1</sup> respectivamente. (ver fig. 3.22)

De manera un poco más irregular se comportaron la tasa de colmatación y el tiempo de filtración por ciclo, cuya magnitud de este último es un poco más alta en comparación con las otras alternativas de filtración, esto debido a un fenómeno que se observó y fue agudizándose en el transcurso de los días de operación, como fue el cambio paulatino del tamaño y del número de partículas durante esta última etapa de evaluación de las leyes de control (ver apartado 3.6. Tamaño de partícula y turbiedad). Incluso, esta condición perjudicial para la filtración hace más meritorio el comportamiento de esta última ley de control,  $J < 20\% J_{\max}$ , que fue la más afectada por este fenómeno.

En este sentido, como se puede apreciar en la fig. 3.23, la colmatación reversible está asociada a la torta biológica que se va formando sobre la membrana, la cual es relativamente fácil de remover con una limpieza física, así como, el ensuciamiento irreversible se relaciona con el taponamiento o bloqueo de los poros, el cual se debe a la deposición de material orgánico e inorgánico (EPS solubles y coloidales) (Ittonaga *et al.* 2004).



**Figura 3.23.** Diferentes modos de colmatación según el tamaño de las partículas

Según los estándares de sistemas industriales de membranas (Smith *et al.* 2006), el tiempo empleado para retro-lavados es corto (hasta 5%), lo que equivale en promedio a un 6.25% del consumo de energía del sistema. También se establece que un control automático de retro-lavados reduce los requerimientos de permeado (25%) para llevar a cabo la limpieza física, e impide que la PTM de trabajo se vaya incrementado marcadamente a lo largo de los ciclos, lo que se refleja en ahorro de energía.

#### 3.6.4. Tiempo de regeneración

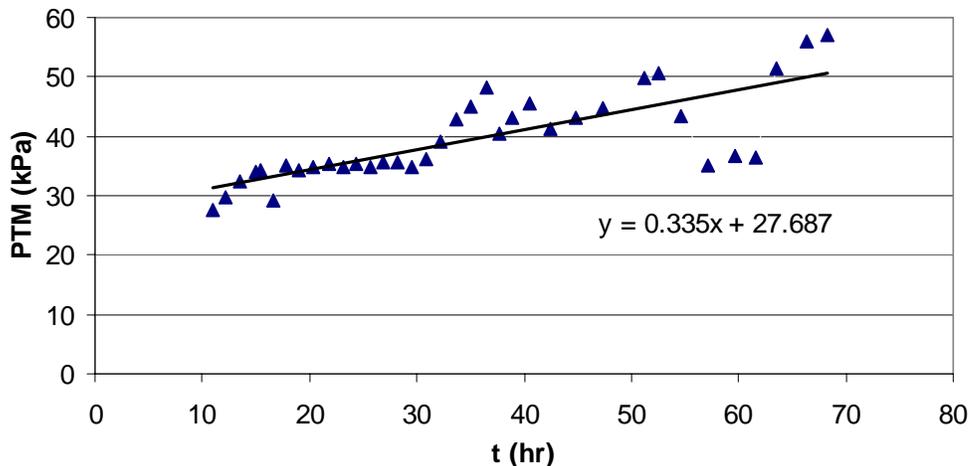
Como un parámetro de comparación entre la mejor condición de la ley de control probada,  $J < 20\% J_{\max}$  y la condición testigo sin retro-lavados, después de establecer el

registro en línea gracias al control automático implementado, se calculó el tiempo neto de filtración efectiva entre una limpieza química y otra, o también llamado tiempo de regeneración, no considerando el tiempo que pasa la membrana dentro del biorreactor sin operar.

Para la condición sin retro-lavados, fue calculado en 88 h, lo que equivale a 63 ciclos y 252 horas de ciclo completo aproximadamente, utilizando la siguiente ecuación descrita por McAdam *et al.* (2005):

$$t_{op} = \frac{PTM_f - PTM_i}{\delta P / \delta t}$$

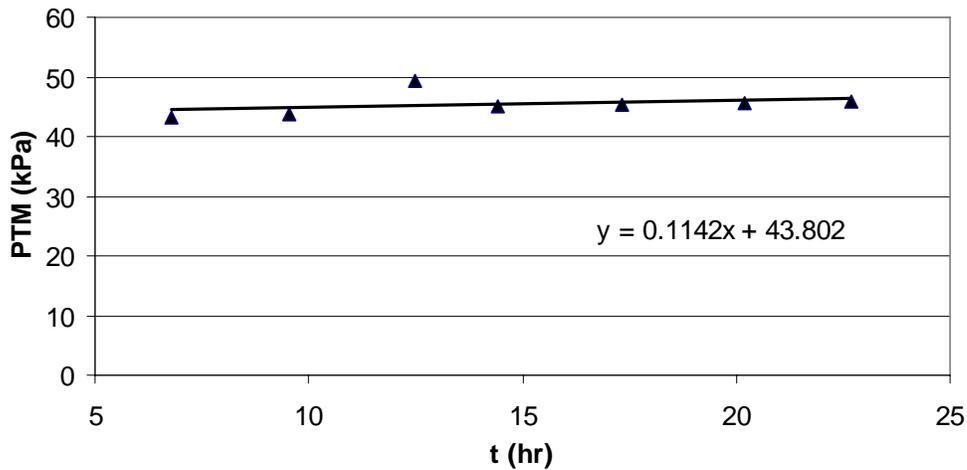
Para lo cual se utilizó el gráfico mostrado en la fig. 3.24, de donde los puntos pertenecientes a las PTM mayores registradas en cada ciclo de filtración, se ajustaron a una recta, encontrando la pendiente de esta línea, que es equivalente a  $dP/dt = 0.335$  kPa/h. La  $PTM_f$  es la presión máxima recomendada por el proveedor de la membrana, que para nuestro caso es igual a 60 kPa, así como la  $PTM_i$  es la presión máxima del primer ciclo involucrado en este análisis gráfico, cuyo valor medido fue de 27 kPa.



**Figura 3.24.** Análisis gráfico del cálculo del tiempo de regeneración para la condición sin retro-lavados

En cambio, para la condición de mejor desempeño en la evaluación de los retro-lavados, como fue la ley de control donde  $J < 20\% J_{max}$ , el tiempo de regeneración entre una limpieza química y otra, fue calculado en 147 h, lo que equivale a 105 ciclos aproximadamente. Este valor representa un incremento del 67% y evidencia el notable beneficio que acarrea la ejecución de retro-lavados bajo la ley de control que se ha desarrollado como la que ofrece mejores resultados en cuanto a las variables analizadas.

De igual forma, se elaboró el análisis gráfico mostrado en la fig. 3.25 de donde se obtuvo la pendiente de la recta ajustada a los valores de presión, donde  $dP/dt$  fue igual a 0.114 kPa/h, así como la  $PTM_i$  se calculó en 43 kPa



**Figura 3.25.** Análisis gráfico del cálculo del tiempo de regeneración para la ley de control  $J < 20\% J_{max}$ .

Cabe destacar, que el tiempo de regeneración es un indicador de qué tan rápido se están alcanzando valores críticos de colmatación a lo largo de la operación de la membrana, considerando únicamente la variable PTM en diferentes modalidades.

### 3.6.5. Comparación de las condiciones de operación del sistema MSBR

A continuación se presenta la tabla 3.3, donde se hace una comparativa de los principales parámetros de operación del biorreactor discontinuo secuencial con membranas, respecto al dispositivo de filtración en diferentes condiciones de retro-lavados.

Aunque los valores pueden parecer contradictorios, considerando solo los datos de la tabla 3.3, ya que la mejor condición de operación parece ser  $J < 50\% J_{max}$ , y no la determinada líneas atrás con el análisis del comportamiento de las variables correspondientes, cuyo resultado arrojaba a  $J < 20\% J_{max}$ , es de suma importancia pensar en la operación a largo plazo.

De tal forma, los valores de operación mostrados en la tabla 3.3, correspondientes a la ley de control,  $J < 50\% J_{max}$ , tendieron a decaer después de 12 h como ya se mostró en el análisis gráfico de esta condición en el apartado 3.6.3.3, lo que se aleja de una condición sostenible conforme transcurre el tiempo de operación del MSBR, a diferencia de lo que sí ofrece la ley de control  $J < 20\% J_{max}$ . Adicionalmente, cabe mencionar la variación del tamaño de partículas registrado en esta última etapa de pruebas, que resalta el comportamiento aceptable de esta ley de control.

**Tabla 3.3.** Parámetros característicos del MSBR.

|                                       | Sin retro-lavados | PTM > 40 kPa | J < 50% J max | J < 20% J max |
|---------------------------------------|-------------------|--------------|---------------|---------------|
| filtración de 2.5 L (h)               | 1.70              | 2.38         | 1.78          | 2.52          |
| PTM (kPa)                             | 31.21             | 37.67        | 39.18         | 37.46         |
| Flux (L/m <sup>2</sup> /h)            | 40.37             | 31.44        | 45.05         | 35.00         |
| Permeabilidad (L/m <sup>2</sup> hbar) | 158.59            | 98.86        | 146.13        | 126.21        |
| dPTM/dt (kPa/h)                       | 0.063             | 0.385        | 0.438         | 0.008         |
| Volumen empleado x ciclo, [L]         | 0                 | 0.162        | 0.187         | 0.133         |
| % Vol. Retro/ Vol. Permeado, [%]      | 0                 | 6.7          | 7.6           | 5.2           |
| Tiempo de regeneración (h)            | 88                | 8            | 14            | 147           |

Considerando los valores finales de cada variable se puede ver que la condición de  $J < 20\% J_{max}$  es la que muestra las mejores condiciones de operación **estable y sostenida**. Adicionalmente, se le puede añadir el deterioro de los flocs dentro del reactor lo que evidentemente trae problemas de más rápida colmatación, gracias al aumento de partículas más pequeñas que bloquean los poros y sea adhieren a ellos (ver apartado 3.7 de tamaño de partícula). Tal condición se observó marcadamente en la evaluación de la última ley de control,  $J < 20\% J_{max}$ .

Con respecto al tiempo de regeneración, indicador muy importante para prevenir la colmatación irreversible, se debe buscar que sea lo más grande posible, señal de una operación sostenida sin la necesidad de aplicar la limpieza química. Esto disminuye el desgaste de la membrana, y aseguramos un mayor tiempo de operación estable. De la tabla 3.3 se observa de manera clara que la propuesta de ley de control,  $J < 20\% J_{max}$ , tiene el mayor tiempo de regeneración igual a 147 días, lo que la coloca como la mejor opción en relación con las propuestas evaluadas.

### 3.7. Tamaño de partícula

Bae *et al.* (2005) reportan un tamaño de partícula en un rango de 10 a 40  $\mu\text{m}$ , con un valor medio de 25  $\mu\text{m}$ , confirmando también que la distribución del tamaño de partícula de los SST de un MBR es más pequeña que la obtenida en un proceso convencional de lodos activados. En cambio, Lee *et al.* (2003) obtuvieron un tamaño de partícula entre 5.2 y 6.6  $\mu\text{m}$ , para TRC entre 20 y 60 días.

Cicek *et al.* (1999) encontraron un tamaño de partícula promedio de 3.5  $\mu\text{m}$ , con el 97% de las partículas menores a 10  $\mu\text{m}$ , en contraste con el proceso convencional de lodos

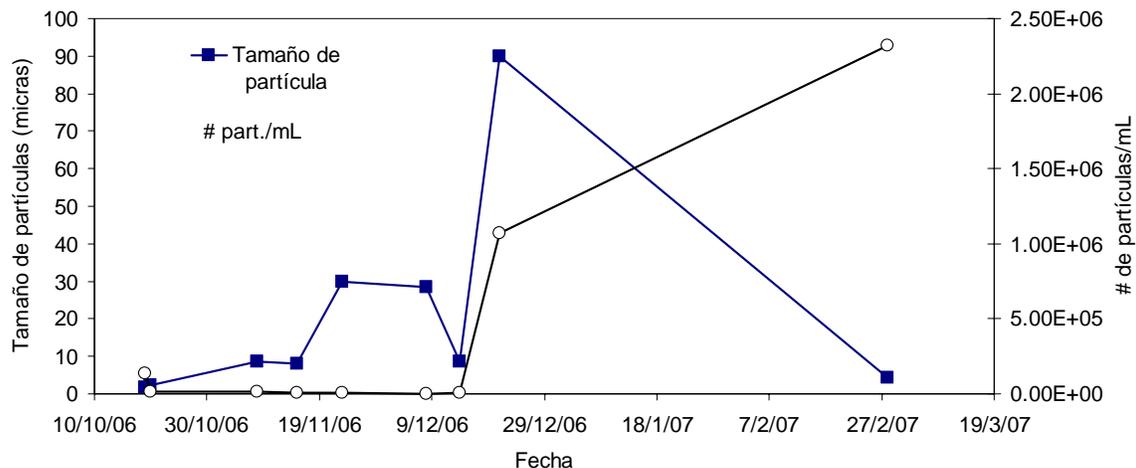
activados que oscila entre 80 y 100  $\mu\text{m}$ , de donde concluyen que los flocs dentro de un MBR son más pequeños y más uniformes que en un proceso convencional.

La mayoría de los resultados que se obtuvieron en este trabajo de investigación se encuentran dentro o cerca de este rango, como se ve en la fig. 3.26, donde se observa que en el inicio de la prueba se tiene un valor medio del tamaño de partícula de 1.7  $\mu\text{m}$ , aumentando considerablemente hasta valores de la media del tamaño de partícula entre 28 y 30  $\mu\text{m}$  después de 35 días de operación del reactor, hasta llegar a un pico de 89  $\mu\text{m}$  esto debido a las variaciones en la carga orgánica del reactor y la re-inoculación del reactor. Pero al final del muestreo del tamaño de partícula se vuelve a tener un tamaño de partícula pequeño, igual a 4.3  $\mu\text{m}$  (ver fig. 3.26).

Debido a un incremento accidental en la concentración de fenol se disgregaron los flóculos biológicos dentro del reactor, constatado por la turbidez en el efluente, y aumento del metabolito. Este metabolito es indicio de una incompleta degradación del 4-CF, lo que provoca que los microorganismos se inhiban. Aunado a esto, se calculó la relación promedio, F/M, igual a 0.026  $\text{kgDQO}/(\text{kgSS}\cdot\text{h})$ , cuyo valor es muy bajo.

Sin duda, otro factor que afecta al tamaño de partícula, y por consiguiente, al problema del ensuciamiento de la membrana es el nivel de los EPS, asociado a la carga orgánica, es decir, a la disponibilidad del sustrato por unidad de microorganismos.

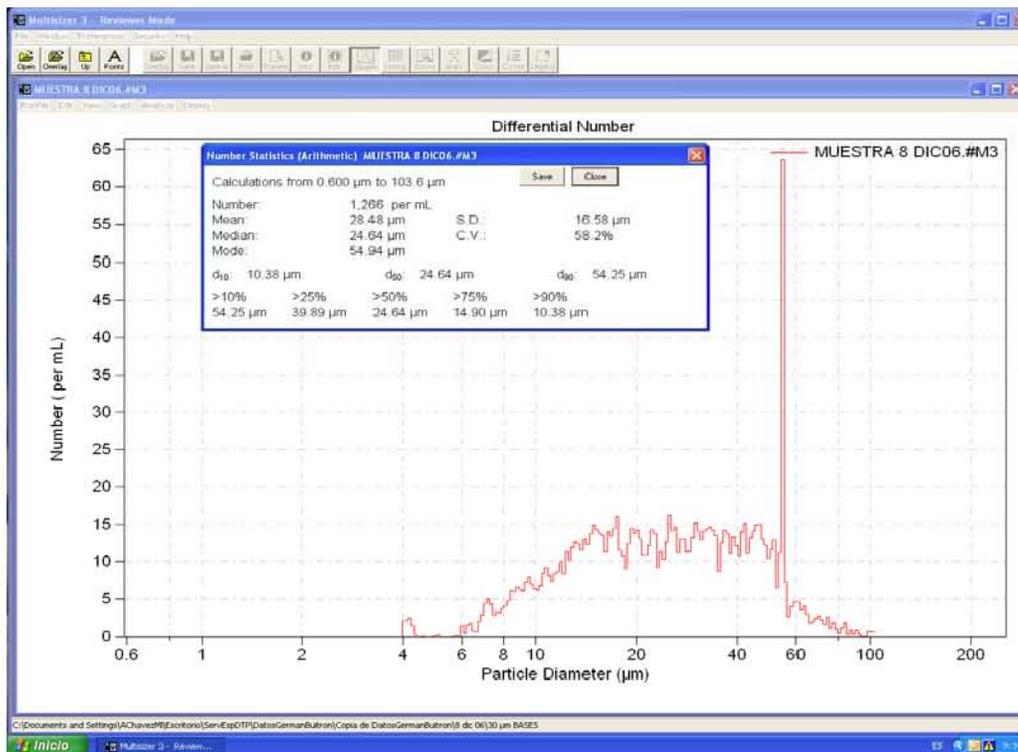
Le-Clech *et al.* 2006 aseguran que debido a la disminución de los EPS se provoca el deterioro de la estructura de los flocs, rompimiento de los bioflocs, desestabilizando su armazón y causando lisis celular, lo que puede estar ligado directamente con el TRC y/o relación F/M (niveles muy bajos son 100 días y 0.05  $\text{kgDQO}/\text{kgSS}$ ).



**Figura 3.26.** Análisis del tamaño medio de partícula

Según el estado del arte, se puede atribuir que el tamaño de partícula influyó en la etapa de filtración del MSBR, pero no sólo eso, sino que se encontró que el número de partículas por mL de licor mezclado, está asociado con problemas severos de colmatación como se observó en las últimas partes de la evaluación de los retro-lavados

ejecutados por ley de control, alcanzando valores de  $2.32 \times 10^6$  partículas/mL (ver fig. 3.26).



**Figura 3.27.** Curva de distribución de partículas del licor mezclado dentro del reactor para un tamaño medio de partícula de 28.48  $\mu\text{m}$ .

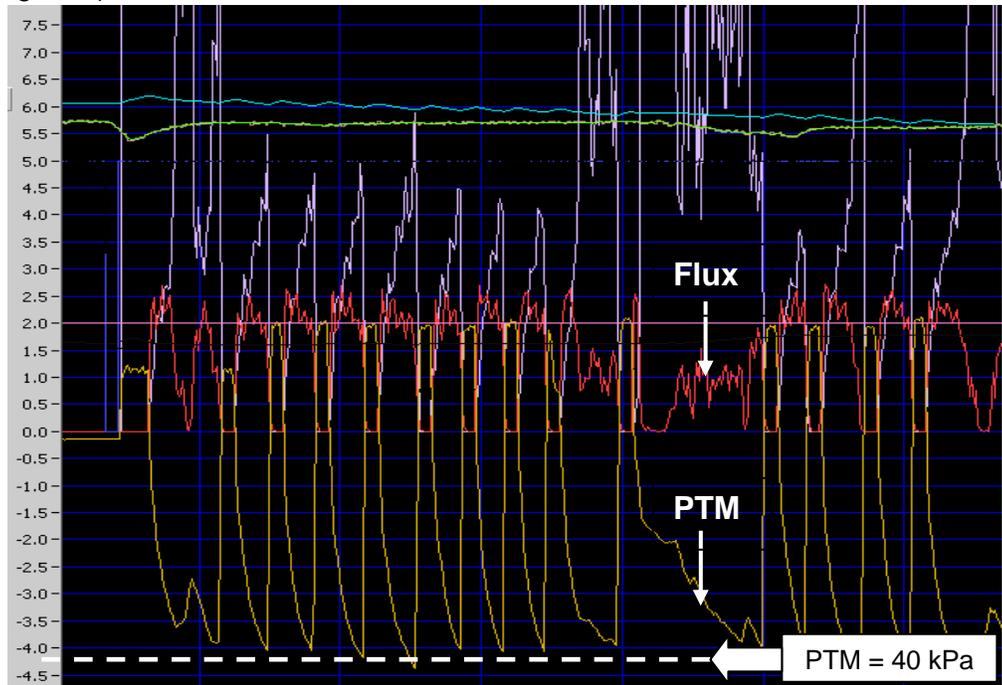
Al respecto, la WEF (2006) afirma que cuando los lodos son sobrevenejados y en condiciones de sub-alimentación, lo que conduce a un aumento de la concentración de residuos celulares (EPS solubles), existe adsorción de éstos sobre la membrana.

En resumen, la dislocación de los flocs provoca que se incremente el número de partículas más pequeñas, junto con lo indagado por Le-Clech *et al.* (2006) que han visto que entre más pequeñas sean las partículas que filtre una membrana determinada, se causan problemas más severos de taponamiento. Y no sólo eso, el argumento novedoso de este trabajo de investigación, es que el **número de partículas** encontradas en el licor mezclado es determinante para las condiciones de colmatación de la membrana, ya que inclusive al cambiar la membrana por una membrana virgen y disminuir el gasto permeado, los parámetros de operación alcanzaron rápidamente valores críticos, teniendo como única explicación comprobable del fenómeno, el aumento del número de partículas.

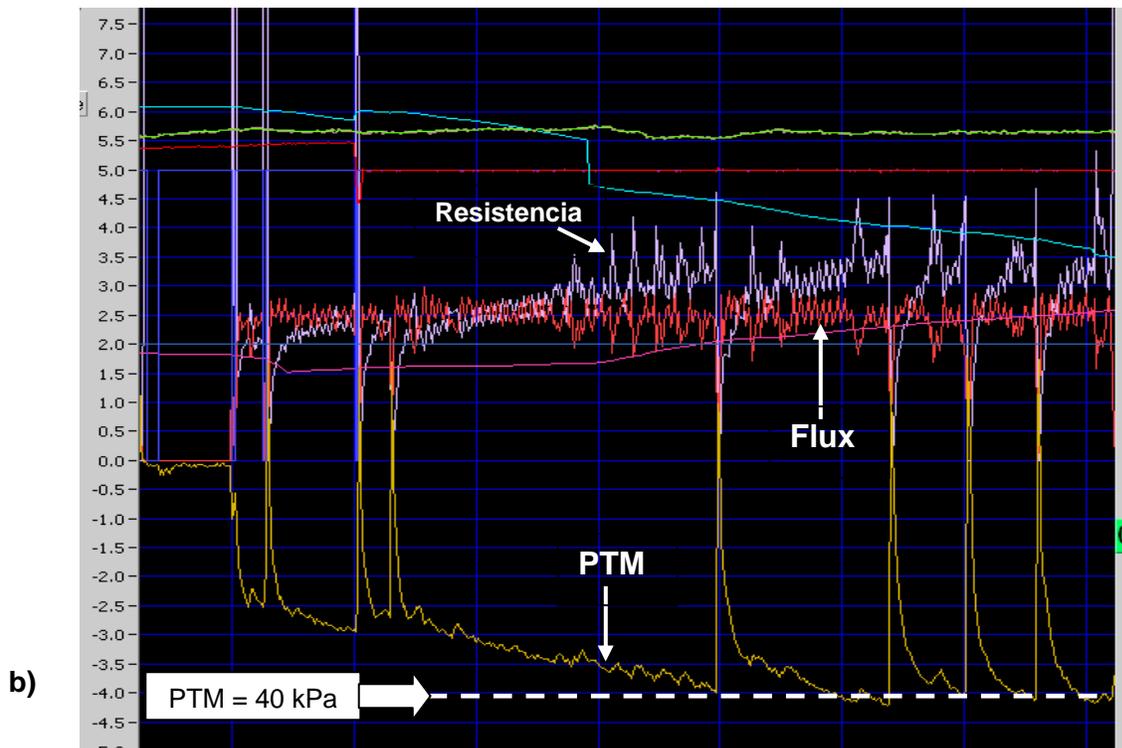
Para contrarrestar este problema, Van der Roest *et al.* 2002 generan un tamaño de partículas y flocs más grandes, que permiten tener una capa de torta más permeable sobre la membrana.

Incluso, a pesar de realizar algunos cambios se observaron problemas de ensuciamiento severos a tasas de colmatación extremadamente altas 32 kPa/h, alcanzando en todos los casos de manera inmediata valores críticos de PTM, 40 kPa. Esto fortalece la hipótesis

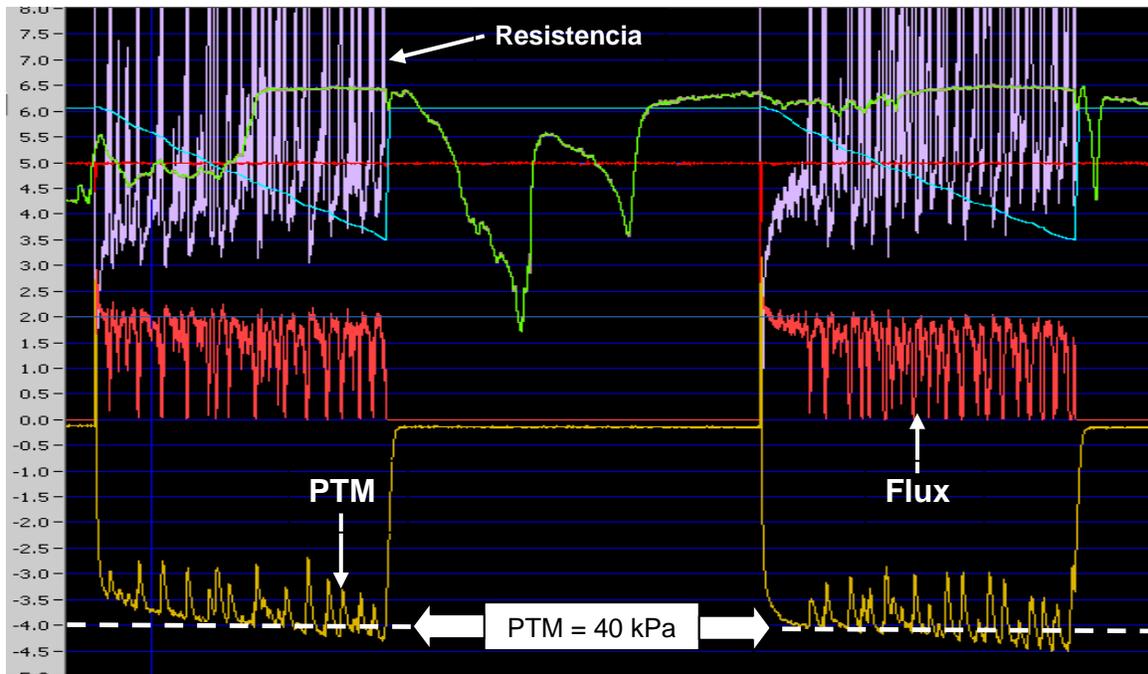
que el medio acuoso a filtrar poseía características que provocaban condiciones de rápida colmatación, más allá de que hubo medidas que se tomaron para contrarrestar el ensuciamiento, como fue cambiar la membrana, y disminuir la capacidad de la bomba de succión para obtener valores más pequeños de flux, favoreciendo una lenta colmatación. (ver la fig 3.23)



a)



b)



c)

**Figura 3.23** Comparación de la tasa de colmatación severa en diferentes condiciones: a) membrana usada, b) membrana nueva, c) membrana nueva con gasto menor

## CONCLUSIONES

---

Parte importante del sistema acoplado es la bomba de diafragma, ya que con su flexibilidad de operación considerando los controles de amplitud y frecuencia, propios de dispositivos de diafragma, proporciona cierto rango de manipulación experimental para probar diferentes condiciones de operación. Por lo que, el estudio del sistema bomba-membrana fue fundamental para alcanzar resultados óptimos, entendiéndose así la elección de la bomba GALA, ProMinent, de alto desempeño para el trabajo experimental.

Se encontró que el límite de trabajo de la membrana acoplada a la bomba está dado por la condición de frecuencia 45 pls/min y amplitud de 50%, la cual está ligada a la detección de las condiciones sub-críticas, en  $57.5 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$  con una pérdida de  $\Delta K_{\text{promedio}}$  igual a 7%. Se calculó la tasa de colmatación,  $dP/dt$ , en un valor de 2.33 kPa/h. Esta condición se ubica en el límite del valor del flux crítico, como condición sub-crítica, en la cual la presión transmembrana se mantiene estable.

La limpieza química no sólo recobró la condición inicial de operación, sino que aumentó el flux permeado respecto al flux correspondiente a la condición de membrana virgen inicial, entre un 25 y 92% después de haber efectuado el procedimiento de lavado químico.

Para los retro-lavados preestablecidos, aunque en los parámetros de operación, flux y resistencia, no se manifestara una diferencia clara, fue determinante el tiempo de filtración y el volumen ocupado para hacer los retro-lavados, donde la mejor opción fue la de 2 retro-lavados con duración de 30 s (2c30s), con un flux de  $67.8 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ , empleando tan sólo el 1% del agua filtrada para realizar los retro-lavado, y tiempo de filtración de  $57.4 \pm 0.2$  min.

De las tres leyes de control probadas, se observó que la mejor alternativa fue la ley de control  $J < 20\% J_{\text{max}}$ . La estabilidad del sistema fue notoria a lo largo de toda la prueba, con valores de operación, tanto PTM, flux permeado y permeabilidad, de 37 kPa,  $34.2 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$  y  $135 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ bar}^{-1}$  respectivamente, junto con una tasa de colmatación muy baja, 0.008 kPa/h. La condición de  $J < 20\% J_{\text{max}}$  es la que muestra las mejores condiciones de operación **estable y sostenida**, ya que tuvo mayor tiempo de regeneración, 147 días.

Se observó que debido a la producción de flóculos pequeños ( $4.3 \mu\text{m}$ ), disminuyó el tamaño de partícula, y aumentó su cantidad ( $2.32 \times 10^6$  partículas/mL), lo que ocasionó un mayor taponamiento de la membrana.

Por otro lado, la turbiedad del efluente del MSBR osciló en valores de  $0.5 \pm 0.2$  UTN, mejorando notablemente los resultados promedio obtenidos para SBR convencional, lo que indica el mejoramiento en la remoción de los sólidos suspendidos.

## REFERENCIAS

---

- APHA, AWWA and WEF, American Public Health Association / American Water Works Association / Water Environmental Federation (1992) *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 18th ed. USA
- American Water Works Association (1998) *Tratamiento del agua por procesos de membrana*. AWWA. Research Foundation. McGraw-Hill.
- Bae, T-H, Han, S-S y Tak, T-M (2003) "Membrane sequencing batch reactor system for the treatment of dairy industry wastewater" *Process Biochemistry* (39) pp. 221-231.
- Bae, T-H. y Tak, T-M (2005) "Interpretation of fouling characteristics of ultrafiltration membranes during the filtration of membrane bioreactor mixed liquor" *Journal of Membrane Science* (264) 151-160.
- Betancur, M., Moreno, J. y Buitrón, G. (2004) "Event-Driven Control for Treating Toxicants in Aerobic Sequencing Batch Bioreactors". 9<sup>th</sup> International Symposium on Computer Applications in Biotechnology. March 28-31. France,
- Buitrón, G., Moreno, J., Betancur, M., y Moreno, I. (2004) "Aerobic Treatment of Toxic Wastewater: Problems, Solutions and Open Questions". 3<sup>rd</sup> IWA Specialised Conference on Sequencing Batch Reactor Technology. Noosa, Australia.
- Buitrón, G., Moreno-Andrade, I., Betancur, M., y Moreno, J. Biodegradación de efluentes altamente contaminados por compuestos fenólicos utilizando una estrategia de control óptima. Memorias del XIV Congreso Nacional de Ingeniería Ambiental y Ciencias Ambientales. 12-14/05/2004, Mazatlán, México

- Burke, G., Ramnarine Singh, B. y Theodore, L. (2000) *Handbook of Environmental Management and Technology*. Ed. Wiley Interscience. USA,. Cap. Tratamiento de Aguas Residuales Industriales.
- Cicek, N., Franco, J., Suidan, M., Urbain, V. y Manem, J. (1999) "Characterization and comparison of a membrane bioreactor and a conventional activated-sludge system in the treatment of wastewater containing high- molecular-weight compounds" *Water Environment Research* (71) 1.
- Cicek, N., Macomber, J., Davel, J., Cuidan, M.T., Audio, J.M., (2001). Effects of solids retention time on the performance and biological characteristics of a membrane bioreactor. *W. Sci. Tech.* 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* (45) 6 pp. 37-49
- Fane, A., Fell, C. y Waters, A. (1983) "Ultrafiltration of protein solutions through partially permeable membranes - the effect of adsorption and solution environment" *Journal of Membrane Science* (16) 211-224
- Fang, H. and Shi, X. (2005) "Pore fouling of microfiltration membranes by activated sludge" *Journal of Membrane Science* (264) pp. 161-166
- Grady, L., Daigger, G. y Lim, H. (1999) *Biological Wastewater Treatment*. Ed. Marcel Dekker. 2da. Edición. USA,.
- Hong, S.P., Bae, T., Tak, T., Hong, S. y Randall, A. (2002) "Fouling control in activated sludge submerged hollow fiber membrane bioreactors" *Desalination* (143) 219-228.
- Hong, S., Krishna, P., Hobbs, C., Kim, D. y Cho, J. (2005) "Variations in backwash efficiency during colloidal filtration of hollow-fiber microfiltration membranes" *Desalination* (173) 257-268.
- Itonaga, T., Kimura, K. y Watanabe, Y. (2004) "Influence of suspension viscosity and colloidal particles on permeability of membrane used in membrane bioreactor" *Water Sci. Technol.* (50) 301-309.
- Jacquemet, V., Gaval, G., Rosenberger, S., Lesjean, B. y Schrotter, J. (2005) "Towards a better characterization and understanding of membrane fouling in water treatment". *Desalination* (178) 13-20
- Jiang, T., Kennedy, M., van der Meer, W., B., Vanrolleghem, P. y Schippers, J. (2003) "The role of blocking and cake filtration in MBR fouling" *Desalination* (157), 335-343.
- Jiang, T., Kennedy, M., Guinzbourg, B., Vanrolleghem, P. y Schippers, J. (2005) "Optimising the operation of a MBR pilot plant by quantitative analysis of the membrane fouling mechanism" *Water Science and Technology* (51), 19-25.

- Judd, S. (2005) "Fouling control in submerged membrane bioreactors" *Water Science Technology* (51)6, pp. 27-34.
- Kang, I., Lee, C. and Kim, K. (2003) "Characteristics of microfiltration membranes in a membrane coupled sequencing batch reactor system" *Water Research* (37) pp. 1192-1197.
- Klatt, C. y LaPara, T. (2003) "Aerobic biological treatment of synthetic municipal wastewater in membrane-coupled bioreactors" *Biotechnology and Bioengineering* 82 (3) 313-320.
- Krampe y Krauth (2001) "Sequencing batch reactor with submerged hollow fibre membrane for the biomass separation" *Water Science Technology* (43)3, 195-199
- Le-Clech, P., Chen, V. y Fane, T. (2006) "Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment" *J. Membr. Sci.* (284) 17-53
- Le-Clech, P., Jefferson, B., Chang, I. y Judd, S. (2003) "Critical flux determination by the flux-step method in a submerged membrane reactor" *J. Membr. Sci.* (227) 81-93
- Le-Clech, P., Jefferson, B., y Judd, S. (2003) "Impact of aeration, solids concentration and membrane characteristics on the hydraulic performance of a membrane bioreactor" *J. Membr. Sci.* (227) 81-93
- Lee, W., Kang, S. y Shin, H. (2003) "Sludge characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors" *J. Membr. Sci.* (216) 217-227.
- Lim, A. and Bai, R. (2003) "Membrane fouling and cleaning in microfiltration of activated sludge wastewater" *Journal of Membrane Science* (216) pp. 279-290
- Marrot, B., Barrios-Martinez, A., Moulin, P. y Roche, N. (2004) "Industrial Wastewater Treatment in a Membrane Bioreactor: a Review". *Environmental Progress*. 23(1). pp. 59-68.
- McAdam, E., Judd, S., Gildemeister, R., Drews, A. y Kraume, M. (2005) "Critical analysis of submerged membrane sequencing batch reactor operating conditions" *Water Research* (39) pp. 4011-4019
- Metcalf & Eddy, Inc. Revisado por Tchobanoglous, G., Burton, F. y Stensel, D. (2003). *Wastewater Engineering: treatment and reuse*. McGraw-Hill. 4ta. Ed., USA.
- Moreno, J y Buitrón, G. (2002) "Optimación de un biorreactor aerobio para el tratamiento de aguas residuales industriales". *Revista Iberoamericana de Investigación: Computación y Sistemas*. Número especial, diciembre, 74-82.
- Nakhla, G., Lugowski, A., Patel, J. y Rivest, V. (2006) "Combined biological and membrane treatment of food-processing wastewater to achieve dry-ditch

- criteria : Pilot and full-scale performace". *Bioresource Technology* (97) 1-14.
- Ognier, S., Wisniewski, C. y Grasmick, A. (2004) "Membrane bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions: a local critical flux concept" *Journal of Membrane Science* (229) 171-177.
- Pollice, A., Brookes, A., Jefferson, B. y Judd, S. (2005) "Sub-critical flux fouling in membrane bioreactors – a review of recent literature" *Desalination* (174) 221-230.
- Riina Liikanen, Jukka Yli-Kuivila y Risto Laukkanen (2002) "Efficiency of various chemical cleanings for nanofiltration membrane fouled by conventionally-treated surface water" *J. Membr. Sci.* (195) 265-276
- Smith, P., Vigneswaran, S., Ngo, H., Ben-Aim, R. y Nguyen, H. (2005) "Design of a generic control system for optimising back flush durations in a submerged membrane hybrid reactor" *J. Membr. Sci.* (255) 99-106.
- Smith, P., Vigneswaran, S., Ngo, H., Ben-Aim, R. y Nguyen, H. (2006) "A new approach to backwash initiation in membrane systems" *J. Membr. Sci.* (278) 381-389.
- Sofia, A., Ng, W. y Ong, S. (2004) "Engineering design approaches for minimum fouling in submerged MBR" *Desalination* (160) 67- 74.
- Trussell, R., Merlo, R., Hermanowicz, S. y Jenkins, D. "The effect of organic loading on process performance and membrane fouling in a submerde membrane bioreactor treating municipal wastewater" *Water Res.* (40) 2675-2683.
- Ueda, T. y Hata, K. (1999) "Domestic wastewater treatment by a submerged membrane bioreactro with gravitational filtration" *Water Research* 33 (12) 2888-2892.
- Van der Roest, H., Lawrence, D. y van Bentem, A. (2002) "Membrane bioreactors for municipal wastewater treatment". STOWA. IWA.
- Water Environment Federation (2006) *Membrane systems for wastewater treatment*. WEF Press. McGraw-Hill.
- Wintgens, T., Rosen, J., Melin, T., Brepols, C., Drensla, K. y Engelhardt, N. (2003) "Modelling of a membrane bioreactor system for municipal wastewater treatment" *Journal Membrane Science* (216) 55-65.
- Yang, W., Cicek, N. y Ilg, J. (2005) "State-of-the-art of membrane bioreactors: Worldwide research and commercial applications in North America". *Journal Membrane Science* (270) 201-211.
- Yamamoto, K., Hiasa, H., Talat, M. y Matsuo, T. (1989) "Direct solid liquid separations using hollow fiber membranes in activated sludge aeration tank" *Water Sci. Technol.* 21 43–54.

Yamato, N., Kimura, K., Miyoshi, T. y Watanabe, Y. (2006) "Difference in membrana fouling in membrana bioreactors caused by membrane polymer materials" Journal Membrane Science (280) 911-919.