



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA**

INSTITUTO DE INGENIERÍA

**OPERACIÓN ROBUSTA DE UN
BIORREACTOR DISCONTINUO SECUENCIAL
CON MEMBRANAS SUMERGIDAS PARA EL
TRATAMIENTO DE EFLUENTES TÓXICOS**

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

AMBIENTAL

P R E S E N T A :

AURORA MARGARITA PAT ESPADAS

TUTOR:

DR. ALEJANDRO VARGAS CASILLAS



NOVIEMBRE DE 2010

JURADO ASIGNADO

Presidente:	Dr. Simón González Martínez
Secretario:	Dr. Francisco J. Cervantes Carrillo
Vocal:	Dr. Alejandro Vargas Casillas
1er Suplente:	Dra. Petia Mijaylova Nacheva
2do Suplente:	Dr. Germán Buitrón Méndez

Esta tesis fue realizada en el Laboratorio de Investigación en Procesos Avanzados de Tratamiento de Aguas de la Unidad Académica Juriquilla del Instituto de Ingeniería de la UNAM.

TUTOR DE TESIS:

Dr. Alejandro Vargas Casillas

A mi familia

Gracias por todo su amor y apoyo

Para: Nena, Mamá y Daddy

Los quiero

AGRADECIMIENTOS

Al Dr. Alejandro Vargas, por guiarme, apoyarme y asesorarme en la realización de este trabajo. Gracias por su paciencia y ese espíritu de compartir conocimientos y enseñanza.

Al Dr. Francisco J. Cervantes Carrillo, Dra. Petia Mijaylova Nacheva, Dr. Simón González Martínez y al Dr. Germán Buitrón Méndez por sus valiosas aportaciones a este trabajo de investigación que además enriquecieron mi formación académica.

Al Institut Català de Recerca de l'Aigua (ICRA) y al Laboratori d'Enginyeria Química i Ambiental (LEQUIA) de la Universitat de Girona, a través del Dr. Ignasi Rodríguez-Roda Layret por recibirme y abrirme las puertas en su grupo de trabajo especialista en MBRs. Gracias por todo el apoyo brindado y sobre todo por ofrecerme su amistad.

Un agradecimiento al M.B Jaime Pérez y la M.C Gloria Moreno, por esas incontables horas de trabajo y soporte técnico en el laboratorio. Gracias por su amistad, paciencia y dedicación.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, al Instituto de Ingeniería y al CONACYT, por el apoyo y soporte en mi formación académica.

A mis compañeros del LIPATA, porque durante el desarrollo de este trabajo de investigación cada uno de ustedes me brindó siempre su amistad sincera, su apoyo incondicional, valiosos consejos y ayuda. Gracias porque durante este tiempo compartimos numerosas horas de trabajo que con su alegría se hicieron amenas y por esos escapes eventuales de los cuales nos llevamos gratos recuerdos.

A mis compañeros de la maestría en Ingeniería Ambiental por su amistad, apoyo y por ser parte de esta pequeña gran familia en la cual hemos compartido momentos buenos y difíciles. Gracias porque a pesar de la distancia siempre estuvieron presentes.

A todos

GRACIAS

ÍNDICE GENERAL

Índice de tablas	9
Índice de figuras.....	10
Abreviaturas.....	11
Resumen	11
1. Introducción	14
2. Objetivos	17
2.1 Objetivo General.....	17
2.2 Objetivos específicos	17
2.3 Hipótesis.....	17
2.4 Alcances	17
3. Antecedentes	18
3.1 Importancia del tratamiento de efluentes industriales	18
3.1.1 Compuestos fenólicos: presencia e impacto en efluentes industriales	19
3.1.2 Degradación biológica de compuestos tóxicos: Ley de Haldane, estrategias de control	20
3.2 Control de procesos en sistemas biológicos de tratamiento de aguas residuales	21
3.2.1 Aspectos generales del control y automatización en los procesos de tratamiento de aguas.....	22
3.2.2 Conceptos básicos y fundamento.....	23
3.2.3 Perturbaciones en los sistemas de tratamiento de aguas	25
3.2.4 Modelos y algoritmos de control	27
3.2.5 Control predictivo basado en modelo (MPC).....	28
3.3 Biorreactores discontinuos secuenciales con membranas sumergidas: SMBR.....	29
3.3.1 Descripción general	29
3.3.2 Operación convencional y parámetros de importancia	30
3.3.3 Colmatación de membranas: fundamentos.....	31

3.3.4	Mecanismos de control: planeación de retrolavados, estrategias de control y modelos matemáticos	33
3.3.5	Estrategias de control: aspectos generales.....	35
4.	Metodología	38
4.1	Estrategia experimental	39
4.2	Biorreactor piloto: Montaje y condiciones de operación.....	40
4.3	Elección del compuesto tóxico modelo: aclimatación	41
4.4	Montaje y validación de técnicas analíticas.....	43
4.5	Pruebas durante la etapa de reacción	43
4.6	Pruebas durante la etapa de filtración	44
4.7	Simulaciones y proceso de optimización con software fuera de línea	45
5.	Resultados	46
5.1	Estrategia de control: reacción.....	46
	Pruebas durante el tiempo muerto	47
5.1.1	Modelos matemáticos de la degradación del compuesto tóxico	48
5.1.2	Estrategia de control: descripción.....	52
5.1.3	Función de optimización	56
5.1.4	Estimación de parámetros	58
5.1.5	Resultados	61
5.2	Modelo matemático para la predicción de la colmatación de la membrana	65
5.2.1	Modelo matemático propuesto, mecanístico	66
5.2.2	Simulador del modelo	75
5.2.3	Estimación de parámetros del modelo: reactor piloto 7L	76
5.2.4	Estimación de parámetros del modelo: reactor SBR 30L	79
5.3	Conclusión sobre los parámetros encontrados y la aplicabilidad del modelo propuesto.	87
5.4	Propuesta de un modelo empírico simplificado	88
	Estimación de parámetros y análisis de resultados para el modelo empírico.....	89

5.4.1	Conclusión sobre los parámetros encontrados y la aplicabilidad del modelo propuesto	91
6.	Conclusiones	92
7.	Referencias.....	94

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 3. 1 Variables medidas en línea mediante instrumentación en una PTAR.....	23
Tabla 3. 2 Dinámicas de tiempo involucrados en los sistemas de tratamiento de aguas	25
Tabla 3. 3 Resumen de estrategias de control hidráulico, químico y biológico de la colmatación en membranas.....	34
Tabla 3. 4 Revisión de modelos propuestos, fundamentos de las estrategias y observaciones a los modelos	36
Tabla 4. 1 Condiciones de operación del reactor discontinuo secuencial con membranas sumergidas .	42
Tabla 5.1 Comparación de los valores de los parámetros obtenidos del modelo mediante simulación	63
Tabla 5. 2 Comparativo de los porcentajes de mejora del tratamiento másico del contaminante por unidad de tiempo de la nueva estrategia respecto a llenando al volumen máximo de intercambio.	65
Tabla 5. 3 Condensado del significado y valores de los parámetros dl modelo.....	74
Tabla 5. 4 Valores de R_m obtenidos de la prueba de filtración con agua y membrana limpia	76
Tabla 5. 5 Valores de los parámetros del modelo bajo las diferentes condiciones de experimentación	78
Tabla 5. 7 Valor de los parámetros críticos del modelo: filtración de licor mezclado	84
Tabla 5. 8 Valor de los parámetros críticos del modelo: filtración de licor mezclado + albúmina	84
Tabla 5. 10 Valores de los parámetros para el modelo empírico; reactor piloto de 7L.....	90
Tabla 5. 11 Valores de los parámetros para el modelo empírico; reactor piloto SMBR 30L.....	90

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 3. 1 Ruta de la degradación microbiana de clorofenoles.....	20
Figura 3. 2 Representación gráfica y ecuación de la Ley de Haldane	21
Figura 3. 3 Esquema de una planta de tratamiento desde el punto de vista del control.....	24
Figura 3. 4 Esquema de los pasos involucrados en la construcción de un modelo para control.....	27
Figura 3. 5 Estructura básica de un MPC.....	28
Figura 3. 6 Colmatación en SMBRs:	32
Figura 4. 1 Esquema de la metodología de la investigación	39
Figura 4. 2 Reactor piloto 7L.....	41
Figura 5. 1 Prueba de k_{1a} y variación del flujo de aire (a) después del vaciado (V_0) y (b) antes del vaciado ($V_0+\Delta V$).....	47
Figura 5. 2 Gráfica de la Ley de Haldane, indicando cuáles son sus parámetros críticos	48
Figura 5. 3 Representación del esquema de proceso de medición de OD utilizando un sensor	51
Figura 5. 4 Esquema de pasos ejecutados por la estrategia de control	55
Figura 5. 5 Diagrama general de la estrategia de control.....	56
Figura 5. 6 Variación del criterio de optimización B	57
Figura 5. 7 Metodología para la estimación de parámetros del modelo	58
Figura 5. 8 Perfiles de OD dentro del reactor, medido y estimado por el modelo	59
Figura 5. 9 Curvas típicas del perfil de OD durante la degradación y concentración de sustrato medida y estimada.....	60
Figura 5. 10 Perfiles de OD durante la degradación y evolución de la concentración de sustrato, a $V_{m\acute{a}x}$, V^* y ΔV óptimo.....	61
Figura 5. 11 Estimación del volumen de intercambio ΔV y S_{in}	62
Figura 5. 12 Comparación de los valores del criterio de optimización B y $B_{m\acute{a}x}$	64
Figura 5. 13 Esquema de las capas formadas sobre la superficie de la membrana durante la filtración.....	68
Figura 5. 14 Gráfica final del ajuste obtenido mediante la simulación.....	75
Figura 5. 15 Representación de los datos obtenidos para PTM, flux y R_{tot}	77
Figura 5. 16 Curvas obtenidas de las simulaciones comparadas con los datos experimentales reales..	78
Figura 5. 17 Esquema del reactor SMBR piloto de 30L.....	79
Figura 5. 18 Comparación gráfica de la tendencia en los perfiles de la R_{tot} para los días de operación 5 y 18 (9 y 22 de mayo, 2010).....	81
Figura 5. 19 Análisis del perfil de resistencias hidráulicas totales experimentales	82
Figura 5. 20 Comparación del ajuste de las curvas obtenidas por simulación vs datos experimentales	83
Figura 5. 21 Análisis del parámetro q_s a diferentes condiciones de experimentación	86

ABREVIATURAS

COT	Carbono orgánico total
COV's	Compuestos orgánicos volátiles
ED-TOC	Estrategia de control de tiempo óptimo dirigida por eventos (del inglés: <i>event driven time-optimal control</i>)
EPS	Sustancias poliméricas extracelulares (del inglés: <i>extracellular polymeric substances</i>)
h	Horas
k_{La}	Coefficiente másico de transferencia de oxígeno
kPa	Kilopascal
MBR	Biorreactor con membranas (del inglés: <i>membrane bio-reactor</i>)
min	Minutos
MPC	Control Predictivo basado en modelo (del inglés: <i>model predictive control</i>)
OD	Oxígeno disuelto
PTAR	Planta de tratamiento de aguas residuales
PTM	Presión transmembrana
S	Concentración de sustrato
S*	Concentración de sustrato a la cual la tasa específica de degradación es máxima
SMBR	Biorreactor discontinuo secuencial con membranas sumergidas (del inglés: <i>submerged membrane bio-reactor</i>)
SMP	Productos microbianos solubles (del inglés: <i>soluble microbial products</i>)
SST	Sólidos suspendidos totales
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
TRH	Tiempo de retención hidráulica
TRS	Tiempo de retención de sólidos
VTC	Estrategia de control de tiempos variables (del inglés: <i>variable time control</i>)
μ	Tasa específica de degradación de sustrato
γ	Tasa de consumo másico de oxígeno
4-CF	4-clorofenol

RESUMEN

El presente trabajo explora un paradigma alternativo de control para biorreactores y propone dos estrategias que se integran para lograr robustez en la operación de biorreactores discontinuos secuenciales con membranas sumergidas aplicados al tratamiento de aguas residuales tóxicas.

Los objetivos de la investigación estuvieron enfocados a dar solución práctica, a través de un control simple, a dos problemáticas características de los biorreactores con membranas sumergidas. Por una parte, se busca una estrategia de filtración que retarde la colmatación de la membrana y, por otro lado, se busca optimizar, y al mismo tiempo asegurar, una degradación eficiente del compuesto tóxico sin inhibición de la biomasa.

Para tal efecto, se propusieron dos estrategias de control de tipo predictivo basado en modelo. Cada una de ellas utiliza los datos recabados en el ciclo previo de operación para la toma de decisiones, en lugar de la información generada en línea. Esto permite implementar un control que no es propiamente en lazo cerrado, sino que opera en lazo abierto casi todo el tiempo, actualizando los parámetros de operación cada vez que termina un ciclo del reactor, eliminando así la dependencia directa de mediciones en línea que son difíciles de lograr con calidad suficiente. Además, son de fácil manejo y la calibración de los modelos no requiere conocimientos previos del proceso, ya que se realiza con la información generada en cada lote, garantizando la funcionalidad del sistema aún ante perturbaciones.

En el caso de la estrategia de control para la etapa de reacción, los parámetros que se ajustan automáticamente para el siguiente ciclo de operación son el volumen de intercambio y el tiempo de reacción necesarios para una degradación eficiente del compuesto tóxico contenido en el lote a tratar. Estos parámetros son calculados con base en la respuesta de un modelo matemático. Para la determinación de los valores de los parámetros del modelo se emplea un criterio de optimización, buscando maximizar la cantidad de masa de sustrato en el influente tratada por unidad de tiempo.

Los resultados comparativos experimentales y de simulaciones en un biorreactor piloto demuestran que la estrategia propuesta para la etapa de reacción es una alternativa robusta para un control mediante retroalimentación fuera de línea. La estrategia, además, puede responder ante variaciones no muy

drásticas en las características del influente, pudiendo entonces ser aplicable para la operación a largo plazo de un reactor con membranas sumergidas.

En el caso de la etapa de filtración, se propusieron dos modelos: uno mecanístico, con algunas componentes empíricas, pero basado en el planteamiento general del modelo de resistencias en serie, y un modelo empírico basado en las observaciones experimentales del comportamiento del flux y la presión transmembrana (PTM), así como de las resistencias. Ambos modelos se validaron con datos experimentales de la operación de un biorreactor piloto escala laboratorio de 7L y de un reactor secuencial con membranas sumergidas (SMBR) piloto de 30L.

Se observó que el primer modelo que se propuso (mecanístico, de resistencias en serie) es capaz de predecir el perfil de colmatación de la membrana. Sin embargo, el modelo adolece de una limitación dada por el gran número de parámetros que se requieren calcular, lo cual pudiera limitar su utilidad si deseara implementarse en línea con una estrategia de control. Esta limitante es la que dio pie a la búsqueda del modelo empírico, a fin de encontrar una propuesta práctica que lo convierta en una herramienta útil para su aplicación en las tareas de control y operación. Desafortunadamente ya no fue posible probar una estrategia de control de colmatación de la membrana usando el modelo hallado por la limitación de tiempo.

1. Introducción

La tecnología de los reactores discontinuos secuenciales con membranas sumergidas permite combinar el proceso de degradación biológica con la separación directa de los sólidos por medio de una membrana de filtración. Comúnmente se emplean membranas de micro o ultrafiltración (tamaño de poro de 0.05 a 0.4 μ m) que permiten la retención de los flóculos y, en general, de los sólidos suspendidos. Dentro del panorama actual del campo del tratamiento de aguas residuales mediante el uso biorreactores con membranas sumergidas, (de manera general: tanto aguas residuales domésticas como industriales), es una necesidad la innovación y propuesta de estrategias de control que permitan extender el desempeño y vida útil de las membranas. Esto se debe a que, dentro de los costos operacionales, el mantenimiento de las mismas y el costo energético requerido (aeración extendida para prevenir el ensuciamiento) son las principales limitantes de su uso e implementación a gran escala. Por otro lado, esta tecnología, combinada con una estrategia de operación correcta de tratamiento, representa una mejor opción para las industrias, ya que ofrece una alternativa confiable que brinda un efluente tratado de buena calidad, así como un ahorro significativo de espacio.

Este tipo de reactores se puede aplicar tanto al tratamiento biológico de aguas residuales urbanas municipales como al tratamiento de aguas residuales industriales tóxicas. Para el segundo caso, se debe cuidar que la estrategia evite la inhibición de los microorganismos (causada por el tóxico), que minimice o elimine problemas originados por picos de concentración, aumente la eficiencia del proceso y que incluya un plan de control para lograr un mejor rendimiento de la membrana.

Para superar estos problemas y obtener una estrategia de control robusta, se han desarrollado y propuesto diversos modos de operación. La mayoría de ellas utiliza la medición en línea de una o más variables del proceso para evaluar el estado del biorreactor. Asumiendo que la tasa de biodegradación es proporcional a la tasa de respiración se puede utilizar la señal de oxígeno disuelto (OD) y/o el potencial de óxido-reducción (ORP) para saber cuándo detener la reacción. Esto es lo que hace la estrategia de control con tiempos variables (VTC, del inglés *Variable Timing Control*) (Buitrón et al., 2005), mientras que una estrategia mejorada es la estrategia de control de tiempo óptimo dirigido por eventos (ED-TOC, del inglés *Event Driven Time Optimal Control*) (Moreno et al., 2006). La primera basa el criterio de decisión en la interpretación del perfil de OD y opera con un volumen de intercambio

constante. Por otro lado, la estrategia ED-TOC opera con base en la dosificación del influente, buscando mantener la velocidad de reacción cerca de un máximo.

Estas dos estrategias han sido probadas en diferentes experimentos a escala laboratorio y en una planta piloto con buenos resultados. Pese a lo anterior, adolecen de ciertas desventajas para su implementación: la necesidad de medir en línea el OD, la dependencia de un sistema de lazo cerrado, la alta sensibilidad a señales ruidosas, desviación de parámetros, y/o fallas en el sistema. Además, las estrategias descritas no consideran el retraso en la lectura de la señal debido a la dinámica del sensor, por lo que el valor del OD medido no es corregido apropiadamente.

Por otro lado, en lo referente a la parte de filtración, se han propuesto por un lado modelos que tratan de describir el mecanismo de colmatación en la membrana, y, por otro, modos de operación que buscan disminuir los efectos de diferentes parámetros (tiempo de retención hidráulica, tiempo de retención de sólidos, secuencia de retrolavados, ciclos alternos de relajación-retrolavado, etc.) sobre el rendimiento de la membrana. Otros pocos autores han propuesto algo más general a través de un control automático para el retraso de la colmatación.

Para diseñar mejores estrategias de control de la colmatación sería conveniente basarlas en modelos matemáticos. Sin embargo, muchos modelos propuestos son teóricos, empíricos o integran ambas partes, pero solamente consideran partes específicas del sistema o bien hacen demasiadas simplificaciones. Por citar dos de los modelos más recientes que han tratado de considerar la dinámica completa del sistema se puede referir el que proponen Li y Wang (2006) y Zarragoitia et al. (2008).

El modelo propuesto por Li y Wang (2006) considera la distribución no uniforme de la capa de lodo sobre la membrana. También introduce el fenómeno de la dinámica de adhesión y desprendimiento de la capa depositada sobre la membrana como efecto de la succión y aeración, respectivamente. La principal limitante de este modelo es que asume que los parámetros biológicos y la resistencia específica de filtración son constantes. Esta limitante provoca que no sea posible analizar durante las simulaciones la influencia de la aeración sobre las variables biológicas del sistema ni las modificaciones a largo plazo sobre las propiedades del lodo durante la filtración.

El modelo de Zarragoitia et al. (2008) es una modificación del modelo anterior. Su aportación es considerar el efecto de más variables de afectación. Introduce al modelo factores relacionados con el comportamiento de la biomasa, la formación y degradación de productos microbianos solubles, la aeración, así como consideraciones de viscosidad del lodo. Es un modelo híbrido que permite evaluar las propiedades del lodo, su evolución y relación en la formación de la capa y por consiguiente su efecto en la colmatación de la membrana. Este modelo aún puede ser mejorado en la calibración de sus parámetros y el uso de ecuaciones más precisas para la estimación en la evolución de la resistencia específica del lodo.

2. Objetivos

2.1 Objetivo General

Desarrollar y probar experimentalmente algoritmos de control para hacer más robusta y eficiente la operación de un biorreactor discontinuo secuencial con membranas sumergidas para el tratamiento de efluentes tóxicos.

2.2 Objetivos específicos

- Proponer una estrategia de control para operar un reactor discontinuo secuencial con membranas sumergidas para tratamiento de compuestos tóxicos, con base en la estimación de parámetros de un modelo matemático partiendo de los datos generados en ciclos previos.
- Proponer un estimador de parámetros para automatizar el cálculo de los parámetros para ajustar el modelo de biodegradación en línea.
- Plantear un criterio de optimización para hacer más eficiente la reacción de biodegradación.
- Proponer un modelo matemático simplificado que pueda predecir el perfil de colmatación de la membrana.

2.3 Hipótesis

La estimación de parámetros a partir de un modelo calibrado del proceso y la formulación de funciones de optimización permitirán la implementación de una estrategia de control que ofrecerá robustez a la operación de un reactor discontinuo secuencial con membranas sumergidas destinado al proceso de tratamiento de aguas residuales tóxicas

2.4 Alcances

Los alcances de este trabajo se limitan a la propuesta, simulación y validación de la estrategia de control para la fase de reacción en un SMBR, incluyendo la obtención de resultados experimentales que permitan valorar la propuesta y determinar su robustez y viabilidad. Para la fase de filtrado se limitan a la propuesta de un modelo matemático de la colmatación, validado con datos experimentales de dos biorreactores.

3. Antecedentes

3.1 Importancia del tratamiento de efluentes industriales

En México se descargan en promedio anualmente alrededor de 188.7 m³/s de aguas residuales no municipales (incluyendo a la industria) (Descarga de agua residual municipal y no municipal a nivel nacional, 2002 a 2007, INEGI). De estas descargas solamente se trata el 15.72%, 29.9 m³/s, que representa una generación de 6.95 millones de toneladas de DBO₅ al año, y una remoción de tan solo 1.10 millones de toneladas de DBO₅.

Para el tratamiento de los efluentes industriales a nivel nacional, se tienen contabilizadas 1974 plantas de tratamiento (SEMARNAT, 2006); los tres estados con mayor número de plantas de tratamiento son la Ciudad de México con 254, Baja California con 187 y Veracruz con 166. Sin embargo de ese total solamente 826 plantas cumplen con las condiciones particulares de descarga (CPD). En lo que refiere al tipo de tratamiento, 648 plantas son de tratamiento primario, 1,185 de tratamiento secundario y solo 66 aplican tratamiento terciario (SEMARNAT, 2007).

En México, el Instituto Nacional de Ecología (INE) da seguimiento a los parámetros del límite máximo permisible que las descargas de aguas residuales provenientes de la industria, actividades agroindustriales, de servicios, y el tratamiento de aguas residuales a los sistemas de drenaje y alcantarillado urbano o municipal deben cumplir mediante la norma NOM-CCA-031-ECOL/1993. En el caso particular de efluentes industriales, la selección de la tecnología de tratamiento dependerá de varios factores; entre ellos, el tiempo del tratamiento para efectuar la remoción, la robustez de la tecnología, las normas locales referentes a las descargas, la fiabilidad del proceso, la facilidad que ofrezca el mantenimiento del mismo, la generación de compuestos orgánicos volátiles (COV's) y el tratamiento de compuestos halogenados o explosivos (Doble y Kumar, 2005).

En términos generales, los compuestos presentes en efluentes industriales dependerán del giro de la misma. Como un ejemplo, se puede mencionar el efluente de la industria petroquímica, que puede contener hidrocarburos, plomo, mercurio, aceites, derivados fenólicos y nafténicos, residuos semisólidos. La industria papelera también incluye en sus descargas compuestos como los residuos

fenólicos que son un grupo de contaminantes con presencia importante en los efluentes industriales; de ahí la importancia de su tratamiento.

3.1.1 Compuestos fenólicos: presencia e impacto en efluentes industriales

Los fenoles son hidroxiderivados del benceno y sus núcleos condensados; pueden estar presentes en las aguas residuales domésticas e industriales (desinfectantes, fungicidas, germicidas y conservadores), en las aguas naturales y en los suministros de agua potable. La cloración de tales aguas puede producir clorofenoles olorosos, que producen mal sabor y que son carcinogénicos. La *EPA* (Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos de América) los considera dentro del grupo de contaminantes orgánicos prioritarios.

El fenol permanece en el suelo de 2 a 5 días y en el agua puede permanecer por más de 9 días. Liberaciones repetidas o de mayores cantidades pueden permanecer en el aire, agua y el suelo por períodos mucho más largos.

La mayoría de los clorofenoles son sólidos a temperatura ambiente. Tienen un fuerte sabor y olor a medicamento. Es posible detectar el sabor de pequeñas cantidades de clorofenoles en agua. Aquellos que son liberados al medio ambiente pasan al agua y pequeñas cantidades al aire; se adhieren al suelo y a sedimentos en el fondo de lagos, arroyos y ríos.

La toxicidad de los compuestos clorofenólicos presenta valores entre 27 y 670 mg/kg de DL50 (dosis letal estimada de una sustancia al 50% de una población evaluada).

La degradación biológica de los clorofenoles puede ser posible por la acción de microorganismos previamente aclimatados al compuesto, siguiendo la ruta propuesta en la figura 3.1.

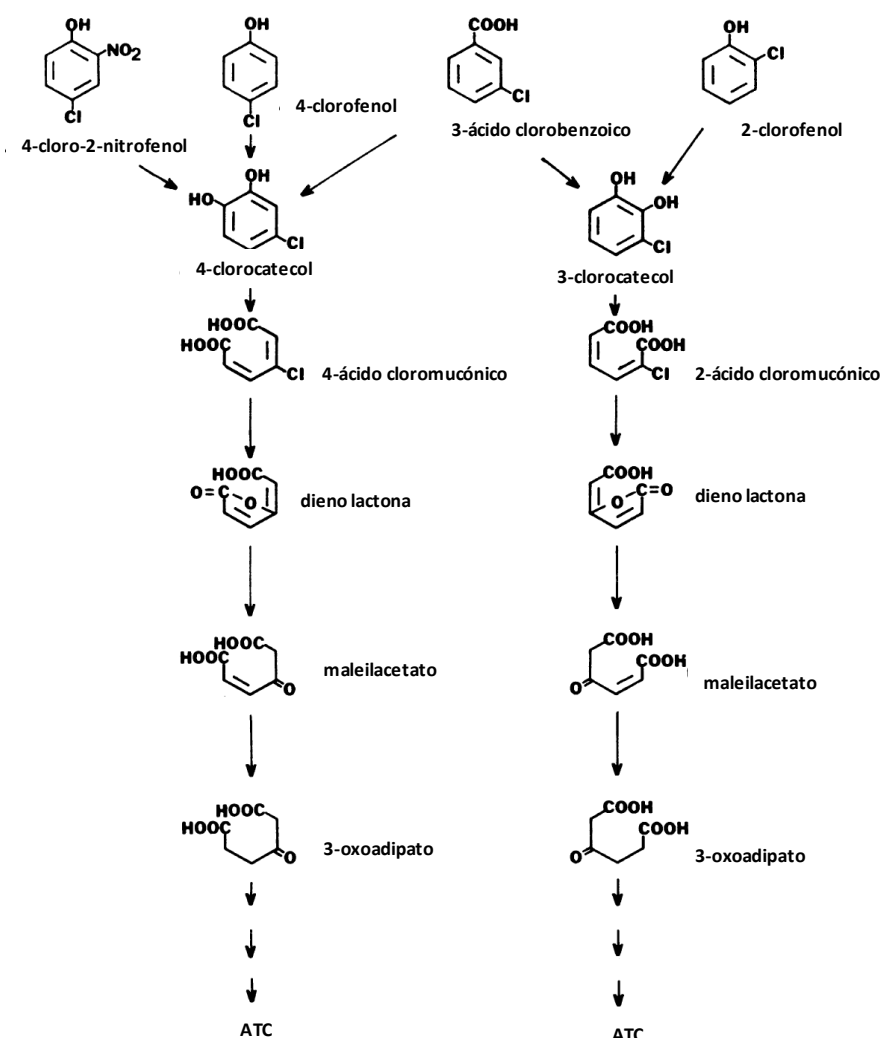


Figura 3. 1 Ruta propuesta para la degradación microbiana de clorofenoles. (Rasul y Chapalamadugu, 1991)

3.1.2 Degradación biológica de compuestos tóxicos: Ley de Haldane, estrategias de control

La degradación de compuestos tóxicos por acción de microorganismos es posible si previamente se ha realizado una aclimatación de la comunidad microbiana. En este periodo, se expone al microorganismo al compuesto tóxico y se espera su adaptación fisiológica y la selección de especies capaces de utilizar el compuesto como fuente de carbono y energía.

Sin embargo, a concentraciones altas de un sustrato tóxico, aún sobre biomasa aclimatada, se puede inhibir el crecimiento de la biomasa. La ley de Haldane es la representación matemática de este efecto y refiere que la tasa específica de crecimiento depende únicamente de la concentración de sustrato (Henze et al., 1986). La figura 3.2 refiere la ecuación algebraica que la define, e ilustra su forma.

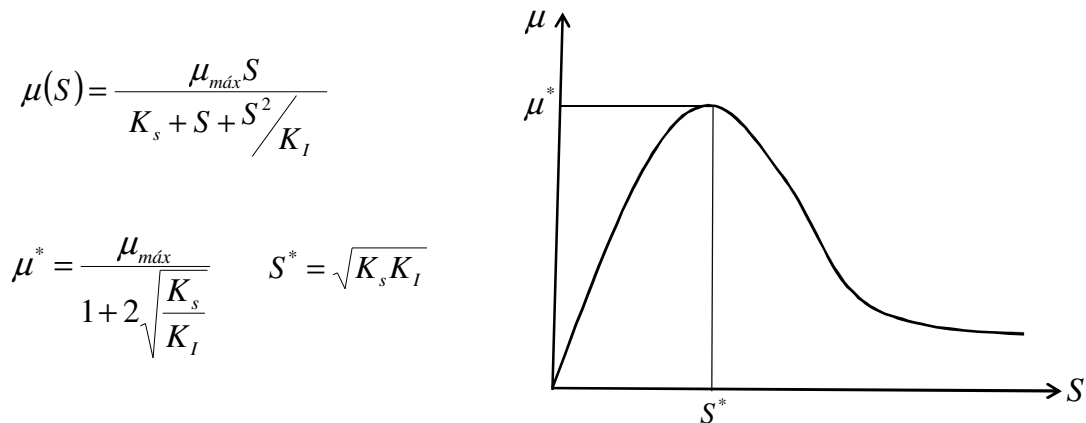


Figura 3. 2 Representación gráfica y ecuación de la Ley de Haldane

En la ecuación anterior, los coeficientes K_S y K_I representan las constantes de afinidad e inhibición, respectivamente. μ_{max} es la tasa máxima de crecimiento específico. En la gráfica se puede observar que existe una cantidad de sustrato óptima (S^*) donde ocurre un máximo en la tasa de crecimiento (μ^*). También se observa que un valor superior a S^* producirá inhibición de la biomasa o incluso muerte.

Por lo anterior, la estrategia de operación debe considerar el efecto de inhibición y tener como objetivo mantener la concentración de sustrato lo más cercano al valor óptimo para mantener el mayor tiempo posible una máxima tasa de crecimiento sin comprometer la viabilidad de las células, a la vez que optimice la cantidad de sustrato tóxico tratado por unidad de tiempo.

3.2 Control de procesos en sistemas biológicos de tratamiento de aguas residuales

La instrumentación, control y automatización han sido utilizadas dentro del campo del tratamiento de aguas desde hace al menos 30 años, y se ha demostrado que pueden incrementar la capacidad de remoción en las plantas de tratamiento entre un 10 y 30%.

Si se conocen bien los mecanismos involucrados en el proceso de degradación y se comprende profundamente el proceso, se pueden controlar y manipular las variables a fin de obtener un mejor desempeño, ya que existe una dependencia muy importante entre los parámetros operacionales en un sistema de tratamiento, la población microbiana y la reacción de degradación.

El control avanzado ha sido aplicado en sistemas de tratamiento de aguas residuales obteniéndose ahorros significativos en los costos operacionales y tiempos de recuperación significativos. El proceso de tratamiento de las aguas residuales tiene como rasgos únicos: flujos variables, picos de concentraciones, población microbiana variable, perturbaciones, etc., siendo estas últimas la razón para el control.

3.2.1 Aspectos generales del control y automatización en los procesos de tratamiento de aguas

El control, la automatización y la instrumentación contribuyen a la optimización de los procesos de tratamiento de aguas logrando altos índices de remoción. Un sistema de control es aquel que compara el valor de una variable a controlar con un valor deseado y cuando existe una desviación, efectúa una acción de corrección, sin intervención humana.

Un ejemplo de la necesidad de control en procesos biológicos aerobios de tratamientos de aguas es la regulación del nivel de oxígeno disuelto, que se relaciona con el control del flujo de aire que pasa a través de los difusores o aereadores que están colocados dentro del biorreactor. Esto desde el punto de vista del control se expresaría de la siguiente manera: si la diferencia entre el valor de oxígeno disuelto y el valor deseado (el error) es grande y su variación es pequeña (derivada temporal del error), entonces se aumenta la capacidad de aeración.

De manera general, los objetivos del control dentro de su aplicación en el tratamiento de aguas serían: a) mantener la planta en operación, b) satisfacer los requerimientos del efluente, c) minimizar el costo y d) lograr una operación integral de la planta.

Otra participación importante del control e instrumentación en los procesos se relaciona con las mediciones que comúnmente se llevan a cabo en plantas de tratamiento (ver tabla 3.1, Henze *et al* 2008), como es el caso del uso de sensores.

Tabla 3. 1 Variables seguidas en línea mediante instrumentación en una planta de tratamiento de aguas residuales

Variables observables mediante instrumentación en una PTAR	
Flujo	Amonio
Presión	Nitrato
Temperatura	Fosfato
pH	Materia Orgánica
Redox (ORP)	Producción de biogás
Conductividad	Nivel de la cama de lodos
Oxígeno disuelto	Turbiedad

3.2.2 Conceptos básicos y fundamento

Un sistema de control consta de cuatro elementos básicos: a) sensor, elemento primario; b) transmisor, elemento secundario; c) controlador, “cerebro” del sistema de control y d) elemento final de control. Cada uno de ellos realiza una de las tres operaciones obligatorias para todo sistema de control:

1. *Medición (M)*; de la variable que se controla, generalmente realizada mediante la combinación sensor-transmisor.
2. *Decisión (D)*; con base en la medición, el controlador decide qué hacer para mantener la variable en el valor deseado.
3. *Acción (A)*; como resultado de la decisión del controlador se debe efectuar una acción en el sistema, generalmente realizada por el elemento final de control.

La estructura del proceso desde el punto de vista del control se representa mediante *entradas* y *salidas*. Cuando se quiere diseñar el controlador se sustituye la “planta” por un modelo matemático, como se ilustra en la figura 3.3 (Agachi *et al*, 2006):

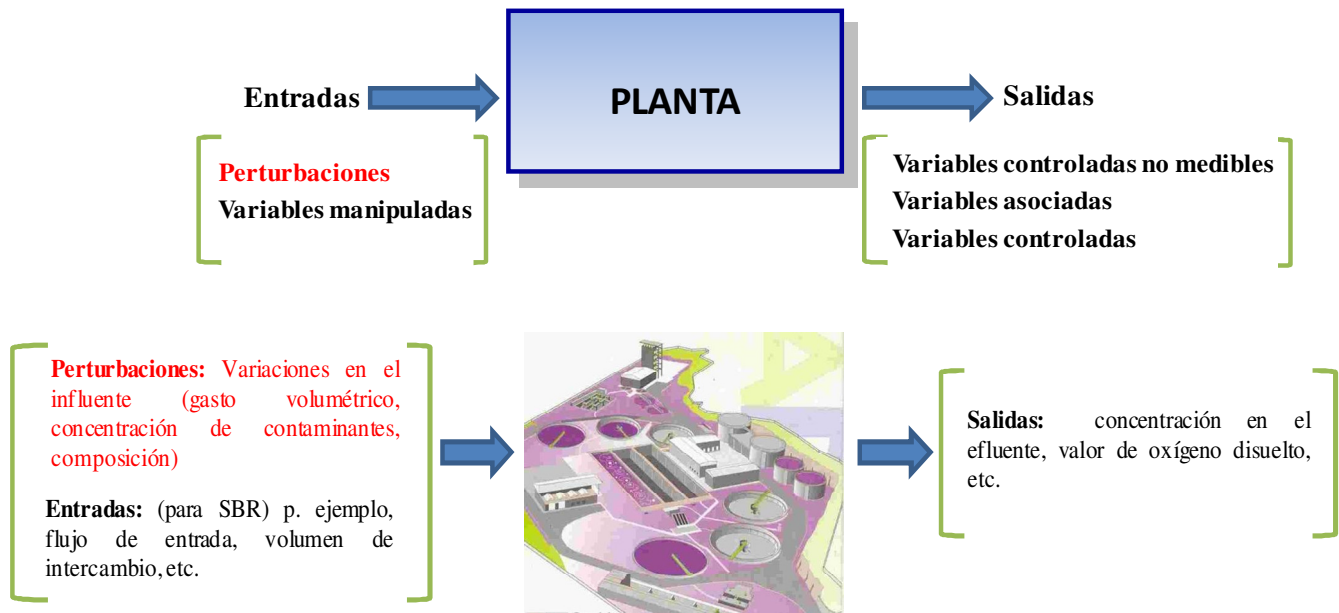


Figura 3. 3 Esquema de una planta de tratamiento desde el punto de vista del control

Las *variables de salida* son las variables de interés (puede ser la concentración de un compuesto dado en el efluente, o el valor de oxígeno disuelto, rendimiento, etc.). Las *variables de entrada* son aquellas que tienen influencia sobre las salidas (valor de concentración en la entrada, flujos de masa o energía, etc.).

El término “variable” se refiere a una entrada si su valor es determinado por el “ambiente” del sistema a ser controlado. Las variables de salida son los valores que están determinados por el estado del sistema (algunas de ellas medidas y otras no).

La variable controlada es aquella que se desea mantener dentro de algún valor deseado. El punto de control es aquel valor que se desea tenga la variable controlada. La variable manipulada es la que se utiliza para mantener a la variable controlada en el punto de control. Y finalmente, las variables asociadas son aquellas que se requiere permanezcan dentro de ciertos límites y su valor exacto es de poco interés.

En términos de control, la definición del objetivo del control automático en un proceso es: utilizar la variable manipulada para mantener a la variable controlada en el punto de control a pesar de las perturbaciones.

Esto es, siguiendo el ejemplo del nivel de OD dentro del biorreactor: la variable manipulada sería el flujo de aire que entra al reactor, la variable controlada es el oxígeno disuelto y el punto de control es el valor que se desea tener dentro de reactor.

3.2.3 Perturbaciones en los sistemas de tratamiento de aguas

Es sabido que dentro de los factores que causan problemas operacionales en plantas de tratamiento de aguas residuales se encuentran: la variabilidad de la composición de las descargas que se reciben, la variación en los flujos, los picos de concentración de determinados compuestos, etc. A estos eventos, que se reflejan como un cambio que ocasiona que la variable de control se desvíe del punto de control se le denomina *perturbación*. Una PTAR es sensible a estas perturbaciones y son éstas precisamente la razón de la implementación del control, ya que de esa manera pueden ser compensadas, atenuadas o eliminadas antes de que tengan un impacto en la planta.

Sin embargo, es importante considerar que el resultado de cualquier acción correctiva tomará algún tiempo en hacerse notar y nunca aparecerá instantáneamente. Esto se debe a que existe una dinámica en el proceso y sus escalas de tiempo involucran un amplio rango, que va desde segundos hasta meses. En los procesos de tratamientos de aguas pueden ser clasificadas en tres niveles: rápidas, medias o lentas (tabla 3.2).

Tabla 3. 2 Dinámicas de tiempo involucrados en los sistemas de tratamiento de aguas

Velocidad	Escala de tiempo	Mecanismo
Rápido	Minutos – horas	Dinámicas de flujo e hidráulica Transferencia de masa de oxígeno Dinámica de oxígeno disuelto – Separación sólido líquido
Medio	Horas – Varias horas	Dinámicas de concentración Remoción de nutrientes
Bajo	Días – meses	Crecimiento de la biomasa

La consideración de esta escala de tiempo es de importancia para la modelación del proceso ya que permite realizar consideraciones importantes que simplifican el trabajo. Por ejemplo: dentro de la escala de tiempo dinámico, en el nivel “rápido” las variables que cambian muy lentamente se consideran constantes. Esto es, el crecimiento de biomasa puede ser considerada constante durante un ciclo de operación que dura minutos o algunas horas. Por otro lado, en una escala de tiempo “lenta” la concentración de oxígeno disuelto cambiará instantáneamente. En un reactor SBR el sistema de operación tiene la intención de causar estados de transición; esto los hace apropiados para un control de proceso dinámico, Henze *et al.* (2008).

De manera general, se pueden mencionar dos estrategias de control principales: el **control por retroalimentación** (en inglés, *feedback*) y el **control por acción precalculada** (en inglés *feedforward*).

El sistema de control por retroalimentación es esencialmente una operación de ensayo y error. Es una técnica simple, que compensa todas las perturbaciones. El circuito de control no detecta qué tipo de perturbación entra al proceso, únicamente trata de mantener la variable controlada en el punto de control y de esta manera compensar cualquier perturbación. Su desventaja es que únicamente puede compensar la perturbación hasta que la variable controlada se ha desviado del punto de control; esto es, la perturbación se debe propagar por todo el proceso antes de que la pueda compensar (Smith y Corripio 2001).

Por otro lado, el control por acción precalculada (*feedforward*) tiene como objetivo medir las perturbaciones y compensarlas antes de que la variable controlada se desvíe del punto de control, y si se aplica de manera correcta, esto no sucederá. Es considerada una estrategia de control más avanzada (Smith y Corripio 2001).

En este campo, existen un número importante de técnicas de control avanzado que usan algoritmos específicos para sistemas particulares, o métodos muy generales con un área muy amplia de aplicación y una teoría bien desarrollada (Agachi *et al.*, 2006).

2.3.4 Modelos y algoritmos de control

Propósito. Un modelo para control debe tener la habilidad de predecir el comportamiento del sistema, y debe representar condiciones reales del proceso. Se representa mediante ecuaciones diferenciales.

Un algoritmo de control es la expresión de una secuencia precisa de operaciones que conduce a la resolución de un problema, y son ejecutados por la computadora. Deben ser precisos, independientes del lenguaje de programación a utilizar; sencillos y con pasos claros y bien definidos.

Desarrollo. El desarrollo de un modelo involucra diferentes tareas que deben ser ejecutadas y diseñada, estas se resumen en la figura 2.2 (Olsson y Newell, 1999):

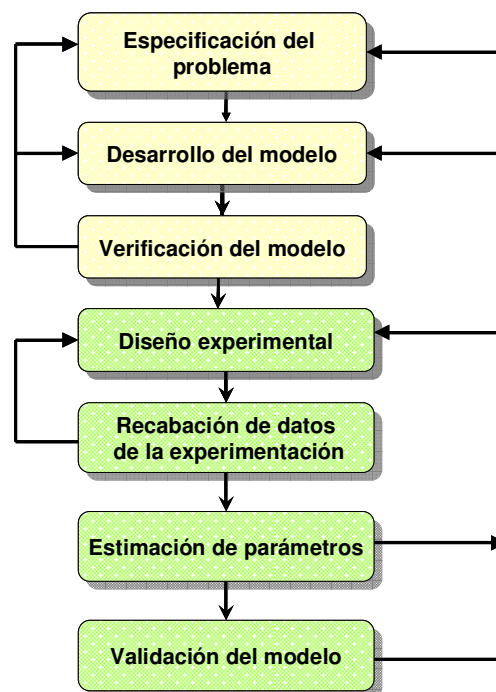


Figura 3.4 Esquema de los pasos involucrados en la construcción de un modelo para control

3.2.5 Control predictivo basado en modelo (MPC)

El control predictivo aparece en la década de los años 1980 y funciona como un inverso del modelo del proceso (modelo lineal), siendo capaz, por su robustez, de solucionar el problema del control de la mayoría de los procesos no lineales (Creus, 2005). Se basa en el uso de modelos dinámicos del proceso, establecidos de tal forma que permiten anticiparse y predecir las situaciones futuras del proceso.

Está integrado por 2 partes: la predicción y el control. La primera parte es usada para predecir la variable medida o estimada en el siguiente instante de tiempo. El controlador es entonces alimentado con un valor tal, que la predicción del valor se acercará al valor de referencia tanto como sea posible. Se debe establecer una función de optimización, que es parte fundamental de la estrategia y facilita la ejecución de las acciones de control.

Un esquema general del MPC es la que se muestra en la figura 3.5 (Bordóns, 2000).

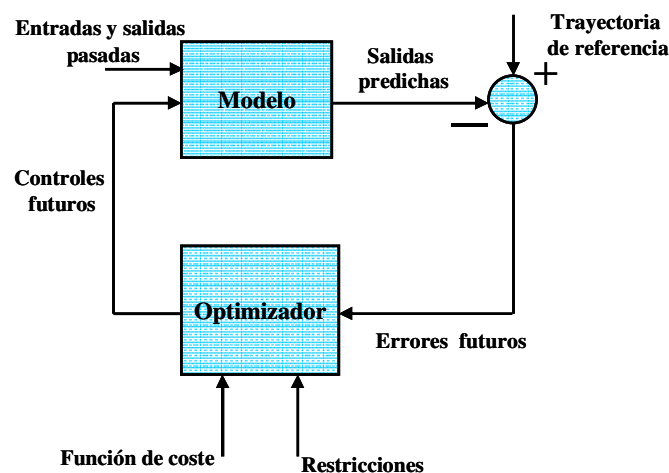


Figura 3.5 Estructura básica de un MPC

Los aspectos en común de la familia de controladores predictivos son: el uso explícito de un modelo para predecir la salida del proceso en futuros instantes de tiempo y el cálculo de las señales de control con base en una función objetivo. En cada instante, el horizonte se va desplazando hacia el futuro, lo que implica aplicar la primera señal de control en cada instante y desechar el resto, repitiendo el cálculo en cada instante de muestreo, ver figura 3.5. (Bordóns, 2000).

El empleo del MPC ofrece algunas ventajas sobre otros métodos, como: atractivo para personal sin conocimiento profundo de control, es útil para controlar una gran variedad de procesos, trata con facilidad casos multivariados, posee compensación intrínseca del retardo, es conceptualmente simple, y es una metodología completamente abierta basada en algunos principios básicos que permite futuras extensiones.

Su desventaja puede radicar en el cálculo necesario para la resolución de algunos algoritmos. Pero quizás el mayor inconveniente es la necesidad de un modelo apropiado del proceso.

3.3 Biorreactores discontinuos secuenciales con membranas sumergidas: SMBR

3.3.1 Descripción general

Existe un interés actual en combinar las tecnologías de los reactores SBR con la tecnología de membranas sumergidas para incrementar las ventajas que aportan. A esta fusión se le ha llamado biorreactor discontinuo secuencial con membranas sumergidas. La finalidad de este esquema es aprovechar los beneficios de la filtración con membranas y la flexibilidad de operación de este tipo de biorreactores. Las ventajas que se obtienen son: efluente de excelente calidad, menor requerimiento de espacio, alta concentración de sólidos suspendidos en el licor mezclado.

El empleo de biorreactores con membranas sumergidas se ha favorecido por la aparición de membranas poliméricas de UF, menos costosas y más resistentes. Este tipo de configuración y membranas ofrece requerimientos de presión menores y costes por bombeo muy bajos. Sin embargo, los costos asociados a los requerimientos de aeración son altos (se estima en un 90%). Comparados con la configuración de membrana externa, los costes de operación son menores (Gander et al, 2000, Stephenson et al, 2000).

Por otro lado, las principales desventajas de trabajar con biorreactores de este tipo son: el ensuciamiento de la membrana, y los altos costos asociados al mantenimiento y reemplazo de la misma (Broeckmann, *et al.*, 2005). Debido a esto, el principales reto a vencer es la rápida pérdida de desempeño de la membrana (Le-Clech *et al.*, 2006).

3.3.2 Operación convencional y parámetros de importancia

En los procesos de membrana existen elementos que son clave para la operación: flux, presión transmembrana (PTM), permeabilidad, resistencia, gradiente de potencial operacional por unidad de área de membrana, condiciones hidrodinámicas en la interface membrana-líquido, así como la colmatación y limpieza de la superficie de la membrana (Judd, 2006). Sin embargo, son dos los parámetros básicos en el diseño de filtración. Por un lado, está la velocidad del flujo de permeado, esto es el *flux* (J), que es la cantidad de líquido que pasa a través de una unidad de área de la membrana por unidad de tiempo.

El segundo parámetro de diseño es la permeabilidad de la membrana, que se define como la presión hidráulica a través de la membrana. Otro concepto importante es la *presión transmembrana* (PTM, ΔP_m), que se define como la diferencia de presiones existente entre la zona de la zona de circulación, calculadas como presiones medias (es este diferencial el que permite al fluido y las pequeñas partículas pasar a través de los poros de la membrana). Y un aumento de la presión transmembrana supone un incremento de la resistencia hidráulica causada por la deposición de sólidos cerca, sobre y en la membrana.

El principio de operación de los biorreactores con membrana se puede dividir en dos regímenes generales: a flux constante o presión transmembrana constante.

Limpieza de la membrana

El mantenimiento y limpieza de la membrana son dos puntos claves generales en la operación del SBR.

- *Mantenimiento de la membrana.* Involucra las limpiezas físicas y químicas y se debe cuidar el periodo entre ellas, duración, flux de retrolavado y la concentración del reactivo de limpieza (Judd, 2006).
- *Aeración.* El efecto de esfuerzo cortante y turbulencia debida a la aeración dentro del reactor favorece el efecto de desprendimiento de la capa de sólidos adherida a la superficie de la membrana que se forma durante los periodos de filtración. Los valores de aeración de la

membrana están basados en experiencias previas, estrategias de control o bien en las tasas de aeración recomendadas por los proveedores (Judd, 2006).

Ensuciamiento de la membrana

Recientes investigaciones se han centrado en el impacto de algunos parámetros operacionales sobre el ensuciamiento de las membranas.

El *tiempo de retención de sólidos (TRS)* y el *tiempo de retención hidráulica (TRH)* son dos parámetros que no tienen un impacto directo sobre la colmatación de la membrana, pero determinan las características del lodo y por consiguiente su optimización puede modificar sus características. Investigaciones recientes han demostrado que un TRS lo suficientemente largo puede mejorar el paso del permeado a través de la membrana (Ng *et al.*, 2006b). Un TRS corto provoca un aumento en la tasa de colmatación de la membrana debido al aumento en la concentración de sustancias poliméricas extracelulares ligadas (EPS) y productos microbianos solubles (SMP). Pero si el TRS es demasiado largo puede favorecer la colmatación de la membrana (Lee, *et al.*, 2003).

Por otra parte, el TRH tiene efecto inverso sobre la carga orgánica y la concentración de sólidos suspendidos en el licor mezclado. Se puede generalizar que una disminución en el TRH provoca un aumento en la colmatación de la membrana (Meng *et al.*, 2007, Chae *et al.*, 2006, Cho *et al.*, 2005) debido a que incrementa la concentración de EPS y el tamaño promedio de partículas.

En el apartado 3.3.4 se profundizara sobre estrategias de operación basadas en la modificación de los parámetros operacionales. Estas estrategias son desarrolladas a fin de encontrar las condiciones óptimas para el retraso en la colmatación y obtener un mejor desempeño de la membrana.

3.3.3 Colmatación de membranas: fundamentos

La permeabilidad de la membrana y el desempeño del proceso de filtración disminuyen con el paso del tiempo debido a la colmatación de la membrana. Esto se refleja, negativamente, en una reducción del flux permeado y con un incremento en la presión transmembrana (PTM).

La colmatación se puede definir como la deposición indeseable y acumulación de microorganismos, coloides, solutos y restos de células dentro o sobre la membrana (Meng et al., 2009). Se describe por la aparición de dos fenómenos que se presentan en conjunto: el *bloqueo de poros* y la *formación (o deposición) de una capa o torta* sobre la superficie de la membrana (Lee et al., 2001).

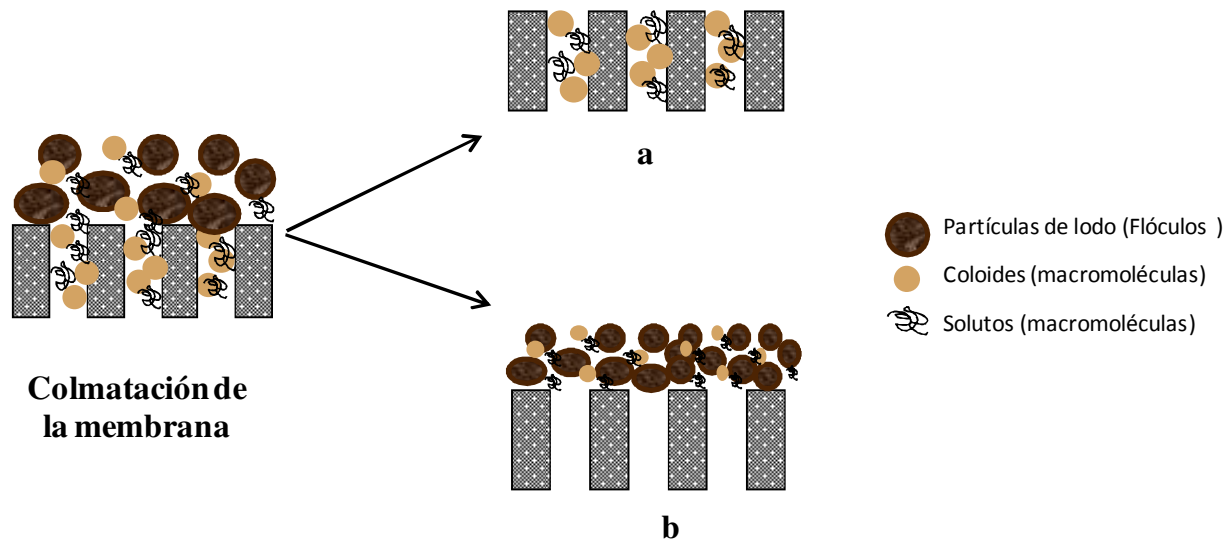


Figura 3. 6 Colmatación en SMBRs: a) bloqueo de poros y b) formación de la capa sobre la superficie de la membrana

Observando la figura 3.6 se pueden entender mejor los conceptos de ensuciamiento reversible e irreversible. El primero (ensuciamiento reversible) es ocasionado por la formación de una capa o torta sobre la superficie de la membrana (fig. 3.6b) y es susceptible de ser removido por limpieza física (por ejemplo, retrolavados). Por otra parte, el ensuciamiento irreversible se debe al taponamiento de los poros y a partículas adheridas firmemente sobre la membrana durante la etapa de filtración (fig. 3.6a) y solo se puede remover por limpieza química.

De manera general, el factor de mayor influencia en la colmatación de la membrana es la formación de la capa o torta y la resistencia que ésta ofrece a la filtración. Lee et al. (2001) reportó un 80% de participación de este factor como precursor de la colmatación de la membrana. Esta capa o torta se puede describir como un medio poroso con un complejo sistema de interconexión entre los espacios internos de las partículas.

Los mecanismos precursores de este fenómeno son el *bioensuciamiento*, la *colmatación/ensuciamiento orgánico* y la *colmatación/ensuciamiento inorgánico*. El **bioensuciamiento** es ocasionado por la acumulación de productos del metabolismo de las bacterias, así como su deposición y crecimiento (de las bacterias o flóculos) sobre la superficie de la membrana. El bioensuciamiento junto con la colmatación orgánica son los principales mecanismos de colmatación de la membrana (Pang et al., 2005; Wang et al., 2005).

La **colmatación orgánica** se refiere a la deposición de biopolímeros (proteínas y polisacáridos) sobre la membrana. Se debe a que, por el tamaño tan pequeño de estos biopolímeros, se depositan fácilmente sobre la superficie de la membrana y dentro de los poros, debido al flujo del permeado. Estos, sin embargo, tienen una baja velocidad de transporte que les impide regresar al licor mezclado, debido a las fuerzas de corte (Meng et al., 2009).

Por otro lado la **colmatación o ensuciamiento inorgánico** es menos común, y de acuerdo con la literatura sin una influencia marcada sobre el efecto de taponamiento de membranas. Tiene lugar simultáneamente durante la filtración en una unidad con lodos activados. Se puede formar por dos vías: *precipitación química*, cuando la concentración de especies químicas excede la concentración de saturación debido a la polarización de concentración; y *precipitación biológica*, que es provocada por la captura de los iones metálicos a través de los grupos ionizables que forman los biopolímeros, formando complejos y construyendo una densa capa o gel que puede agravar la pérdida de flujo.

3.3.4 Mecanismos de control: planeación de retrolavados, estrategias de control y modelos matemáticos

Los factores que tienen mayor influencia en el ensuciamiento de la membrana se pueden clasificar en 4 grupos principales: 1) material de la membrana; 2) características de la biomasa; 3) características del agua de alimentación y 4) condiciones de operación.

Para un proceso dado, las condiciones hidrodinámicas y las características de la biomasa determinan directamente el comportamiento de la colmatación. También las condiciones de operación y las

características del agua de alimentación tienen una acción indirecta sobre la colmatación de la membrana ya que modifican las características de la biomasa.

La tabla 3.3 resume una revisión general de estrategias de control basadas en la manipulación de diferentes factores precursores de la colmatación y su efecto sobre el ensuciamiento de la misma (modificado de Meng F. et al., 2009).

Tabla 3. 3 Resumen de algunas estrategias de control hidráulico, químico y biológico basadas en diferentes factores precursores de la colmatación en membranas.

Estrategia de control	Elemento de control	Efecto sobre la colmatación de la membrana
Control hidráulico	TRH (Bajos)	Aumento de la viscosidad del lodo (Meng et al., 2007), y de EPS (sustancias poliméricas extracelulares) (Chae et al., 2006)
	Aeración (aumento)	Aumento de la permeabilidad (Psoch and Schiewer, 2006a; Trusell et al., 2007), mayor movimiento en las fibras (Wicaksana et al., 2006), mayor eficiencia en la remoción de la torta (Chang y Judd, 2006) y menor resistencia de la torta (Psoch y Schiewer, 2006b, Fan y Zhou, 2007).
	Retrolavados periódicos	Aumento del flux (Psoch and Schiewer, 2006a), aumenta la duración de los periodos de operación (Chae et al., 2006), menor resistencia hidráulica total (Psoch y Schiewer, 2006b).
	Operación a flux bajo/sub-crítico	Operación sustentable (Bacchin et al., 2006; Guglielmi et al., 2007)
Control químico	Carbón activado en polvo	Menor concentración de SPE (Ying y Ping, 2006), menor colmatación irreversible (Ng et al., 2006a; Ying y Ping, 2006).
	Reductores de colmatación de membrana	Aumenta la porosidad de la capa formada y disminuye EPS (Hwang et al.2007, Lee et al., 2007).
	Floculación-Coagulación	Disminuye la materia orgánica (Zhang et al., 2008)
Control biológico	Retrolavados químicos	Remueve la capa formada sobre la membrana, elimina el ensuciamiento irreversible (Kim et al., 2007)
	Tiempo de retención de sólidos (Aumento)	Disminuye los EPS ligados (Ahmed et al., 2007), disminuye los SMP (productos microbianos solubles) (Liang et al., 2007).
	Disminución de la concentración de SS en el licor mezclado (viscosidad)	Aumenta el flux permeado (Li et al., 2007; Trusell et al., 2007), disminuye la formación de torta (Chang y Kim, 2005, Chae et al., 2006).
	Carga orgánica baja	Disminuye la resistencia debida a la colmatación (Trusell et al., 2006)
	Disminución de bacterias filamentosas	Disminuye los EPS ligados (Meng et al., 2006)

A pesar de que se han desarrollado diversas estrategias y se ha estudiado el efecto de los valores de diferentes condiciones de operación sobre la evolución de la colmatación de la membrana, se continúa proponiendo nuevas alternativas. Dentro de estas se puede mencionar la aplicación de filtros de bajo costo, modificaciones a los materiales de las membranas, uso de membranas dinámicas, empleo modelos dinámicos y nuevas estrategias de control. Una revisión de los dos últimos se incluye en el siguiente apartado.

3.3.5 Estrategias de control: aspectos generales

Se han propuesto estrategias de control encaminadas a una operación eficiente en reactores discontinuos secuenciales con membranas sumergidas. Algunos de los antecedentes más representativos son las aportaciones hechas por Cervantes et. al., 2007 y Buitrón et. al., 2009.

En el primer trabajo (Cervantes et. al., 2007) se evaluó la colmatación de la membrana calculando la R_T a partir de la medición en línea de la PTM y el flux permeado, reportó buenos resultados a diferentes frecuencias de retrolavados: preestablecidas (dos retrolavados de 30s cada 1/3t y 2/3t de filtración) y con base en una ley de control (retrolavados cuando se registra un flux menor al 20% del flux máximo).

Por otra parte el trabajo desarrollado por Buitrón et. al., 2009 se basó en la implementación de la estrategia de filtración óptima obtenida por Vargas, et al, 2008, y se aplicó el criterio de la estrategia de control con retrolavados de 10s al registrarse una pérdida del 50% del valor del flux máximo.

Otros varios autores han propuesto modelos que tratan de describir el mecanismo de colmatación o ensuciamiento en las membranas, predecirlo, controlarlo y explicar la interacción de los diferentes parámetros de operación y de las variables de influencia (EPS, SMP, TRH, TRS, aeración, etc). Un resumen obtenido de una revisión bibliográfica de algunas de las propuestas que se han desarrollado se presenta en la tabla 3.4.

Tabla 3. 4 Revisión del estado del arte sobre modelos propuestos, fundamentos de las estrategias y observaciones a los modelos

Tipo de modelo	Fundamento de la estrategia de control	Características	Observaciones
<i>Modelo basado en reconocimiento de mecanismos de colmatación (Drews et al., 2009)</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Operación a PTM constante • Medidas de control por tipo de bloqueo: <ul style="list-style-type: none"> ○ Formación de torta; pausa en la filtración, incremento de la aeración. ○ Bloqueo de poros; retrolavados 	Decisiones tomadas al final o durante el ciclo de acuerdo al tipo de modelo reconocido y valor de los parámetros estimados.	Se ha determinado que la respuesta del modelo se podría mejorar si se fijan valores reales de los parámetros físicos: densidad y resistencia de la torta, espesor de la capa, porosidad, etc.
<i>Modelo de control batch-to-batch (run-to-run) (Busch et al, 2007 – Busch y Marquardt, 2009)</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Modelos matemáticos individuales para las etapas: <ul style="list-style-type: none"> ○ Filtración ○ Retrolavados • Optimiza los costos por consumo de energía y reemplazo de membrana • Fija los valores de las variables manipulables (flux permeado y retrolavado, duración de la etapa de filtración y retrolavados, tiempo de aeración) con base en lo estimado por el modelo usando las mediciones del ciclo anterior. 	<p>El modelo matemático de la etapa de filtración considera un aumento lineal de la resistencia directamente proporcional al flux y tres parámetros propios del modelo.</p> <p>En los retrolavados considera una disminución exponencial de la resistencia y dos parámetros.</p> <p>Predice los valores de la PTM.</p>	Este modelo ha sido implementado en una planta piloto de tratamiento de aguas residuales, para lo cual fue necesario modificarlo para obtener mejores resultados.
<i>Modelo empírico modificado de la resistencia específica de la capa adherida a la membrana (S.J. Khan et al., 2009)</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Resume el modelo de resistencias en serie a un modelo simplificado de la torta formada en la filtración. 	Reemplaza la resistencia específica de la torta por la relación de ésta con la intensidad de corte.	Asume que la resistencia total es igual a la resistencia de la capa formada, relacionándolas mediante una ecuación empírica.
<i>Modelado de un MSBR, estudio acerca del link entre la biocinética de lodos activados, aeración y proceso de colmatación (Zarragoitia et al., 2008)</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Considera los mismos puntos de Li y Wang, 2006 pero además incluye: cinética biológica y efectos de aeración. • Para describir la cinética biológica utiliza una modificación del ASM1 (Lu et al., 2001). 	Complementa el modelo propuesto por Li y Wang, 2006 al incluir los factores cinéticos biológicos y la influencia de la aeración.	El modelo está diseñado únicamente para predecir los cambios en la PTM (operación a flux constante).

<p><i>Modelo matemático para predecir el potencial de ensuciamiento.</i> (Jang N. et al., 2006)</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Basado en ecuaciones de balance de masas y cinética biológica • Considera un estado estacionario y un índice modificado de colmatación 	<p>Estima los potenciales de colmatación y trata de explicar la relación de parámetros de operación con el ensuciamiento de la membrana.</p>	<p>Basada en el modelo de Laspidou y Rittmann, 2002. Su aplicación es limitada, no puede aplicarse a todos los MBR. Requiere considerar más parámetros del modelo para una mejor predicción.</p>
<p><i>Modelo de la colmatación de la membrana (Resistencias en serie)</i> (Li y Wang, 2006)</p>	<ul style="list-style-type: none"> • El modelo matemático considera una técnica seccional para la distribución desigual de la capa de lodo sobre la membrana. • Considera un modelo de resistencias en serie 	<p>Introduce el concepto de una capa dinámica de lodo susceptible de ser removida por aeración. Considera la dinámica de adhesión y desprendimiento de la biomasa sobre la superficie de la membrana</p>	<p>Modelo con buenos resultados en simulaciones y validación con datos experimentales. Puede mejorarse si se incluyen otros parámetros que describan propiedades y comportamientos biológicos.</p>
<p><i>Modelo de bloqueo de poros y formación de capa sobre la membrana</i> (Broeckmann et al., 2006)</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Presenta dos modelos matemáticos para describir la influencia que sobre la filtración con membrana tienen: <ul style="list-style-type: none"> ○ Adhesión y distribución de partículas ○ Tamaño de poro 	<p>El modelo predice los perfiles de la PTM. El modelo parece subestimar los valores de presión para valores de flux alto y sobreestimarlos para flux bajo.</p>	<p>Este modelo se basa en modelos existentes. Los resultados obtenidos son producto de la comparación de simulaciones vs datos reales de una PTAR.</p>

A pesar de que se han propuesto, modificado y mejorado diferentes modelos, aún no se puede considerar alguno de ellos como de aceptación general. Continuamente se realizan nuevas propuestas a fin de obtener un modelo capaz de involucrar todos los factores que interactúan en el proceso, pero que a la vez ofrezca sencillez y robustez al proceso.

Por otro lado existen pocos enfoques que refieren una automatización y estrategia de control que acompañe el modelo de ensuciamiento.

4. Metodología

4.1 Aspectos generales

La metodología desarrollada en este trabajo estuvo enfocada a alcanzar el objetivo de proponer un nuevo paradigma de control, en el cual, se aprovecharan las ventajas de la forma de operación de los reactores discontinuos secuenciales con membranas sumergidas, y se pudiera plantear una estrategia basada en la predicción de las condiciones de operación lo que se describe con detalle en el capítulo 5 de Resultados.

La estrategia para el control propone que, antes de que inicie el siguiente lote, la información recopilada de los lotes previos sea procesada y, con base en modelos matemáticos, se fijan las nuevas condiciones de operación. A diferencia de otros esquemas de control de procesos repetitivos, por ejemplo aquellos basados en series de Fourier, aquí se buscan los parámetros de un modelo matemático y luego éste es empleado para obtener las condiciones de operación del siguiente ciclo en un reactor discontinuo secuencial.

Para alcanzar este objetivo, dentro de la primera etapa de la metodología es necesario establecer los modelos matemáticos que describen el proceso y que pueden ser calibrados con los datos experimentales. Con esta idea se persigue encontrar estrategias de control para las dos etapas claves del proceso: reacción y filtración.

Dado este planteamiento, el trabajo experimental se dividió en dos partes para dar atención suficiente a las variables involucradas en cada etapa: *reacción* y *filtración*. Sin embargo, esta tesis busca fusionar ambas para que las estrategias y modelos encontrados se complementan para dar robustez al proceso de tratamiento de efluentes tóxicos utilizando un reactor discontinuo secuencial con membranas sumergidas.

4.2 Estrategia experimental

Como se mencionó en el apartado anterior, la experimentación se dividió en dos partes, una enfocada a la propuesta de la estrategia para la degradación biológica (reacción) y, la otra, a la búsqueda del modelo para la predicción del perfil de colmatación de la membrana durante la etapa filtración.

La metodología que se siguió se presenta en el esquema de la figura 4.1. La primera etapa englobada en el apartado puesta a punto del reactor se detalla en los subtemas 4.2 al 4.4 e incluyen el desarrollo de la etapa de montaje del biorreactor así como descripción de las condiciones de operación y técnicas analíticas. Las pruebas de filtración y experimentación (necesarias para el planteamiento del modelo matemático) se engloban en los apartados 4.5 y 4.6. Las simulaciones y el proceso de optimización empleado se explican en el tema 4.7.

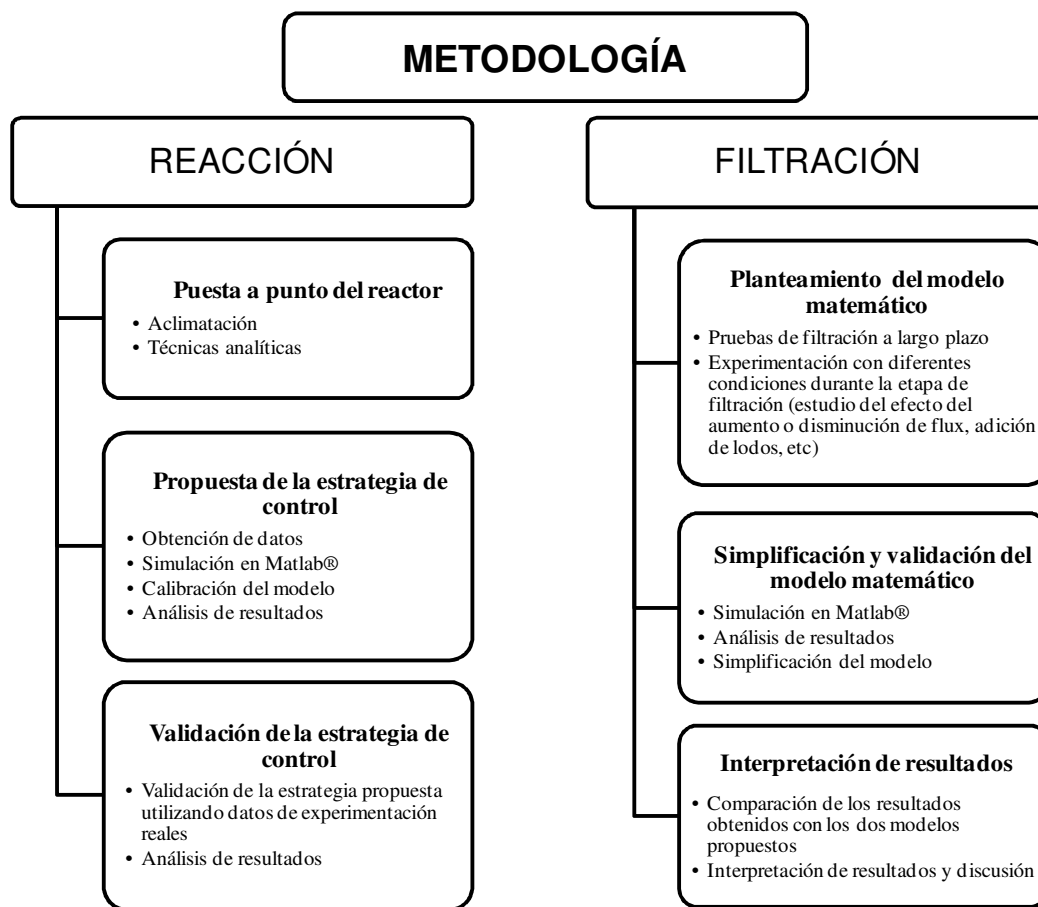


Figura 4. 1 Esquema de la metodología de la investigación

4.3 Biorreactor piloto: Montaje y condiciones de operación

El montaje del biorreactor se realizó en el Laboratorio de Investigación en Procesos Avanzados para Tratamiento de Aguas (LIPATA) de la Unidad Académica del Instituto de Ingeniería, en Juriquilla, Querétaro. Se empleó un reactor discontinuo secuencial aerobio con membranas sumergidas completamente automatizado.

El reactor tenía un volumen útil de 7L. La temperatura se mantuvo constante a 20°C dentro del reactor mediante una bomba de recirculación de agua. Los flujos de entrada y salida fueron controlados mediante el uso de bombas peristálticas (Masterflex, Cole-Parmer 7523-20 and 7553-30), controladas por la computadora usando válvulas solenoides. Para el seguimiento en línea del OD se utilizó un sensor y transmisor (Endress+Hauser COS41 and COM223). Los retrolavados se realizaron empleando una bomba de diafragma (Prominent, modelo CNPA0215PPB200D01). La presión transmembrana se siguió en todo momento mediante un manómetro (Cole-Parmer C-206). De igual manera, el flujo del efluente se registró en línea con un flujómetro (Alicat Scientific, modelo L-200CCM-D).

La membrana empleada fue un módulo tubular de ultrafiltración hidrofílica de fluoruro de polivinilideno (PVDF) (peso molecular de corte de 250KDa, tamaño de poro de 0.1µm, área superficial 0.04m², proveedor Memos GmbH).

Todas las señales fueron leídas por una computadora equipada con una tarjeta de adquisición de datos (USB6008, National Instruments) y se empleó el software LabView (Ver. 5.1) (National Instruments) para la automatización del reactor.

Las simulaciones y el procedimiento de optimización fueron desarrollados llamando a un módulo externo programado en Matlab® (Ver. 7.5.0).

Un esquema detallado de la conformación del biorreactor utilizado se muestra en la figura 4.2.

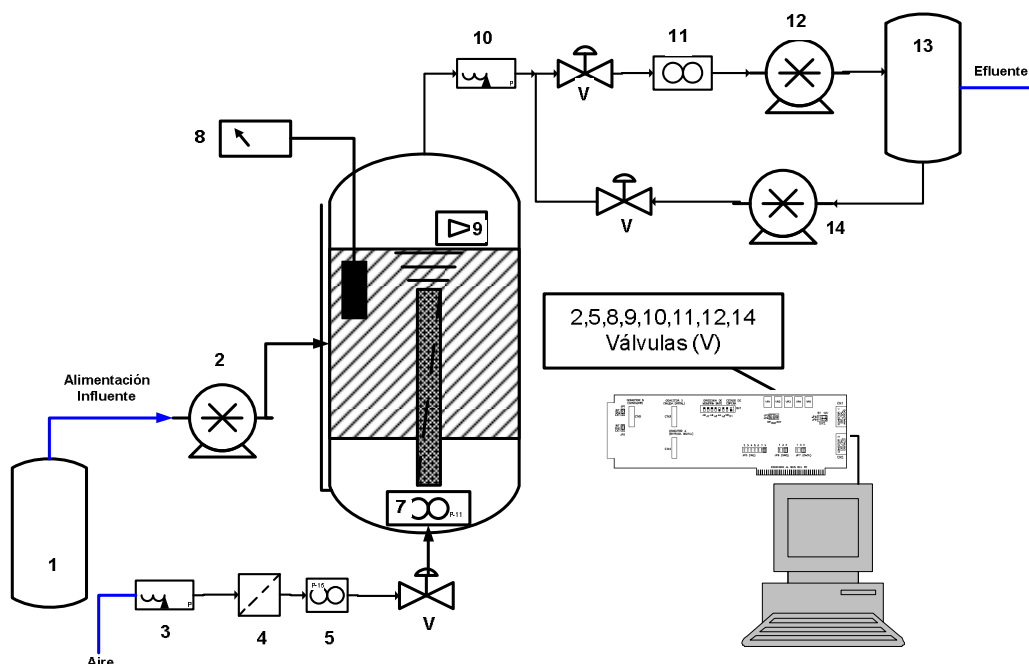


Figura 4. 2 Reactor piloto: instrumentación y equipamiento. 1) Tanque de alimentación, 2) Bomba de alimentación, 3) Manómetro, 4) Filtro de aire, 5) Controlador de flujo, 7) Difusor, 8) Sensor OD, 9) Sensor de nivel, 10) Manómetro, 11) Medidor flujo másico, 12) Bomba peristáltica vaciado, 13) Contenedor efluente y retrolavados, 14) Bomba de diafragma para retrolavados, V) Válvulas solenoides.

4.4 Elección del compuesto tóxico modelo: aclimatación

Dado que la estrategia de control propuesta se enfoca a compuestos tóxicos, fue necesario elegir un compuesto modelo para la obtención de datos que proporcionaran información auténtica, y a partir de ellos se estableciera al planteamiento central.

Entre los compuestos tóxicos presentes con mayor frecuencia en las descargas de aguas residuales se encuentran los derivados fenólicos (apartado 3.1.2). De este grupo de compuestos, el 4-clorofenol (4-CF) ha sido estudiado ampliamente desde el punto de degradación biológica. La literatura señala que se ha logrado degradar exitosamente previa aclimatación del consorcio microbiano (Buitrón et. al., 2005). Por lo anterior, el desarrollo de las pruebas de degradación se realizó utilizando este compuesto (4-CF) como compuesto tóxico modelo. Fue entonces necesaria una etapa preliminar de aclimatación de los microorganismos. Durante esta etapa ocurren de manera natural procesos de selección y multiplicación de organismos especializados, transformaciones fisiológicas en el sistema metabólico de los

microorganismos, alteraciones a nivel de regulación y producción enzimática, así como cambios genéticos. Es de esta manera que un organismo se adapta fisiológicamente a los cambios en su medio.

La técnica de aclimatación de la biomasa a la degradación del compuesto modelo 4-CF se realizó de acuerdo a lo recomendado por Moreno y Buitrón (2004). Esta estrategia fija el término de la reacción cuando se alcanza una remoción mayor al 90%. Las condiciones de operación en el biorreactor durante la fase de aclimatación se resumen en la tabla 4.1 (durante este periodo el reactor se operó sin el módulo de membranas).

Tabla 4.1 Condiciones de operación del reactor discontinuo secuencial con membranas sumergidas

Parámetro	Valor
Volumen de operación	7 L
Volumen de intercambio	28.57%
Flujo de aire	1.5 L/min
Temperatura	22°C
pH	6.7 – 7.2
Tiempo de reacción	Variable
Concentración del inóculo	5000 mg/L

El reactor se inoculó con biomasa procedente del licor mezclado y concentrado de la planta de tratamiento de aguas residuales de la terminal de autobuses de la ciudad de Querétaro (con capacidad de 12 L/s).

La operación del biorreactor fue completamente automatizada mediante el software LabView (National Instruments), en la modalidad VTC (*Variable Timing Control*) programada en el sistema de control desarrollado en el LIPATA, II-UNAM (Moreno-Andrade et. al., 2006). Esta estrategia se basa en el seguimiento en línea del valor del oxígeno disuelto. La pendiente del OD es negativa cuando hay 4-CF dentro del reactor; esto es, hay consumo de oxígeno por parte de los microorganismos como requerimiento para la degradación biológica. La pendiente del OD cambia a positiva cuando la reacción de degradación ha finalizado. La estrategia sigue este cambio de valor en la pendiente y espera hasta registrar un valor de pendiente cercano a cero (valor de saturación de oxígeno). Esto indica el fin de la reacción.

4.5 Montaje y validación de técnicas analíticas

El agua de alimentación empleada fue preparada sintéticamente con 4-CF como única fuente de carbono (Aldrich, pureza $\geq 99.0\%$). Se añadieron nutrientes (nitrógeno y fósforo) y oligoelementos (APHA, 2005). La composición del medio mineral fue la siguiente: 51 mg/L KH_2PO_4 , 19.44 mg/L K_2HPO_4 , 150.9 mg/L $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, 58.26 mg/L NH_4Cl , 22.5 mg/L $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, 36.4 mg/L $\text{CaCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$, 0.25 mg/L $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$; elementos traza: $\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, H_3BO_4 , ZnCl_2 , $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24}$, EDTA, $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$.

El seguimiento de la degradación del compuesto modelo (4-CF) se realizó mediante técnicas analíticas, determinando el contenido de fenoles como fenoles totales mediante la técnica colorimétrica 4-aminoantipirina (modificada de APHA, 2005). El contenido de SST y SSV se cuantificó de acuerdo a lo sugerido por APHA (2005). Para la medición del carbono orgánico total (COT) se utilizó un analizador automático Shimadzu TOC-5050. La presencia del metabolito 4-cloro-2-hidroxi-ácido mucónico semialdehído, fue determinada por método espectrofotométrico a 380 nm, empleando un espectrofotómetro UV/VIS Perkin-Elmer Lambda 25.

4.6 Pruebas durante la etapa de reacción

Las pruebas durante la etapa de reacción fueron desarrolladas para ayudar en la determinación de parámetros de relevancia para la estrategia de control. Se llevaron a cabo experimentos durante el llenado, antes y después del vaciado (tiempo muerto).

Se probaron velocidades de llenado rápido y lento, de 5 L/h y 40 L/h. En ambos casos se siguieron las cinéticas de degradación, determinación de 4-CF, SSV, COT y aparición del metabolito (5-cloro-2-hidroxi ácido mucónico semialdehído). De los resultados de estas pruebas se observaron y encontraron patrones de comportamiento: perfiles de oxígeno disuelto correlacionados con las cinéticas de biodegradación.

Para la etapa de antes y después del vaciado, se observó la dinámica de respuesta del sensor, el cálculo del valor de k_{1a} y su relación con el volumen de intercambio, ΔV . La prueba consistió en fijar el flujo de aire en un valor cercano a cero por un tiempo suficiente, y posteriormente regresarlo a su valor

nominal (1.5 L/min) por otro periodo de tiempo. Durante este periodo el reactor operó sin membrana bajo las condiciones que se detallan en el siguiente apartado.

Fase de operación sin membrana

La primera etapa de experimentación comprendió un periodo de 90 días, sin membrana, bajo un modo de operación modificado VTC (*Variable Timing Control*) (los primeros 15 días corresponden a la etapa de aclimatación). El ciclo de operación se programó con una etapa de llenado lento, con flujo de entrada de 5 L/h. El tiempo de reacción fue variable, dependiendo del tiempo necesario para alcanzar un porcentaje de remoción mayor al 95% de 4-CF. Las etapas de sedimentación y vaciado fueron de 20 y 5 min, respectivamente.

4.7 Pruebas durante la etapa de filtración

Las pruebas de filtración se realizaron para observar la evolución de la resistencia hidráulica total de la membrana. Consistieron, en una primera etapa, en observar los cambios ocurridos en las variables del sistema durante un tiempo de filtración lo suficientemente largo como para producirlos. Con estas pruebas se evaluó el perfil de evolución de la presión transmembrana. La operación del biorreactor durante estas pruebas fue bajo un régimen de flux constante. Aprovechando estas pruebas de filtración, al término de las mismas, se observó la influencia de los periodos de relajación sobre el valor de la resistencia hidráulica total calculada.

En una segunda etapa de pruebas se realizaron variaciones a las condiciones habituales de operación del reactor con el fin de simular perturbaciones en el sistema. Esto incluyó incremento y disminución del flux de operación, así como la evaluación del efecto de la adición de proteína (albúmina), como precursor de la acumulación de EPS, sobre la resistencia de la membrana. Las últimas pruebas fueron llevadas a cabo en un biorreactor piloto con volumen útil de 24L con un módulo de membranas sumergidas de fibra hueca de la casa comercial Zenon Environmental Inc. (poro 0.04 μm , y área 0.93 m^2). Esta etapa de experimentación se realizó durante una estancia de investigación en el Instituto Catalán de Investigación del Agua, como parte de un trabajo de cooperación de ambos grupos de trabajo.

Fase de operación con membrana

La segunda etapa de experimentación, que corresponde a las pruebas de filtración, abarcó un primer periodo de 30 días. Durante este tiempo la operación del reactor fue bajo el modo de operación denominado MSBR-OC. En este periodo, se fijaron ciertos parámetros de operación a fin de observar el comportamiento de las variables de influencia (programado en LabView). La etapa de filtración era tan larga como el factor de restricción de no exceder un valor de PTM igual a 53.43 ± 2.62 KPa (límite cercano a 60 KPa, que es el valor de la PTM máxima de operación recomendada por el fabricante) lo permitiera. En caso contrario, y como acción de control para preservar la integridad de la membrana, se efectuaba un retrolavado. La duración del retrolavado y el tiempo entre ellos podían ser definidos libremente por el usuario.

4.8 Simulaciones y proceso de optimización con software fuera de línea

Las simulaciones necesarias para la evaluación de los modelos y sus calibraciones fueron realizadas utilizando el software Matlab® (Ver. 7.5.0). En el caso del proceso de optimización para la etapa de reacción, este se realizó llamando a un módulo externo, fuera de línea.

Las simulaciones y el análisis se realizaron en dos partes, siguiendo la metodología propuesta:

- **Etapa de reacción.** Se realizó el análisis de una muestra de 64 ciclos representativos del periodo de operación del reactor. Se diferenciaron 5 lotes, de acuerdo con la concentración del compuesto tóxico modelo en el influente. Como resultado de las simulaciones se obtuvieron los valores de los parámetros del modelo matemático. Además, fue posible aplicar la función de optimización y comparar los valores del criterio de optimización obtenidos intercambiando el volumen máximo y los obtenidos con la estrategia propuesta en este trabajo.
- **Etapa de filtración.** Se realizó el análisis de dos experimentaciones, por un lado los datos correspondientes a un biorreactor piloto con membranas sumergidas (módulo tubular de PVDF). Por otra parte también se analizaron los datos de una muestra correspondiente a 35 días de operación de un MBR de 30L con membranas de fibra hueca, a los cuales corresponden 160 ciclos por día durante el periodo de operación del reactor. Se analizaron por grupos separados, se calcularon los parámetros encontrados y se comparó la respuesta del modelo para cada caso.

5. Resultados

5.1 Estrategia de control: reacción

Para integrar la propuesta de la estrategia de control para la etapa de reacción, primero se llevaron a cabo pruebas iniciales a fin de interpretar el comportamiento de las variables del proceso. Con base en las observaciones realizadas del proceso en sí, se planteó una función de optimización. Para ello fue necesario definir un criterio a maximizar, mismo que para este trabajo fue la masa de compuesto tóxico contenido en el influente tratado por unidad de tiempo. Posteriormente, se establecieron los modelos matemáticos del proceso y se realizaron las simulaciones necesarias a fin de validarlos y calibrarlos.

A continuación se desarrollan los resultados de los hallazgos encontrados así como su análisis e interpretación.

Aclimatación

La etapa de aclimatación se realizó como se describe en el apartado 3.3. Se obtuvo un consorcio microbiano adaptado a la degradación del 4-CF. La aclimatación se inició con una concentración de 50 mg/L de 4-CF, y se incrementó gradualmente a 100 y hasta 200 mg/L. El cambio en la concentración se realizó cuando se observó que la variación en el tiempo total de reacción requerido no presentaba diferencia significativa en al menos tres ciclos consecutivos (condición que se alcanzó después de operar 10 ciclos).

Para la concentración inicial de 50 mg/L, el tiempo de reacción promedio obtenido fue de 1.5 ± 0.5 h, para 100 mg/L, 1.86 ± 0.25 h, y para 200 mg/L se obtuvo un tiempo de reacción de 2.4 ± 0.55 h.

La tasa específica de degradación de sustrato calculada con los datos de esta etapa de aclimatación para una concentración de 200 mg/L de 4-CF fue de 39.31 ± 1.03 mg4-CF/gSSV·h. Este valor es comparable con lo reportado por Erkan *et al.* (2007), ($q_x=38.83$ mg4-CF/g SSV·h), y por Moreno (2006), ($q_x= 40$ mg4-CF/g SSV·h).

Durante las pruebas y el periodo de operación subsecuente, la concentración dentro del reactor se mantuvo en un rango de 3150 ± 64.8 mg/L SSV con un índice volumétrico de lodos (IVL) promedio de 89.51 mL/g.

Pruebas durante el tiempo muerto

Con los resultados obtenidos de estas pruebas se encontraron los valores de los parámetros del modelo del sensor. Gracias a esto se pudo incluir dentro del modelo la influencia de éste en el retraso de la medición del OD. Las pruebas permitieron evaluar los valores del coeficiente de transferencia de masa de oxígeno, k_{La} , a los volúmenes: $V_f = V_0 + \Delta V$ y V_0 (figura 5.1).

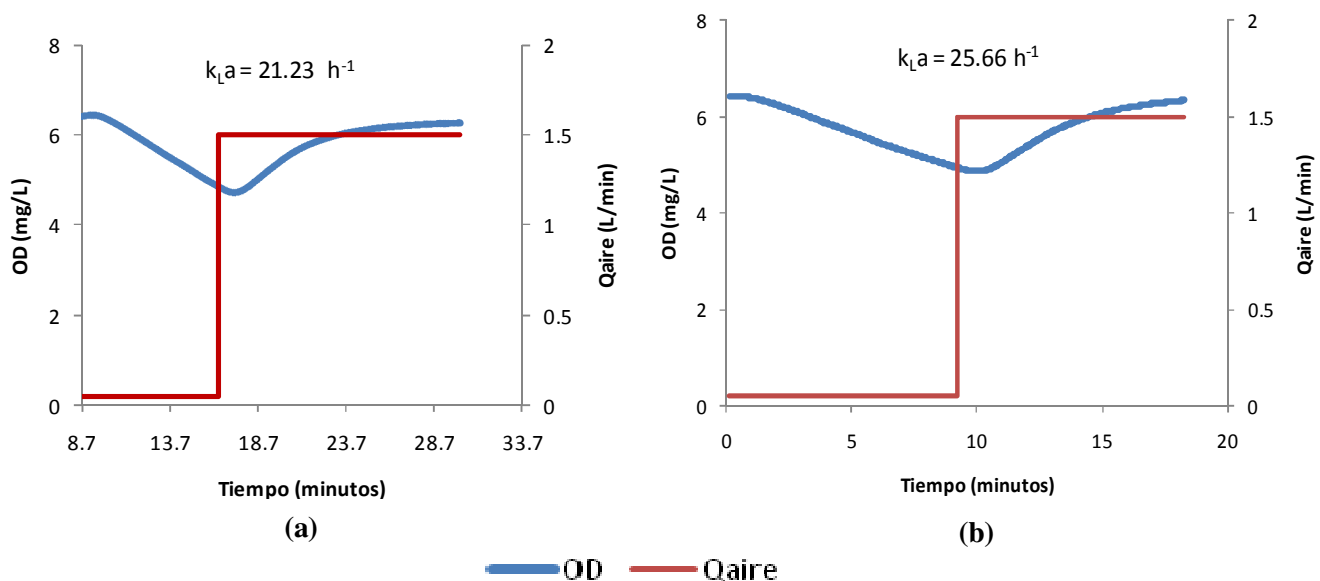


Figura 5.1 Prueba de k_{La} y variación del flujo de aire (a) después del vaciado (V_0) y (b) antes del vaciado ($V_0 + \Delta V$).

La realización periódica de estas pruebas permite calcular y actualizar los valores de estos parámetros del modelo. Además, es una prueba rápida que puede ser implementada y automatizada fácilmente.

5.1.1 Modelos matemáticos de la degradación del compuesto tóxico

Modelo de la biodegradación del sustrato tóxico

El modelo que describe la biodegradación de un sustrato tóxico considera que éste sigue una cinética de tipo Haldane. Partiendo de un balance de masas, se encuentra un modelo conformado por tres ecuaciones diferenciales para las etapas de llenado y reacción (Henze et. al., 2008).

$$\frac{dX}{dt} = \mu(S)X - k_d X - X \frac{Q_{in}}{V} \quad X: \text{concentración de la biomasa} \quad \text{Ecuación (5.1)}$$

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{1}{Y_{XS}} \mu(S)X + (S_{in} - S) \frac{Q_{in}}{V} \quad S: \text{concentración de sustrato} \quad \text{Ecuación (5.2)}$$

$$\frac{dV}{dt} = Q_{in} \quad \text{Ecuación (5.3)}$$

La tasa específica de crecimiento de biomasa está dada por la ley de Haldane. Esta ecuación puede ser expresada por medio de dos parametrizaciones:

$$\mu(S) = \frac{\mu_{max} S}{K_s + S + S^2/K_I} = \frac{\mu^* S^* S}{S^* S + \alpha(S^* - S)^2} \quad \text{Ecuación (5.4)}$$

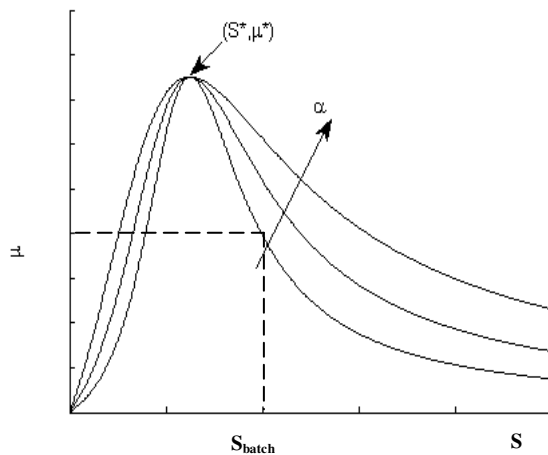


Figura 5. 2 Gráfica de la Ley de Haldane, indicando cuáles son sus parámetros críticos

La figura 5.2 muestra la representación gráfica general de la ley de Haldane. Como se observa, existe un punto máximo de crecimiento de biomasa, dado por (S^*, μ^*) , donde S^* representa un valor óptimo

de concentración de sustrato. A la derecha de este punto se encuentra S_{batch} , que representa el estado en el que normalmente se encontrará el reactor una vez que ha sido llenado en el modo normal de operación en lote. La zona entre los puntos S^* y S_{batch} , representa una zona de inhibición. Mientras más a la derecha del punto S_{batch} se encuentre el valor de S , se encontrará en una zona de inhibición fuerte o muerte. El parámetro α define la forma de la curva de Haldane; conforme α aumenta, la curva se vuelve menos pronunciada.

Se puede apreciar que en el modelo dado por las ecuaciones (5.1)-(5.3) la tasa de crecimiento de la biomasa es proporcional a la tasa de biodegradación del sustrato. También considera la inhibición de la biomasa, de manera que, cuando la concentración de sustrato está por encima de S^* , la tasa de crecimiento decrece, al igual que la tasa de biodegradación. Sin embargo, no considera la pérdida de microorganismos por intoxicación extrema causada por una concentración de sustrato inesperadamente alta.

Modelo del oxígeno disuelto

El comportamiento de la dinámica del oxígeno disuelto (OD) se representa mediante el modelo (Henze et. al., 2008):

$$\frac{dO}{dt} = - \left(\frac{1}{Y_{XO}} \mu(S)X - bX \right) \left(\frac{O}{K_O + O} \right) + (O_{\text{sat}} - O)k_L a(V) - O \frac{Q_{\text{in}}}{V} \quad \text{Ecuación (5.5)}$$

En este modelo, la tasa total de respiración es proporcional a la tasa de biodegradación. El término dado por bX representa la tasa de respiración endógena. Además, el modelo incluye un término tipo Monod, con lo cual considera que el oxígeno también es limitante. Además, se asume que el coeficiente de transferencia de masa de oxígeno, $k_L a$, depende del volumen.

Se realizaron algunas consideraciones para efectos de modelado. La primera de ellas asume que la cantidad total de biomasa es constante (no así su concentración), dado que durante un solo lote este crecimiento no es significativo. Sin embargo, se consideran los cambios de concentración de biomasa, dados los cambios de volumen. Entonces, si V_0 es el volumen inicial y X_0 es la concentración inicial de biomasa, y $V(t)X(t)$ es considerado constante, y entonces ocurre que $X(t) = X_0 V_0 / V(t)$. Por lo tanto,

definiendo la respiración endógena como $r_{\text{end}} = bX_0$ y la tasa de dilución debida a los cambios de volumen dentro del reactor como $D_{\text{in}} = Q_{\text{in}}/V$, el modelo para la concentración del OD puede ser reescrito como:

$$\frac{dO}{dt} = -(r(S_S) + r_{\text{end}}) \left(\frac{O}{K_O + O} \right) \lambda(V) + (O_{\text{sat}} - O)k_L a(\lambda) - OD_{\text{in}} \quad \text{Ecuación (5.6)}$$

Si la tasa de respiración en el punto máximo de crecimiento está dada por $r^* = \mu^* X_0 / Y_{XO}$; entonces:

$$r = \frac{r^* S_S S_S^*}{S_S S_S^* + \alpha (S_S^* - S_S)^2} \quad \text{y} \quad \lambda = \frac{V_0}{V} \quad \text{Ecuación (5.7)}$$

La dependencia de $k_L a$ con relación al volumen puede asumirse lineal con respecto a λ , de tal manera que:

$$k_L a = k_L a_f + (\lambda - \lambda_f) m_{kLa} \quad \text{Ecuación (5.8)}$$

donde $k_L a_f$ y λ_f son los valores correspondientes cuando $V = V_f$. Para la concentración del sustrato, en el modelo resulta útil definir las cantidades $S_S = (Y_{XS}/Y_{XO})S$ y $S_S^* = (Y_{XS}/Y_{XO})S^*$ cuyas unidades están dadas en las mismas unidades que la concentración de OD.

Entonces:

$$\frac{dS_S}{dt} = -r(S_S) \left(\frac{O}{K_O + O} \right) \lambda(V) + (S_{S,\text{in}} - S_S)D_{\text{in}} \quad \text{Ecuación (5.9)}$$

Es importante recalcar que el modelo que se usa a partir de ahora comprende las ecuaciones (5.6) a (5.9), donde las dos variables de estado consideradas son la concentración de oxígeno disuelto $O(t)$, y una cantidad física proporcional a la concentración de sustrato, $S_S = (Y_{XS}/Y_{XO})S$, definida en unidades de OD. De igual manera, hubo que definir una cantidad física proporcional a la concentración de sustrato en el influente, $S_{S,\text{in}}$, así como redefinir el parámetro S_S^* . Posteriormente se verá que esto no es grave desde el punto de vista del control automático propuesto, pues lo que interesa es maximizar un criterio de optimización, y no conocer el valor de dicho máximo.

Modelo del sensor de oxígeno disuelto

La dinámica del sensor de oxígeno disuelto suele no ser tomada en cuenta en la construcción de los modelos; sin embargo, es significativa. Esto se puede entender mejor en la figura 5.3, donde se representa como U la tasa de dilución y S_{in} la concentración de sustrato en el influente; estas son las variables de entrada al reactor. Por efecto de la reacción biológica que se lleva a cabo en el reactor, la concentración de oxígeno disuelto cambia y es la variable de interés (señal de salida) que es registrada por el sensor. Esta señal es representada por O ; sin embargo, el sensor tiene dinámica propia al ser un sistema físico y lo que realmente se puede leer en línea es un valor de oxígeno *medido* O_m . La respuesta que se obtiene tiene un retraso inherente ya que el sistema no responde inmediatamente al estímulo, sino que tarda un tiempo. Esta constante de tiempo está definida para cada sistema.

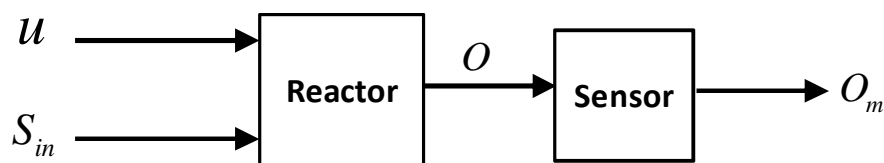


Figura 5.3 Representación del esquema de proceso de medición de OD utilizando un sensor

De acuerdo a fundamentos teóricos y literatura se sabe que un modelo lineal de segundo orden es apropiado para este sistema y está definido por un solo parámetro, τ (tau), según la ecuación (5.10).

$$\tau^2 \frac{d^2 O_m}{dt^2} + 2\tau \frac{dO_m}{dt} = O - O_m \quad \text{Ecuación (5.10)}$$

La razón para incluir en el modelo matemático global del sistema el modelo del sensor es porque la constante de tiempo τ está en la misma escala de tiempo que la reacción. No considerarla afecta significativamente las predicciones que puede hacer el modelo respecto de la biodegradación y el consumo de sustrato.

5.1.2 Estrategia de control: descripción

El modo estándar de operación de un reactor discontinuo secuencial no ofrece robustez ni optimización al proceso cuando se aplica al tratamiento de aguas residuales tóxicas. Esto se debe a que en este tipo de procesos existen perturbaciones que impactan negativa, e incluso irreversiblemente, su funcionalidad.

Un ejemplo claro de perturbación son los picos de concentración; suceden como una consecuencia del proceso donde son generadas y su efecto sobre la planta de tratamiento se puede reflejar en inhibición de la biomasa o desestabilización de la misma.

El problema de estas condiciones cambiantes, o perturbaciones, son la razón por la que se buscan estrategias de control que ayuden y optimicen el tratamiento de este tipo de aguas. A continuación se hace una breve descripción sobre los planteamientos de algunas estrategias que sirven de fundamento y antecedente a este trabajo.

Antecedentes

La estrategia VTC (*Variable Time Control*, Buitrón et. al., 2005), empleada para la operación de un SBR, alimenta el influente a un flujo dado, desde el volumen inicial, V_0 , hasta que se alcanza el volumen final deseado, V_{\max} , (el volumen de intercambio es constante). La fase de reacción es variable en el tiempo. El fin de la reacción se determina de acuerdo a la medición en línea del oxígeno disuelto, y sucede cuando se detecta un perfil exponencial del OD, condición que indica que el sustrato ha sido consumido. Esto se aprecia al analizar la ecuación (5.6) cuando $S_S = 0$, como se aprecia en las ecuaciones (5.11a) y (5.11b).

$$\frac{dO}{dt} = -r_{\text{end}}\lambda_f + (O_{\text{sat}} - O)k_L a_f \quad \text{Ecuación (5.11a)}$$

Al resolver la ecuación anterior se tiene justamente un comportamiento exponencial:

$$O(t) = O_0 e^{-k_L a_f t} + \left(O_{\text{sat}} - \frac{r_{\text{end}}\lambda_f}{k_L a_f} \right) (1 - e^{-k_L a_f t}) \quad \text{Ecuación (5.11b)}$$

Después, se inicia la etapa de sedimentación o filtración con membrana. Esta estrategia evita periodos prolongados de ayuno (ausencia de sustrato) y la desaclimatación. Sin embargo, puede suceder que la concentración del sustrato después del llenado sea muy alta (inhibitoria), y que provoque una fase de reacción lenta, desviación de la ruta metabólica de la degradación del compuesto tóxico a metabolitos o intermediarios o muerte de la biomasa.

Como una alternativa, la estrategia ED-TOC (Moreno et al., 2006) mide continuamente el OD y trata de estimar la tasa másica de consumo de oxígeno, $\gamma = \left(\frac{1}{Y_{XO}}\mu - b\right)XV$. Esto lo hace por diferenciación numérica y conociendo de antemano el valor de algunos parámetros críticos del modelo; por ejemplo, k_La y O_{sat} . Dado que la tasa másica de consumo de oxígeno es proporcional a la tasa específica de crecimiento de la biomasa, μ , estimarla en línea permite una estrategia de control que, mediante el encendido o apagado de las bombas, intenta mantener μ cerca de su valor máximo, μ^* , hasta alcanzar el volumen máximo. Después, se sigue en línea el comportamiento del OD, como en la estrategia VTC, a fin de determinar el final de la etapa de reacción.

Las dos estrategias anteriores han sido probadas ampliamente, y han logrado obtener buenos resultados, incluyendo pruebas en plantas piloto (Buitrón et al., 2005). Pese a ello, sufren de una desventaja crítica para su implementación práctica: la necesidad de una medición constante del OD y la dependencia completa de un sistema de lazo cerrado, que es propenso a señales ruidosas, desviación de parámetros y fallas del sistema. Por otro lado, asumen que la señal medida del OD, O_m , es cercana al valor real del OD dentro del reactor, lo cual puede resultar inconveniente si la dinámica del sensor representa un retraso significativo que incluso empeore por el uso de los filtros numéricos utilizados para atenuar el ruido de la señal.

El planteamiento de la estrategia de control que se propone en este trabajo y que considera y supera las limitaciones anteriores se describe a continuación.

Planteamiento de la propuesta

La estrategia de control que se propone toma ventaja de la forma de operación de un SBR, de tal manera que, antes de que inicie el siguiente lote, la información recopilada de los lotes previos es procesada y, entonces, se fijan las nuevas condiciones de operación. La idea esencial de la estrategia de control se centra entonces en una predicción de las condiciones de operación basadas en el procesamiento de los datos recopilados en el ciclo anterior. Para lo anterior, la estrategia emplea un modelo matemático del proceso y una función de optimización.

El modo de operación del reactor es en lotes. Inicia con una sola etapa de llenado seguida de la etapa de reacción. Aquí lo interesante radica en que el **volumen de intercambio, ΔV** , no es constante, tal que el volumen final es $V_f = V_0 + \Delta V$. Éste es el primer parámetro de operación que la estrategia calcula. A diferencia de la estrategia ED-TOC, que considera varias etapas de llenado y reacción hasta alcanzar el volumen máximo, en este caso se considera sólo una etapa de llenado. Esto se hace porque el reactor tiene una membrana sumergida y resulta conveniente que cada etapa de filtrado no represente demasiado tiempo por tener que filtrar mucho volumen, ni que el intercambio de volumen sea excesivo para no alterar significativamente la presión de la columna de agua sobre la membrana (Vargas et al., 2009)

Esta consideración (un intercambio de volumen variable) permite que la estrategia pueda responder adecuadamente a condiciones de variación en la concentración del compuesto tóxico en el influente. Así, el modelo utilizado debe predecir llenar un volumen menor cuando se estime que la concentración en el influente es muy alta, pero a la vez, está definido por el criterio de la función de optimización.

Otro parámetro importante que es calculado por la estrategia es el **tiempo de reacción** requerido para la mineralización completa, que está relacionado con el volumen de intercambio y la concentración de sustrato en el influente.

Esto crea un compromiso entre estas condiciones, por lo que se consideran en la toma de decisiones de la estrategia mediante una función de optimización que busca maximizar la cantidad de sustrato tratada por unidad de tiempo (se explica en detalle en el siguiente apartado 5.1.3).

Una consideración importante en la que se basa la estrategia es que se asume que el influente al reactor no cambia significativamente de un lote a otro. Por ello, mediante la observación de los datos del lote terminado recientemente, se pueden establecer las condiciones operacionales del siguiente lote. Si esto se repite lote tras lote, el sistema es capaz de funcionar a pesar de variaciones en las características del influente, ya que corrige su operación de una forma adaptativa.

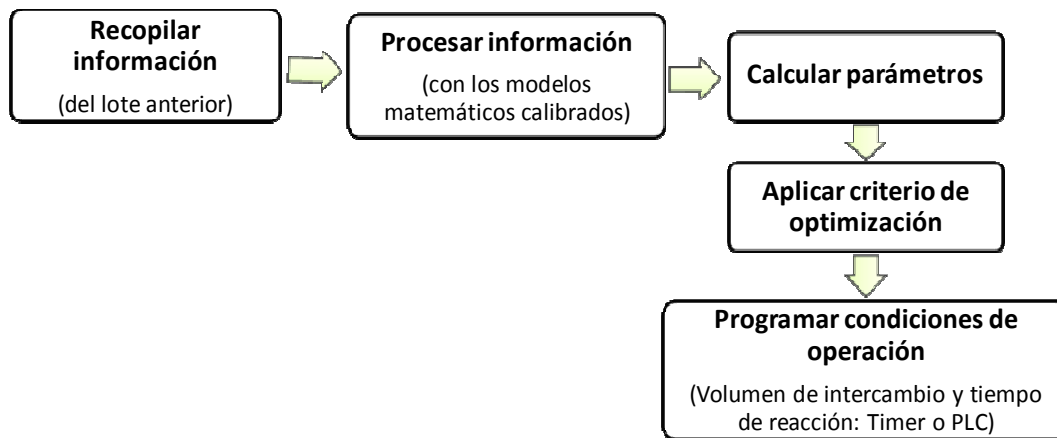


Figura 5.4 Esquema de pasos ejecutados por la estrategia de control

El esquema mostrado en la figura 5.4 muestra los pasos ejecutados por la estrategia. Este procedimiento se realiza al final de cada ciclo, repitiéndose de manera consecutiva. El resultado de los cálculos ejecutados por el algoritmo son los valores de los parámetros de operación: volumen de intercambio y tiempo de reacción. Estos valores pueden ser programados en un temporizador o en un controlador lógico programable (PLC) al inicio de cada lote, brindando al sistema robustez suficiente para corregir sus errores de medición, o incluso fallas. Si esto ocurriera, el PLC mantendría las condiciones operacionales actuales hasta que la falla sea corregida. En cualquier caso, las mediciones en línea seguirán siendo tomadas a lo largo del ciclo SBR y algún tipo de supervisión de bajo nivel puede ser programado en lazo cerrado para evitar emergencias. La figura 5.5 muestra el diagrama de los componentes necesarios para la implementación de la estrategia.

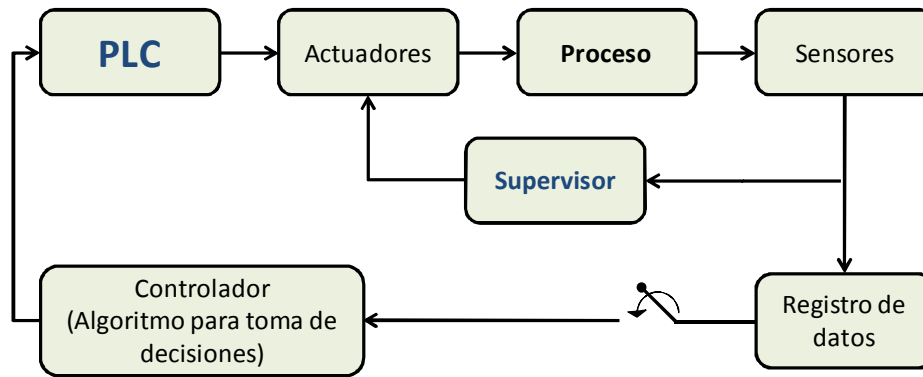


Figura 5.5 Diagrama general de la estrategia de control

5.1.3 Función de optimización

Como se planteó en el apartado anterior, la estrategia considera que el volumen de intercambio no es constante, sino que depende de la concentración del compuesto tóxico en el influente. Así, el volumen de intercambio dependerá de la concentración de sustrato en el influente, por lo que la masa de sustrato tratada puede variar.

Partiendo de esta consideración, se estableció un criterio de optimización que calcula el volumen a intercambiar en el reactor atendiendo a una condición: maximizar la masa de compuesto tóxico contenida en el influente, tratada por unidad de tiempo. El criterio de optimización, B , dependiente del intercambio de volumen, ΔV , estará dado por la ecuación (5.12)..

$$B(\Delta V) = \frac{S_{S,in}\Delta V}{T_{fill} + T_{react} + T_{settle} + T_{draw}} \quad \text{Ecuación (5.12)}$$

En la ecuación anterior, el término del denominador representa la duración total del ciclo SBR, donde cada T_{xxx} representa la duración de la fase correspondiente. Todas ellas dependen también del volumen de intercambio, ΔV : $T_{fill} = \Delta V/Q_{in}$ y $T_{draw} = \Delta V/Q_{out}$, mientras que T_{settle} debe ser proporcional a ΔV .

En el caso de T_{react} , éste depende de qué tan lejano o cercano es S_S^* al valor de S_S después del llenado, considerando la ley de Haldane. Entonces, T_{react} depende de los parámetros de la ley de Haldane, del flujo del influente y del volumen intercambiado. Si se conoce un modelo de la biodegradación del sustrato (incluyendo sus parámetros), entonces es posible emplear una optimización numérica para maximizar este criterio.

La aplicación de este criterio de optimización se puede observar en la figura 5.6, la cual fue generada mediante simulaciones con un modelo matemático del proceso según las ecuaciones (5.6).-(5.10), variando las concentraciones de sustrato en el influente, $S_{S,\text{in}}$, y el volumen de intercambio, ΔV . Se muestra cómo, para un valor dado de concentración del influente, existe un volumen de intercambio que maximiza el criterio. Entonces, el valor de ΔV que se debe fijar para el siguiente ciclo SBR se escoge de tal manera que maximice a B :

$$\Delta V = \underset{\Delta V \in [0, V_{\text{max}} - V_0]}{\text{argmax}} B(\Delta V)$$

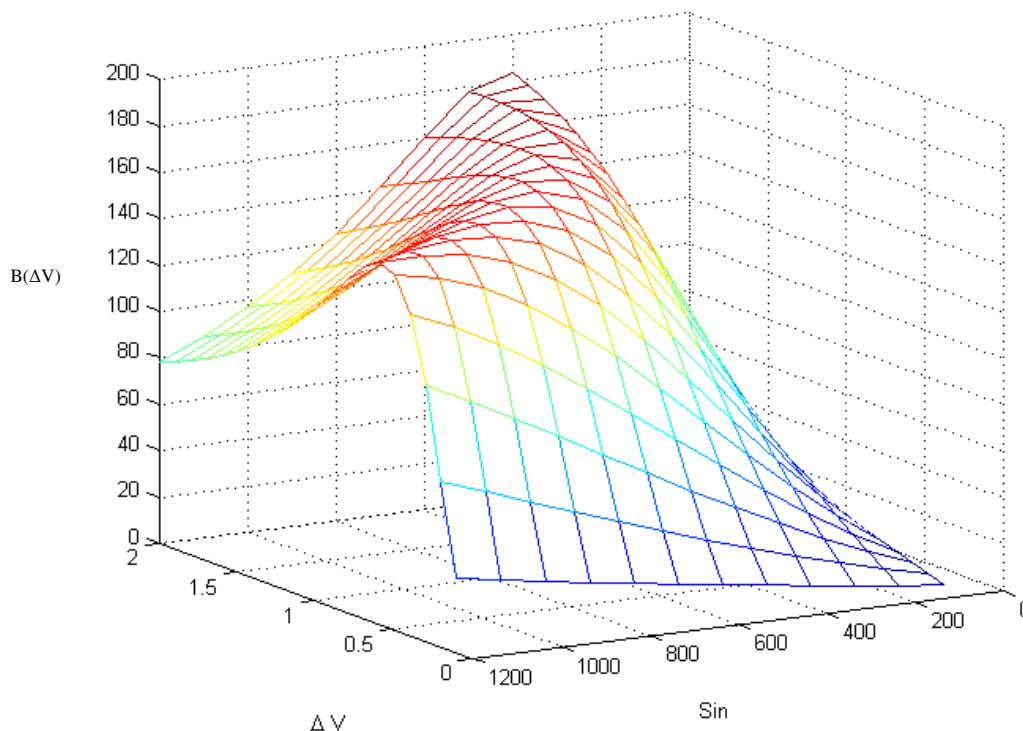


Figura 5. 6 Variación del criterio de optimización B, con respecto al volumen de intercambio , ΔV , y la concentración de sustrato en el influente S_{in} , cuando hay inhibición a altas concentraciones de sustrato (modelo de Haldane).

Un aspecto importante es que en la medida que el modelo sea lo suficientemente adecuado para describir lo que ha sido observado, no importa cuáles sean las unidades usadas para la concentración de sustrato: es decir, los valores de $S_{S,in}$ or S_S^* son irrelevantes siempre y cuando el criterio de optimización sea maximizado.

5.1.4 Estimación de parámetros

En la aplicación del modelo propuesto para la estrategia de control resulta que la sensibilidad de los parámetros es alta. Sin embargo, su estimación es exitosa si se sigue una metodología adecuada. En la figura 5.7 se esquematizan los pasos involucrados.

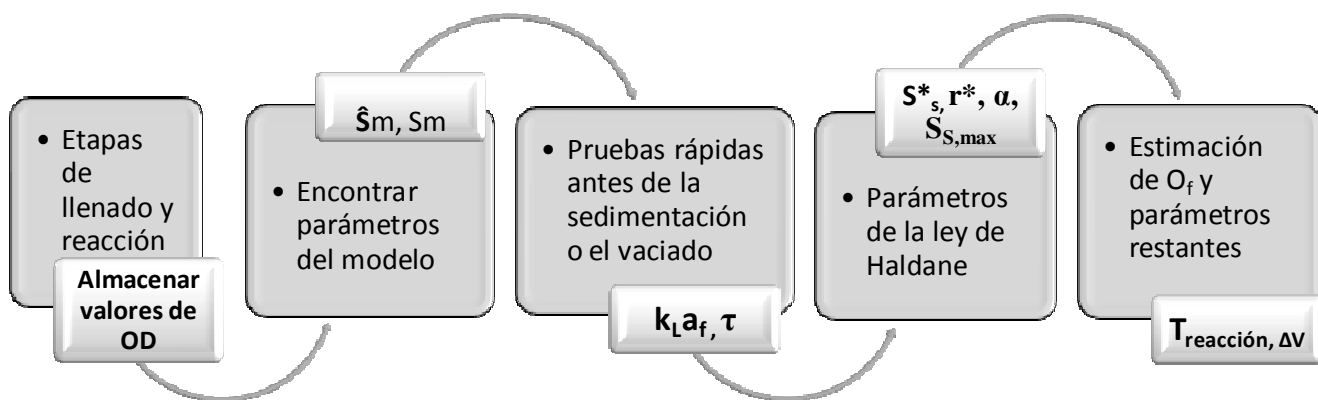


Figura 5.7 Metodología para la estimación de parámetros del modelo

La metodología en general incluye almacenar los valores de la señal de OD medidos en línea durante las fases de llenado y reacción. Con esta información se encuentran los parámetros del modelo, de tal manera que el error cuadrático entre la señal de OD medida en línea, S_m , y la estimada por el modelo, \hat{S}_m , se minimiza. Este sería el objetivo de la estimación de parámetros.

Antes de empezar la sedimentación o vaciado, se lleva a cabo una prueba rápida que consiste en fijar el flujo de aire cercano a cero durante un tiempo y después regresarlo a su valor nominal por otro periodo de tiempo. Con ello es posible estimar $k_L a_f$, que es el valor de $k_L a$ cuando $V_f = V_0 + \Delta V$, y la constante de tiempo del sensor, τ .

Con los datos de la etapa de reacción (en lote) es posible estimar los parámetros de la ley de Haldane, S_s^*, r, α al igual que la concentración de sustrato inmediata después del llenado, $S_{s,max}$ asumiendo una cierta eficiencia de degradación al final de esta fase. También, es posible estimar el valor de $O_f =$

$$O_f = O_{sat} - \frac{r_{end}}{k_L a_f} \quad \text{ya que se asume que } k_L a_f \text{ es constante.}$$

Con los datos de la etapa de reacción y considerando los parámetros ya obtenidos, se estiman los parámetros restantes, $r_{end}, O_{sat}, K_o, m_{kLa}$. Por último, se calcula el valor de $S_{s,in}$ a fin de alcanzar $S_{s,max}$ después del llenado.

Para la calibración del modelo y su validación fue necesario realizar simulaciones fuera de línea utilizando archivos de los históricos de la operación del reactor. El software empleado fue Matlab® (Ver. 7.5.0, 2007).

El procedimiento de simulación y análisis se llevó a cabo siguiendo tres pasos:

- a) En el primer paso se analiza el archivo histórico de la prueba realizada durante el tiempo muerto. Como resultado de este paso se obtienen los valores de los parámetros del modelo del sensor, es decir, la constante de tiempo, τ , el valor de $k_L a_f$, y el valor final del OD (O_f). La figura 5.8 ilustra cómo, para un ciclo representativo del MSBR, el modelo bien parametrizado es capaz de reproducir con buena precisión lo observado en el reactor. Vale la pena notar cómo, efectivamente, la dinámica del sensor es considerable.

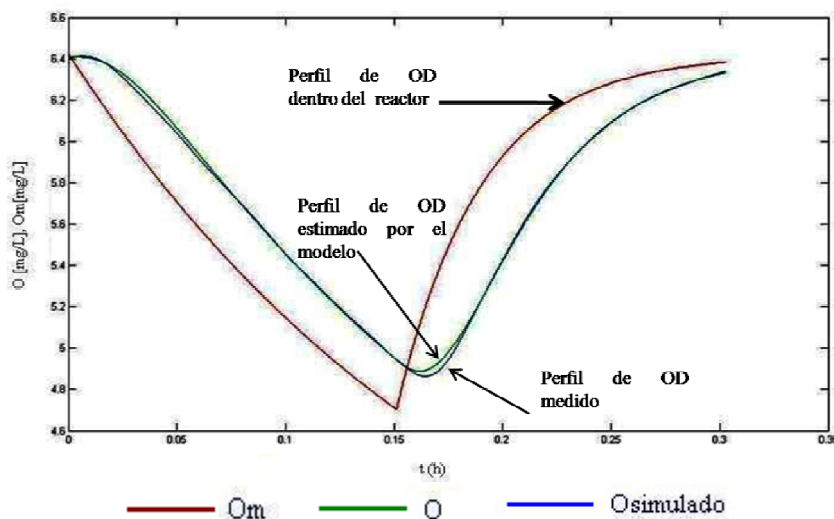


Figura 5. 8 Perfiles de OD dentro del reactor, medido y estimado por el modelo

- b) Con los valores anteriores, y como segundo paso, se encuentran los parámetros del modelo de degradación (curva de Haldane modificada). De este paso se obtiene una gráfica del perfil del OD y del sustrato respecto al tiempo. La figura 5.9 muestra, para un ciclo representativo, la correspondencia del modelo matemático bien parametrizado con los resultados experimentales, tanto para los perfiles de OD, como para la degradación del sustrato. Vale la pena resaltar que los resultados experimentales concuerdan bien con los estimados.

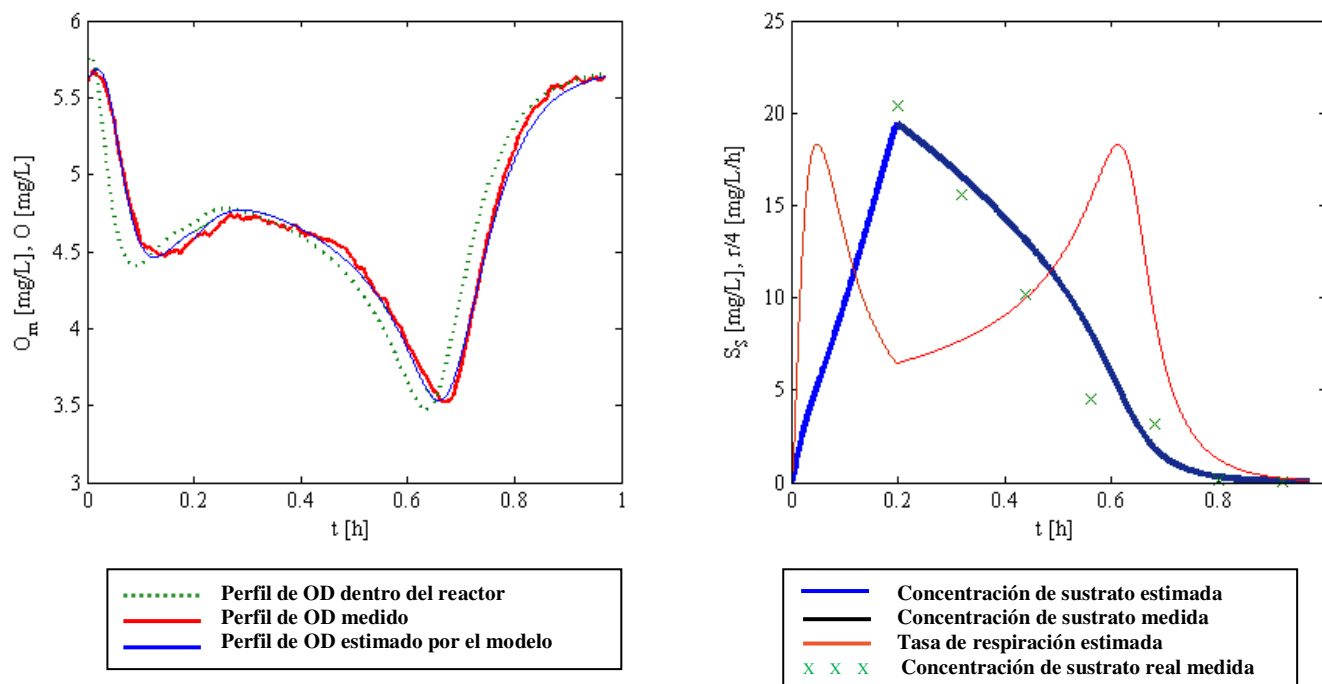


Figura 5.9 *Izquierda.* Curvas típicas del perfil de OD durante la degradación, se muestra el OD medido, el estimado por el modelo y el OD dentro del reactor. *Derecha:* Concentración de sustrato medida y estimada, y el perfil de la tasa de respiración.

Los parámetros que se obtienen son de este algoritmo de estimación son: la concentración de sustrato a la cual se obtiene la máxima tasa de degradación, S_S^* , la tasa máxima de degradación μ^* , el parámetro α de la curva de Haldane y la concentración de sustrato en el influente, $S_{S,in}$.

- c) Finalmente, se aplica la función de optimización para encontrar el volumen ΔV que se deberá intercambiar en el siguiente ciclo a fin de maximizar la función objetivo, B . Se obtienen también valores comparativos del criterio de optimización en condiciones de llenado al

volumen máximo contra el calculado por el modelo de la estrategia propuesta. La figura 5.10 muestra un ejemplo de las gráficas obtenidas en este paso para un ciclo representativo. En ella se aprecia cómo, cuando se lleva a un volumen óptimo, la etapa de reacción es más corta que cuando se llena al volumen máximo. Aunque el volumen de influente tratado es menor en el primer caso, y por consiguiente también la masa de sustrato tratada en ese ciclo, la tasa a la cual ésta es tratada es mayor. Se tendrían que hacer más ciclos, pero esto tomaría a fin de cuentas menos tiempo que si se llena al volumen máximo como en el segundo caso. La razón de este comportamiento es que bajo el primer esquema la tasa de biodegradación permanece cercana a su tasa óptima (máxima) durante la mayor parte de la reacción.

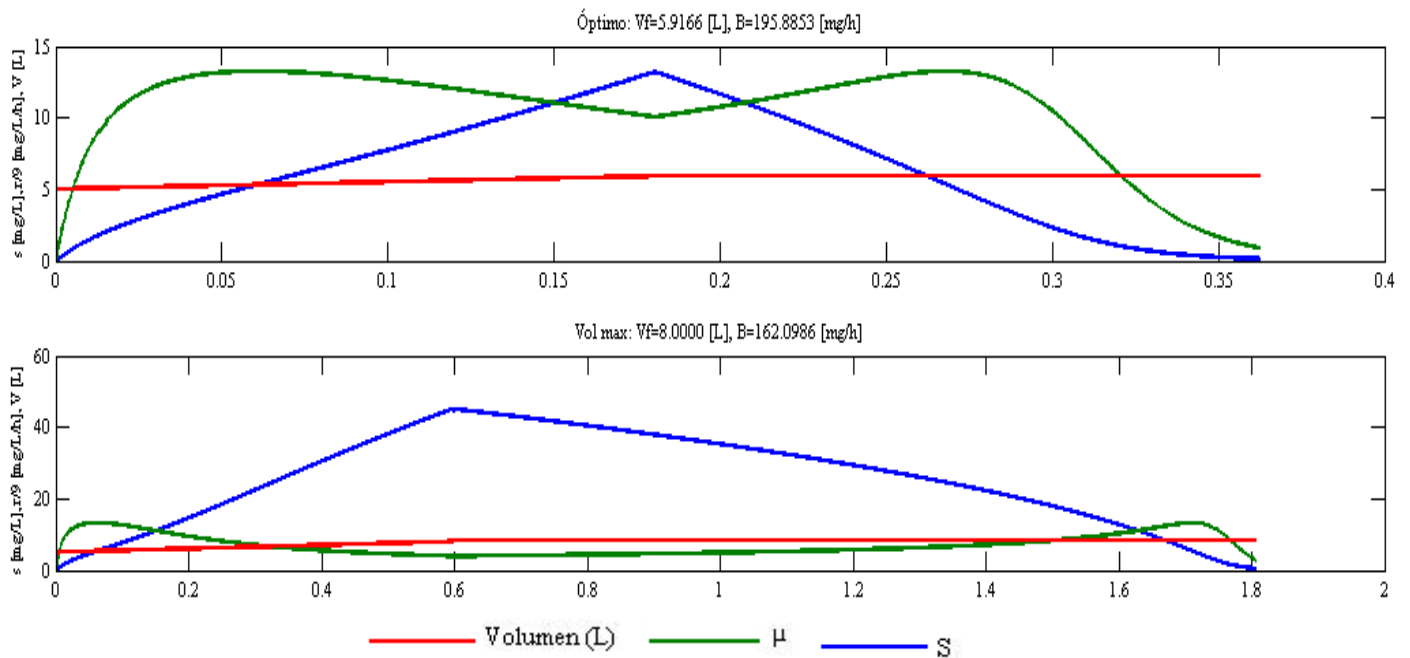


Figura 5. 10 Perfiles de OD durante la degradación y evolución de la concentración de sustrato, a $V_{m\acute{a}x}$, V^* y ΔV óptimo.

5.1.5 Resultados

Se analizó una muestra de 64 ciclos representativos del periodo de operación del reactor. Se diferenciaron 5 lotes de acuerdo a la concentración en el influente, variando ésta entre 250-150 mg/L 4CF. Los 5 lotes se refieren a preparaciones del influente (agua residual sintética) que eran almacenadas en un recipiente de 100 L. Se obtuvieron los valores de los parámetros del modelo matemático y se evaluó su convergencia.

Este análisis se realizó primero por simulación y posteriormente se aplicó el mismo análisis de la estrategia fuera de línea para evaluar la respuesta del sistema ante la nueva propuesta de operación. Los resultados obtenidos son los que se muestran en este apartado.

Se evaluó la respuesta del modelo con respecto a la estimación de los parámetros ΔV y S_{in} , analizando su relación y correspondencia. (Ver figura 5.11).

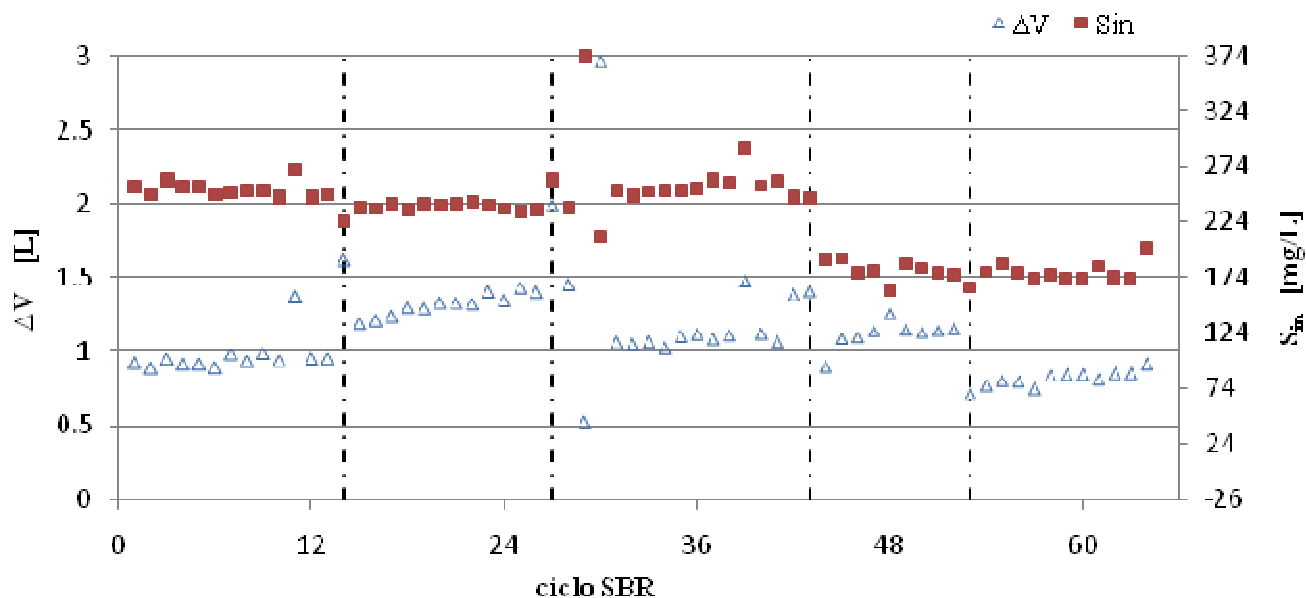


Figura 5. 11 Volumen de intercambio ΔV definido por la estrategia y estimación de S_{in} para cada ciclo SBR analizado. Las líneas punteadas indican un cambio físico en el lote de agua residual sintética de alimentación al reactor.

Del análisis de los datos se comprobó que la estrategia fue capaz de diferenciar la variación en la concentración de sustrato en el influente con un error aceptable, además fijar el valor de ΔV acorde al valor calculado para S_{in} .

Se realizó un análisis de varianza para los parámetros ΔV y S_{in} considerando los 5 lotes (tratamientos) y sus repeticiones (ciclos). La hipótesis nula fue que no existía diferencia significativa entre grupos. El resultado del ANOVA para S_{in} fue $P=4.753E^{-39}$, con lo cual la hipótesis se rechaza y se confirma que existe variación en el cálculo de los parámetros y por ella la capacidad de la estrategia para identificar que efectivamente ocurre un cambio en la concentración de sustrato en el influente.

Para el parámetro ΔV , se realizó el mismo análisis y se obtuvo un valor $P=2.58E^{-20}$, confirmando también la adaptabilidad del modelo a las variaciones en las concentraciones de sustrato en el influente.

Haciendo un resumen general, se obtuvo que para una concentración conocida de S_{in} de 250mg/L la estrategia es capaz de predecir este valor en un rango de 252.20 ± 4.61 , 238.13 ± 2.28 y 253.53 ± 5.28 , como concentraciones calculadas para las preparaciones de alimentación por lote alternadas. Mientras que para un S_{in} conocido de 150mg/L la estrategia estima 180.67 ± 8.75 y 177.86 ± 9.06 (ver tabla 5.1).

Se observó que cuando ocurría un cambio en la concentración del influente, al cambiar de un lote a otro, el modelo respondía con un valor fuera de rango, pero era capaz de corregir de manera adaptativa ciclo a ciclo. Esto se observa gráficamente en la figura 5.11, como un valor fuera de rango (*outlier*) antes de que el modelo converja en un valor estable.

Tabla 5.1 Comparación de los valores de los parámetros obtenidos del modelo mediante simulación

PARÁMETRO	LOTE				
	I	II	III	IV	V
α (alfa)	0.43 ± 0.04	0.39 ± 0.05	0.55 ± 0.12	0.83 ± 0.27	0.80 ± 0.11
r^* [mg/L/h]	167.60 ± 5.45	183.05 ± 4.00	191.87 ± 7.37	123.80 ± 4.96	84.64 ± 5.93
S_{in} [mg/L]	252.20 ± 4.61	238.13 ± 2.28	253.53 ± 5.28	180.67 ± 8.75	177.86 ± 9.06
S^*	7.03 ± 0.51	6.84 ± 0.24	6.88 ± 0.25	6.31 ± 0.63	5.95 ± 0.44
ΔV [L]	0.94 ± 0.03	1.33 ± 0.08	1.14 ± 0.12	1.12 ± 0.1	0.82 ± 0.05

En la tabla 5.1, se pueden observar los valores y variaciones encontradas para cada uno de los parámetros de importancia calculados por el modelo. Estos fueron evaluados por lotes separados, calculando la media y desviación estándar. Con estos resultados se puede observar la convergencia del modelo para cada parámetro con una desviación aceptable. Vale la pena notar que la tasa máxima de respiración r^* cambia entre lote y lote. De acuerdo al análisis de varianza realizado a los datos se concluyó que el parámetro r^* es significativamente diferente entre lotes, con $P=6.331E^{-46}$. Este cambio en el valor de r^* , no se esperaba que sucediera, sin embargo, existen variaciones en su valor debido a razones biológicas del propio consorcio microbiano responsable de la degradación. Sin embargo, un parámetro que no varía significativamente es la concentración S^* ; esto es justamente lo que se esperaba del modelo.

El análisis de resultados también permitió la obtención de valores de comparación de los estimados por el modelo contra lo que se hubiera obtenido de ser operado al volumen máximo (como en VTC); en términos de la función de optimización. En la figura 5.12 se observa un comparativo de la función de optimización B en relación con los valores obtenidos para $B_{\text{máx}}$ (correspondiente a $V_{\text{máx}}$). Se observa que, al maximizar la función de optimización del modelo de la estrategia propuesta se logran superar los rendimientos obtenidos en relación con la estrategia de control de comparación (llenando a $V_{\text{máx}}$).

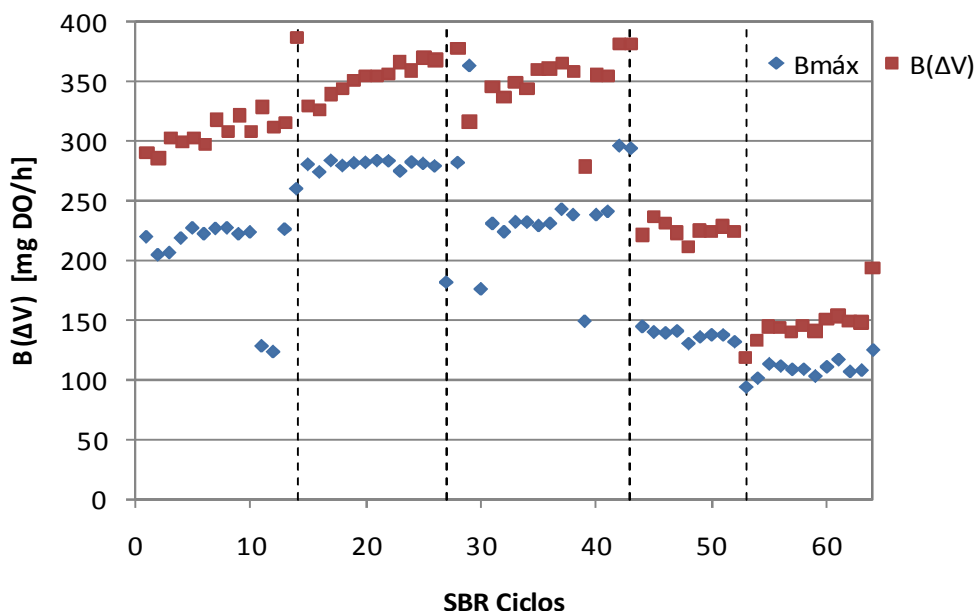


Figura 5. 12 Comparación de los valores del criterio de optimización B y $B_{\text{máx}}$.

La ventaja obtenida con la estrategia propuesta respecto de la otra condición se puede expresar en porcentaje, definiendo

$$\%B_{\text{máx}} = \frac{B(\Delta V) - B(\Delta V_{\text{máx}})}{B(\Delta V_{\text{máx}})} \tag{Ecuación (5.13)}$$

Resulta entonces que la mejora está en un rango de 26% a 63% en términos de optimización. Los resultados completos del análisis se muestran en la tabla 5.2. Un análisis de varianza muestra que para cada lote existe diferencia significativa entre los datos con una confianza superior al 99% de que $B > B_{\text{máx}}$. ($P = 3.68E^{-36}$).

Tabla 5. 2 Comparativo de los porcentajes de mejora del tratamiento másico del contaminante por unidad de tiempo de la nueva estrategia respecto a llenando al volumen máximo de intercambio.

PARÁMETRO	PREPARACIÓN DEL INFLUENTE				
	I	II	III	IV	V
B(estrategia) [mg/h]	305.32 ± 11.01	353.97 ± 15.46	358.04 ± 13.54	225.47 ± 6.96	147.16 ± 17.46
B(máx) [mg/h]	204.83 ± 37.15	275.08 ± 15.32	239 ± 47.5	176.11 ± 62.11	109.98 ± 7.79
% Bsuperado	37.97% ± 4.57	26.06% ± 5.42	47.20% ± 8.83	63% ± 5.26	33.51% ± 7.76

El análisis de los resultados obtenidos de la operación del reactor piloto muestran la aplicabilidad de la estrategia, optimizando la tasa a la cual se trata la cantidad de sustrato contenida en el influente por unidad de tiempo, mediante la pre-programación del volumen de intercambio y la duración de la fase de reacción.

5.2 Modelo matemático para la predicción de la colmatación de la membrana

La segunda parte que integra este trabajo de investigación contempla la propuesta de un modelo matemático capaz de predecir la colmatación de la membrana. Como ya se mencionó, éste es apenas el primer paso para establecer una estrategia de control según el paradigma descrito en la sección 5.1.2, en el que a partir de la calibración de éste con datos experimentales y una optimización será posible establecer el régimen de operación para el siguiente ciclo de filtrado. El modelo describe la evolución del ensuciamiento de la membrana a lo largo del periodo de filtración observada durante de la operación del reactor.

Para tal efecto, se construyó, como primera idea, un modelo mecanístico con algunas componentes empíricas. Se analizó y evaluó su respuesta. Se concluyó que un modelo más sencillo, de tipo empírico, es adecuado para representar el fenómeno observado.

Ambos modelos basan su fundamento en el modelo general de resistencias en serie. Su descripción y resultados se presentan en los siguientes apartados.

5.2.1 Modelo mecánico propuesto

Consideraciones generales

El modelo que será usado para explicar el comportamiento que describe la colmatación de la membrana dentro del reactor se apoya en modelos teóricos establecidos. Es un modelo mecánico pero con una componente empírica fuerte. Se proponen modelar por separado los fenómenos que tienen lugar durante el periodo de filtración y por otro, el comportamiento durante los periodos de retrolavados y relajación de la membrana.

Producto de la revisión de la literatura, avances al momento y experimentación, se ha establecido que el análisis de los valores de las resistencias permite evaluar la tendencia a la colmatación. (Li y Wang, 2005; Ng, Aileen y Kim Albert, 2006; Wu et al., 2008; Broeckmann et al., 2005; Khan S.J et al., 2009; Blankert et al., 2006).

La base inicial es la Ley de Darcy, que describe el flux del agua a través de la membrana:

$$J = \frac{P}{\eta R} \quad P = \eta J R \quad \text{Ecuación (5.14)}$$

En la ecuación anterior, R representa la resistencia total hidráulica, P la presión transmembrana, J el flux permeado y η la viscosidad dinámica del agua filtrada.

En este trabajo se ha considerado un factor de corrección para la viscosidad del fluido, debido a que es afectado por factores como la temperatura: a mayor temperatura la viscosidad será menor y mayor la difusión, con lo cual se incrementará también el flux. Otro aspecto importante a considerar es que el líquido que se filtra es en realidad licor mezclado de sólidos suspendidos (agua residual mas lodos).

Corrección por efecto de la temperatura y viscosidad

De una revisión de la literatura en trabajos recientes se estableció una ecuación de corrección de acuerdo a Zarragoitia (2009); Schwarzenbach, (2003), Ohle, (1999) y Kraut, (1993).

$$\mu_w = 0.001 \left(1.71 e^{-0.026 T_s} \right) \quad \text{Ecuación (5.15)}$$

$$\mu_{MLSS} = \mu_w \left[1.05 e^{0.08 X_{SST}} \right] \quad \text{Ecuación (5.16)}$$

T_s es la temperatura en °C, X_{SST} es la concentración de sólidos suspendidos totales dada en g/L, μ_w y μ_{MLSS} representan la viscosidad del agua y del licor mezclado, respectivamente, cuyo valor es del orden de 1.0×10^{-3} Pa*s.

Durante el periodo de filtración, el licor mezclado del reactor, que contiene los sólidos suspendidos, es separado del agua tratada al pasar a través de la membrana. Esto provoca que sobre la superficie de la membrana se forme una capa (adherida) que además no está distribuida uniformemente sobre toda la superficie.

Esta capa de lodos que se forma por encima de la superficie de la membrana tiene en realidad dos componentes: por un lado una capa estática, llamada aquí *capa compacta*, que está firmemente adherida a la superficie de la membrana y no puede ser removida por aeración; y por otro lado una capa delgada de lodo que se encuentra en la parte más exterior de esta capa y que es susceptible de ser removida por acción de las fuerzas cortantes ocasionadas por la turbulencia que genera la aeración, llamada aquí *capa esponjosa*. En una membrana limpia primero se forma la capa esponjosa, y ésta con las fuerzas de cohesión y de adherencia ocasionadas por el filtrado, se va transformando en capa compacta. (Ver figura 5.13)

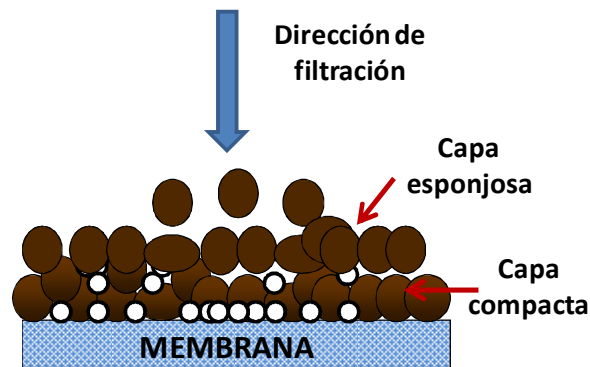


Figura 5.13 Esquema de las capas formadas sobre la superficie de la membrana durante la filtración

De acuerdo a lo anterior, se establece un modelo simple que describe el fenómeno de la colmatación de la membrana, mediante la resistencia hidráulica total expresada como un modelo de resistencias en serie.

$$R_T = R_m + R_s + R_c \quad \text{Ecuación (5.17)}$$

En este modelo R_m representa la resistencia intrínseca inicial de la membrana (es constante) mas la resistencia ocasionada por el bloqueo de los poros de la membrana (partículas que logran penetrar los poros de lo membrana y ocasionan una colmatación irreversible), R_s representa la resistencia debida a la formación de una capa débilmente ligada a la superficie más exterior de la capa compactada, y que es susceptible de ser removida mediante la acción de fuerzas cortantes debidas al mezclado o aeración, tanto durante la filtración como en la relajación y retrolavado, y R_c es la resistencia debida a la formación de la torta compactada adherida a la superficie de la membrana, y solamente puede ser removida durante el retrolavado.

Formación de la torta durante la etapa de filtración

La formación de la torta durante la filtración está influenciada, por una parte, por la fuerza de succión que es aplicada para vaciar el efluente a través de la membrana. Esto provoca una continua deposición de la biomasa; además, las partículas de lodo que son retenidas se adhieren a la superficie de la membrana.

Durante la filtración existen también fuerzas cortantes debidas a la aeración y turbulencia. Estas fuerzas provocan el desprendimiento parcial de la torta formada. Eventualmente, parte de las partículas que forman la capa esponjosa (desprendible por aeración) formarán parte de la capa compacta, en la medida que actúen la fuerza de succión (causada por la filtración misma) y la acumulación de la capa esponjosa.

Durante la etapa de filtración se forman las capas compacta y esponjosa debido a diferentes factores: por un lado la fuerza inducida por la presión transmembrana, que provoca que las partículas de lodo se adhieran a la superficie de la membrana; por otro lado, las fuerzas de atracción provocan que las partículas se mantengan unidas entre sí y a la superficie de la membrana.

Capa compacta

La masa de capa compacta crecerá hasta un valor máximo, representado por M_c^* , ya que más allá de este valor las fuerzas de cohesión son tan débiles que en realidad se trata de masa de capa esponjosa. La tasa a la cual crece esta torta dependerá del valor del flux permeado (un valor de flux alto favorece la tasa de compactación) y de la masa que conforma la capa esponjosa (que es susceptible de convertirse en capa compactada). Este planteamiento se representa en la siguiente ecuación, donde la tasa de crecimiento depende del flux permeado y la masa de capa esponjosa, ya que ella es la que se transforma en capa compacta:

$$\frac{dM_c}{dt} = K_c J \left(\frac{M_s}{K_{M_s} + M_s} \right) (M_c^* - M_c)$$

Ecuación (5.18)

Capa esponjosa

La capa esponjosa se forma influenciada por efecto del flux, y se desprende atendiendo a la intensidad del esfuerzo cortante. La dinámica de formación de la capa esponjosa sigue un balance de masas que depende de la conversión de masa esponjosa a compacta. Para la modelación de esta dinámica se realizó una adaptación del modelo propuesto por Li y Wang (2005) que permite representar estos tres conceptos en la siguiente ecuación:

$$\frac{dM_s}{dt} = \left(\frac{J}{J + K_s G} \right) J X - \left(\frac{\beta(1-\alpha)GM_s}{\gamma J t + M_s} \right) M_s - K_c J \left(\frac{M_s}{KM_s + M_s} \right) (M_c^* - M_c)$$

Ecuación (5.19)

En la ecuación, el primer término representa la tasa de adhesión, modelado como una reacción de orden cero, donde JX es el flux másico, donde X es la concentración de biomasa en el reactor; el término entre paréntesis representa matemáticamente la probabilidad de que una partícula se deposite en la membrana. El segundo término depende de M_s (masa de la capa esponjosa), y tiene un máximo en $\beta(1-\alpha)G$ dependiendo del esfuerzo cortante (G). El último término modela, con un balance de masas, la conversión de capa esponjosa a compacta.

Ecuaciones finales para el modelo con base en las resistencias

a) Ecuaciones que modelan las resistencias de la membrana debida a la formación de las capas compacta y esponjosa

Si se supone que las resistencias son proporcionales a la masa del lodo que las compone, se pueden considerar resistencias específicas para cada capa. Se pueden relacionar entonces con las ecuaciones planteadas anteriormente y así se encuentran las siguientes ecuaciones en términos de resistencias:

$$\frac{dR_s}{dt} = q_s - \left(\frac{\mu_s R_s}{K_s + R_s} \right) R_s - Y_{sc} \left(\frac{\mu_c R_s}{K_c + R_s} \right) (R_c^* - R_c)$$

Ecuación (5.20)

$$\frac{dR_c}{dt} = \left(\frac{\mu_c R_s}{K_c + R_s} \right) (R_c^* - R_c)$$

Ecuación (5.21)

Dentro de las ecuaciones anteriores, existen 7 parámetros que se deben determinar y que además están relacionados con parámetros de operación. A continuación se describen brevemente:

- q_s representa la tasa de formación de torta esponjosa (es inversamente proporcional al esfuerzo cortante y directamente proporcional al flux). Esta dado por la expresión: $\left(\frac{J}{J + K_s G} \right) J X r_s$, sus unidades son $[UT^{-1}]$, donde U son unidades de resistencia y T unidades de tiempo.

- μ_s es la tasa específica máxima de desprendimiento de resistencia esponjosa por aeración. (proporcional al esfuerzo cortante): $\beta(1 - \alpha)G$, unidades $[T^{-1}]$.
- K_s es el valor de la resistencia esponjosa, R_s , en el cual la tasa máxima de desprendimiento se reduce a la mitad: $\gamma J r_s$, $[T^{-1}]$
- μ_c es la tasa específica máxima de conversión de masa esponjosa a compacta; $\mu_c = K_c J$, $[T^{-1}]$.
- K_c es el valor de la resistencia esponjosa, R_s , en el cual la tasa de conversión de masa esponjosa a compacta se reduce a la mitad. $K_c = K M_s r_s$, $[U]$.
- Y_{sc} es el coeficiente de conversión de torta esponjosa a compacta; $Y_{sc} = \frac{r_s}{r_c}$, $[]$.
- R_c^* es el valor máximo de resistencia compacta; $R_c^* = r_c M_c^*$.

b) Ecuación que modela la resistencia de la membrana debida al taponamiento de poros

Haciendo varias consideraciones y simplificaciones se trata de expresar el taponamiento de poros de la membrana. Se han tomado en cuenta factores como la porosidad de la membrana, que relaciona el espacio libre o volumen intersticial con el total de la membrana.

Al final se encontró una expresión que puede relacionar directamente la resistencia de la membrana debida al taponamiento por poros. El único inconveniente de esta expresión es que requiere algunos parámetros más que deben ser encontrados.

$$\frac{dR_m}{dt} = \frac{\mu_m \exp(-\beta_p R_c) R_m R_m^*}{R_m R_m^* + \alpha_p (R_m - R_m^*)^2} \quad \text{Ecuación (5.22)}$$

Este modelo expresa que si no hay capa compacta, entonces la resistencia total de la membrana crece exponencialmente con una tasa específica, pero conforme la capa compacta crece, ésta tasa disminuye. Es decir, la masa de capa compacta funciona como una protección a la superficie de la membrana en cuanto a que disminuye la probabilidad de que una partícula pequeña llegue a bloquear un poro de la misma.

Los parámetros que requiere este modelo son:

- μ_m es la tasa máxima de crecimiento de la resistencia de la membrana
- β_p es un parámetro para modelar la cantidad de partículas pequeñas que logran atravesar la torta compacta y depositarse en la membrana
- R_m^* es el valor de la resistencia de la membrana por taponamiento de poros al cual su tasa de crecimiento es máxima.
- α_p es un parámetro para determinar la curvatura de la curva empleada en el modelo (notar que es en realidad un modelo de tipo Haldane)

c) Ecuaciones que modelan las resistencias de la membrana durante el periodo de relajación

Durante la relajación de la membrana (no hay filtrado, pero sí hay aeración) la única capa susceptible de ser parcial o totalmente removida es la capa esponjosa, no así la compacta, la cual, si bien no es removida si se beneficia al no haber tasa de conversión esponjosa-compacta.

Siguiendo la idea propuesta por Li y Wang (2005), se establecen las siguientes ecuaciones para el periodo de relajación, considerando que la capa compacta y el taponamiento por poros no presentan cambios durante este periodo:

$$\frac{dR_s}{dt} = -\frac{\mu_c R_s^2}{0.1K_s + R_s} \quad \text{Ecuación (5.23)}$$

$$\frac{dR_c}{dt} = 0 \quad \text{Ecuación (5.24)}$$

$$\frac{dR_p}{dt} = 0 \quad \text{Ecuación (5.25)}$$

d) Ecuaciones que modelan las resistencias de la membrana durante el periodo de retrolavado

Durante el retrolavado: se remueve la capa compacta que se encuentra adherida a la membrana, y también se remueve la capa esponjosa. Para modelar este periodo de retrolavado se proponen modelos de primer orden:

$$\frac{dR_s}{dt} = -k_b R_s \quad \text{Ecuación (5.26)}$$

$$\frac{dR_c}{dt} = -k_b R_c \quad \text{Ecuación (5.27)}$$

$$\frac{dR_p}{dt} = 0 \quad \text{Ecuación (5.28)}$$

De esta manera, el modelo matemático final empleado para la etapa de filtración está conformado por el grupo de nueve ecuaciones diferenciales representadas por 5.20 a 5.28.

Las primeras tres ecuaciones (5.20, 5.21 y 5.22) describen el mecanismo de colmatación que tiene lugar durante el periodo de filtración a través de ecuaciones diferenciales para cada uno de los componentes de la resistencia total, (R_s , R_c , R_p). De igual manera, el siguiente grupo de 3 ecuaciones (5.23 a 5.25) describen el cambio en las resistencias durante el periodo de relajación, y las últimas (5.26 a 5.28) el periodo de retrolavado.

Estas ecuaciones se contemplaron en la construcción de un programa en software especializado para realizar las simulaciones, esto se describe en el apartado 5.2.2.

Un condensado del significado y valores de los parámetros requeridos por el modelo y que fueron empleados en las simulaciones de este trabajo se presenta en la tabla 5.3. En los apartados 5.2.3 y 5.2.4 se detallan los valores y comportamiento encontrado para los parámetros de mayor sensibilidad del modelo.

Tabla 5. 3 Condensado del significado y valores de los parámetros usados en el modelo y las simulaciones

Símbolo	Significado	Unidades	Valor	
			Reactor piloto 7L	MBR 30L
R _m	Resistencia intrínseca de la membrana	[U]	5.385E+11m ⁻¹	1.364+12m ⁻¹
q _s	tasa de formación de torta esponjosa	[UT ⁻¹]	Análisis en la sección 5.2.3, tabla 5.5	Análisis en la sección 5.2.4, tablas 5.7 a 5.9
μ _s	tasa específica máxima de desprendimiento de R _s por aeración	[T ⁻¹]	Análisis en la sección 5.2.3, tabla 5.5	5.1
K _s	valor de R _s en el cual μ _s se reduce a la mitad	[T ⁻¹]	0.89	0.89
μ _c	tasa específica máxima de conversión de masa esponjosa a compacta	[T ⁻¹]	0.8	0.8
K _c	valor de R _s , en el cual μ _c se reduce a la mitad.	[U]	0, para flujos por debajo de 30 L/m ² /h 1, para flujos por encima del valor anterior	0
Y _{sc}	coeficiente de conversión de torta esponjosa a compacta	[]	0, para flujos por debajo de 30 L/m ² /h 1, para flujos por encima del valor anterior	0
R* _c	valor máximo de resistencia compacta		0, para flujos por debajo de 30 L/m ² /h 0.45, para flujos por encima del valor anterior	0.45
μ _m	tasa máxima de crecimiento de la resistencia de la membrana	[UT ⁻¹]	0.02	Análisis en la sección 5.2.4, tablas 5.7 a 5.9
β _p	Modela la cantidad de partículas pequeñas que logran depositarse en la membrana		0.1	0.1
R* _m	valor de R _m por taponamiento de poros al cual su tasa de crecimiento es máxima.	[U]	2	2
α _p	parámetro para determinar la curvatura empleada en el modelo		2	2
μ _w	Viscosidad del agua	[Pa*s]		
μ _{MLSS}	Viscosidad de la suspensión de lodo activado	[Pa*s]		

Nota: U representa unidades de resistencia y T unidades de tiempo

5.2.2 Simulador del modelo

Para llevar a cabo la validación del modelo propuesto, se construyó un programa para realizar simulaciones en Matlab® (Ver. 7.5.0, 2007). Con base en las ecuaciones propuestas se construyó un modulo en Simulink para realizar el análisis.

La metodología para el uso del simulador, incluye los pasos siguientes: a) obtener los datos del archivo muestra, b) calcular automáticamente el valor real experimental de la resistencia hidráulica total a partir de los datos de flux y PTM, c) asignar valores a los parámetros del modelo, d) realizar la simulación del programa, e) analizar las gráficas y valores obtenidos, f) replantear los valores de los parámetros de ser necesario.

El resultado de la simulación es una gráfica, donde se muestra qué tan bien ajustaron los valores asignados a los parámetros del modelo. Además se obtienen las matrices con los valores calculados para la resistencia hidráulica total, y sus componentes a partir del modelo matemático ingresado en la simulación. Una muestra de lo que se obtiene se muestra en la figura 5.14

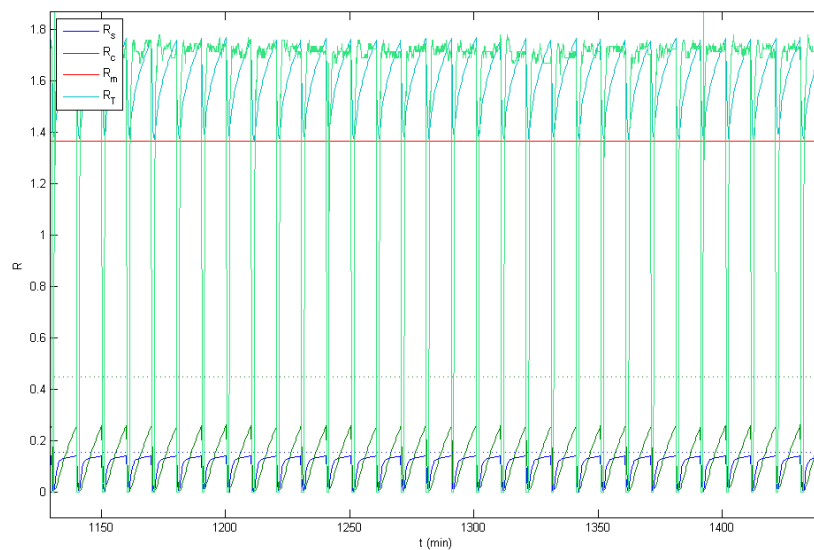


Figura 5.14 Gráfica final del ajuste obtenido mediante la simulación

5.2.3 Estimación de parámetros del modelo: reactor piloto 7L

Los datos registrados de la operación del reactor piloto con membranas sumergidas montado en el laboratorio se analizaron para estimar los valores de los parámetros del modelo propuesto. Se empleó el simulador descrito en el apartado anterior y se analizaron los resultados obtenidos de las simulaciones, con lo que se estableció una discusión final encaminada a calificar la utilidad del modelo encontrado.

Para realizar las simulaciones se establecieron parámetros fijos, a fin de evaluar la respuesta del modelo únicamente con los parámetros con mayor sensibilidad e influencia en la respuesta del modelo, así como su adaptación a lo observado durante la fase de experimentación.

De acuerdo al significado físico del modelo se determinó que el parámetro con mayor sensibilidad era q_s . Por lo tanto, los parámetros restantes se mantuvieron en un valor constante o con variaciones ligeras.

Para la determinación del valor de la resistencia intrínseca de la membrana se realizaron pruebas de filtración con agua y membrana limpia, después del lavado químico. A partir de los valores obtenidos de flux y PTM se calcularon los valores de resistencia intrínseca; estos datos se presentan en la tabla 5.4. El valor de R_m , quedó definido como el promedio de los valores encontrados: $5.385E+11 m^{-1}$.

Tabla 5. 4 Valores de R_m obtenidos de la prueba de filtración con agua y membrana limpia

Flux [$Lm^{-2}h^{-1}$]	PTM [Pa]	R_m [m^{-1}]
94.7	12430	4.718E+11
55.42	8000	5.188E+11
34.81	5290	5.462E+11
20.87	3580	6.17E+11

Se ejecutaron las simulaciones para cada experimento realizado (variando el valor del flux de operación), y en todos los casos se observó la misma tendencia en la evolución del perfil descrito por la resistencia hidráulica total a través del tiempo. En la figura 5.15 se observa la representación gráfica de los valores de PTM, flux y resistencia hidráulica total medidas para un ciclo representativo.

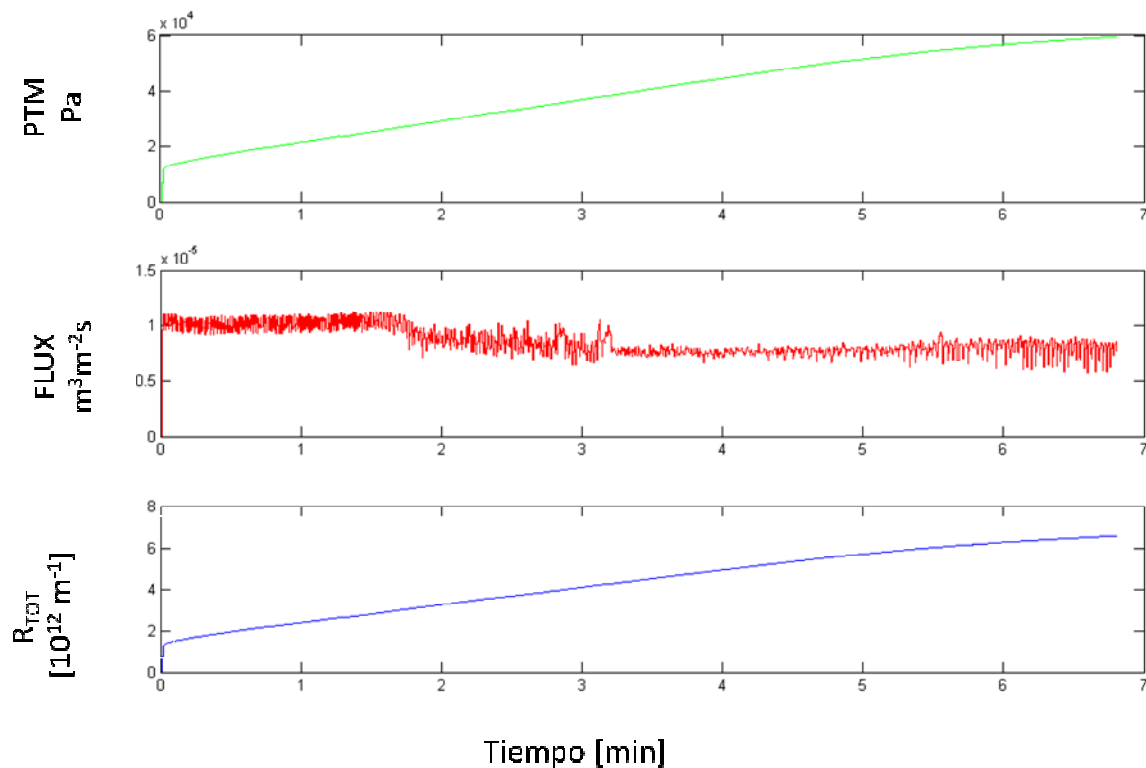


Figura 5.15 Representación de los datos obtenidos para PTM, flux y Rtot.

Como puede observarse, en el caso de este reactor piloto los valores de resistencia siguen un comportamiento prácticamente exponencial. El valor de resistencia crece hasta que el valor registrado es limitado por la PTM máxima permitida para la operación del biorreactor. Debido a esta restricción, en estas condiciones de operación y para este reactor piloto, no es posible observar el valor en el cual la resistencia hidráulica total de la membrana se estabiliza.

Las curvas obtenidas de las simulaciones realizadas (figura 5.16) muestran que aún cuando el modelo parece predecir la evolución del perfil de colmatación, no puede asegurarse que el modelo sea capaz de prever las condiciones reales en su totalidad. Lo anterior puede confirmarse si se analiza la tabla

resumen de los parámetros del modelo encontrados para diferentes condiciones (tabla 5.5). Un análisis a fondo se detalla en el apartado 5.3.

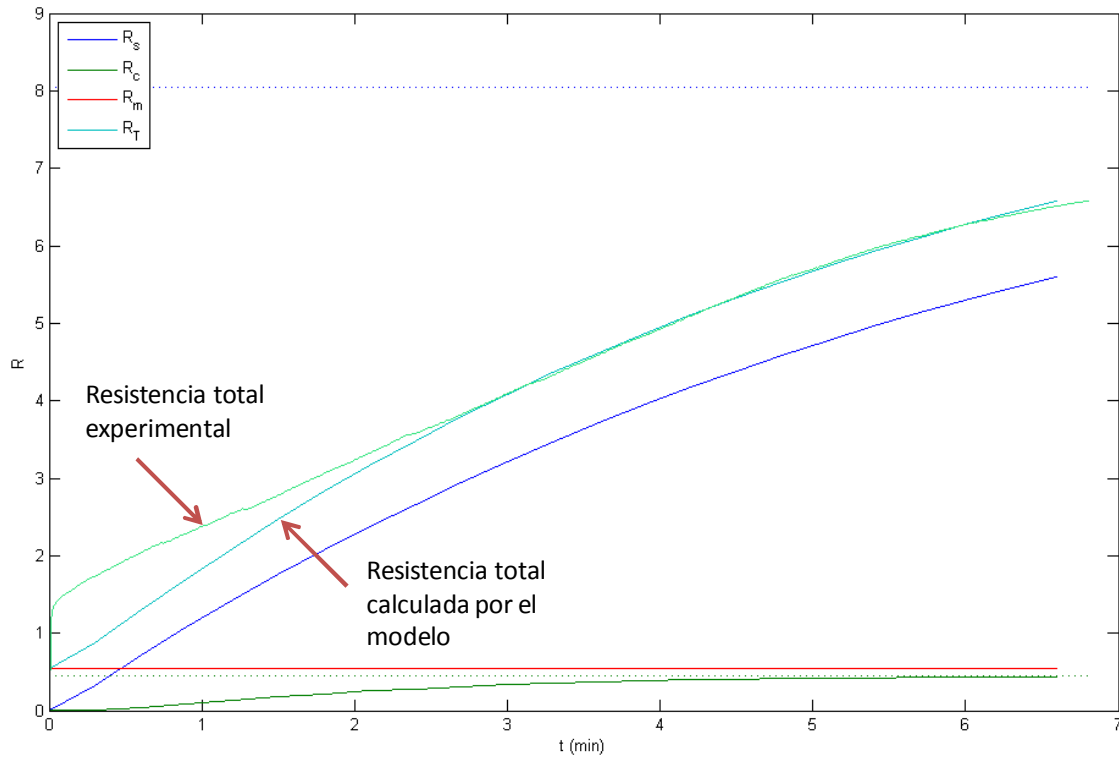


Figura 5. 16 Curvas obtenidas de las simulaciones comparadas con los datos experimentales reales

Tabla 5. 5 Valores encontrados de los parámetros del modelo bajo las diferentes condiciones de experimentación

FLUX	PARAMETROS DEL MODELO		
	R_m	q_s	μ_s
21.86		0.53	0.53
25.79		0.37	0.18
30.91	0.538	1.45	0.2
34.63		2.6	0.12
48.93		6.2	0.09

5.2.4 Estimación de parámetros del modelo: reactor SMBR 30L

Con la finalidad de probar y corroborar la respuesta del modelo propuesto, se analizaron los datos de la operación de un reactor SMBR de 30L. Este reactor operaba con un módulo sumergido de membranas de fibra hueca de la marca Zenon. La conformación del reactor es la que se muestra en la figura 5.17. El reactor operaba con ciclos continuos, filtrando el permeado continuamente pero con un retrolavado de 60s entre ciclo y ciclo.

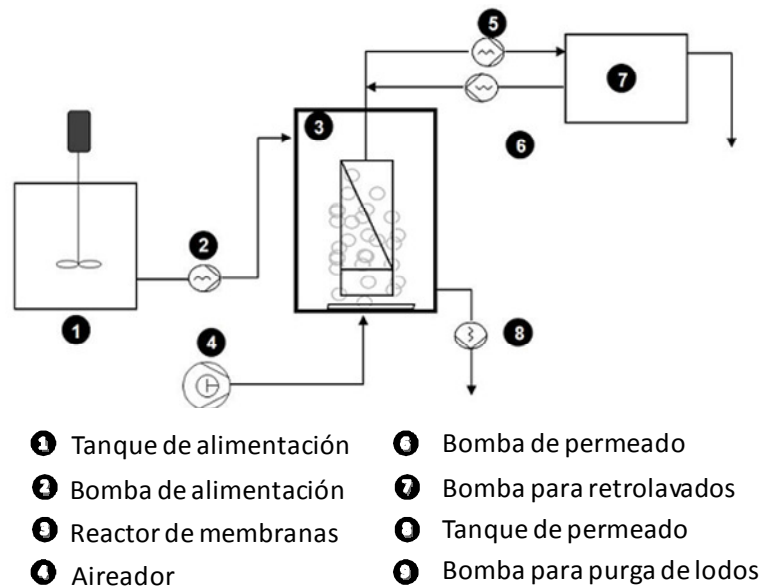


Figura 5. 17 Esquema del reactor SMBR piloto de 30L

El espectro de datos analizados comprende una muestra de 35 días de operación, equivalente a 5 600 ciclos. Estos datos corresponden a un periodo de operación con diferentes condiciones de experimentación. Se probó el efecto de la adición de albúmina al agua con lodos para incrementar la viscosidad del licor mezclado, así el aumento y disminución del flux sobre el perfil de las resistencias hidráulicas totales. La condición de flux bajo y constante con el que inició la experimentación correspondió a un valor de $20.52 \text{ L/m}^2/\text{h} \pm 0.49$. Esta condición se cambió después de analizar 16 días de operación y dar seguimiento a las variables del sistema, para observar la respuesta ante un aumento en el flux a un valor de $27.12 \pm 0.41 \text{ L/m}^2/\text{h}$. En ambos casos el licor mezclado dentro del reactor contenía albúmina.

La determinación del valor de la resistencia intrínseca de la membrana se realizó de la misma manera, con pruebas de filtración con agua y membrana limpia, después del lavado químico. A partir de los valores obtenidos de flux y PTM se calcularon los valores de resistencia intrínseca. El valor de R_m quedó definido como el promedio de los valores encontrados: $1.364 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$. La tabla 5.6 muestra los resultados de resistencia de membrana medidos.

Tabla 5. 6 Valores de R_m obtenidos de la prueba de filtración con agua y membrana limpia

Flux [LMH]	PTM [mbar]	R_m [m^{-1}]
13.71	60.57	1.447E+12
34.10	169.43	1.620E+12
65.17	248.6	1.259E+12
74.06	282.2	1.248E+12
86.34	329.05	1.248E+12

Para el análisis de los datos recopilados, se agruparon los ciclos con mismas condiciones de operación y se les asignaron valores fijos a los parámetros afines. Por ejemplo, los parámetros influenciados por el régimen de aeración (como el caso de μ_s) se mantuvieron constantes para todas las muestras de datos, dado que las condiciones de flujo de aire no variaron durante los experimentos.

Siguiendo las consideraciones realizadas para el análisis de los datos anteriores (del biorreactor de 7L), se puso especial interés en observar los parámetros con mayor sensibilidad e influencia. Con base en el análisis de estos resultados, se comparó el comportamiento del modelo y sus parámetros.

A continuación se presenta una comparación de los resultados obtenidos durante la etapa de análisis de las simulaciones con el modelo y los datos experimentales.

La figura 5.18, muestra la evolución de la resistencia durante un día de operación, para los casos de flux bajo (día 1, 5 de mayo, 2010) y flux alto (día 18, 22 de mayo de 2010). Se puede apreciar, para este sistema con flux bajo no se observa un cambio evidente en el valor de la resistencia. Sin embargo, para un flux alto, se aprecia un incremento paulatino en la resistencia total. En el modelo propuesto de resistencias en serie esto se explica por un aumento en la tasa de crecimiento de resistencia de la

membrana, R_m , debida al taponamiento de poros. Como se expresa en la ecuación (5.21), el parámetro responsable de este incremento es q_m , el cual depende del flux. Además, conforme aumenta la resistencia de membrana, aún disminuyendo el flux posteriormente puede suceder que R_m sea lo suficientemente alta para mantener la tasa de crecimiento diferente de cero.

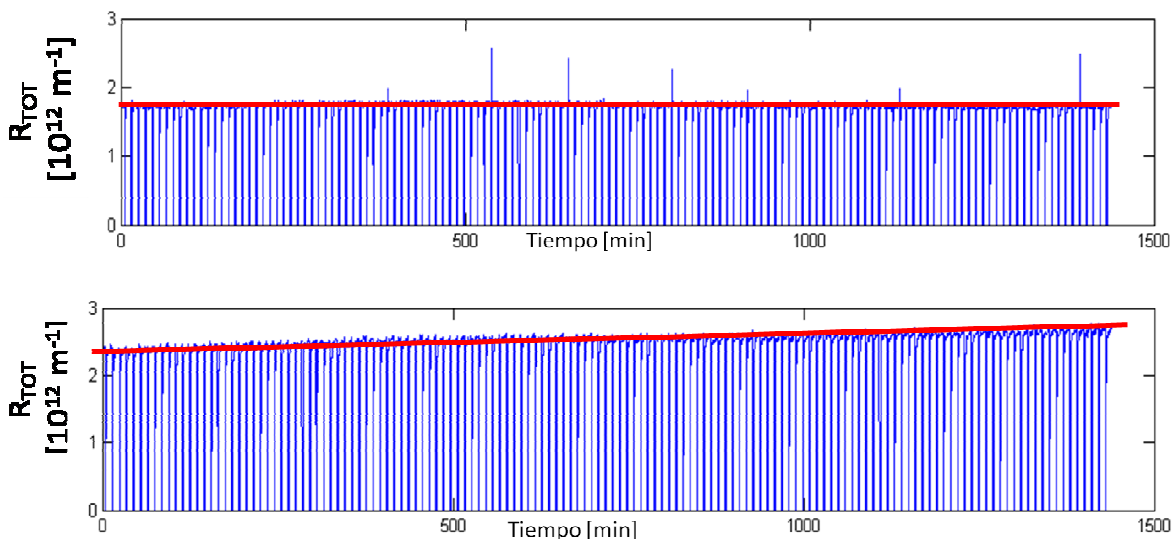


Figura 5. 18 Comparación gráfica de la tendencia en los perfiles de la R_{tot} para los días de operación 5 y 18 (9 y 22 de mayo, 2010)

El análisis de las resistencias durante todo el periodo en el cual se le dio seguimiento al reactor, se muestra en la figura 5.19, donde se distinguen cuatro eventos importantes:

- Punto a. Inicio de operaciones del biorreactor, adición de lodos.
- Punto b. Adición de albúmina al reactor.
- Punto c. Aumento en el regimen de flux de operación
- Punto d. Aplicación de retrolavados con mayor frecuencia para disminuir el registro de PTM .
- Punto e. Disminución del flux a 20 LMH.

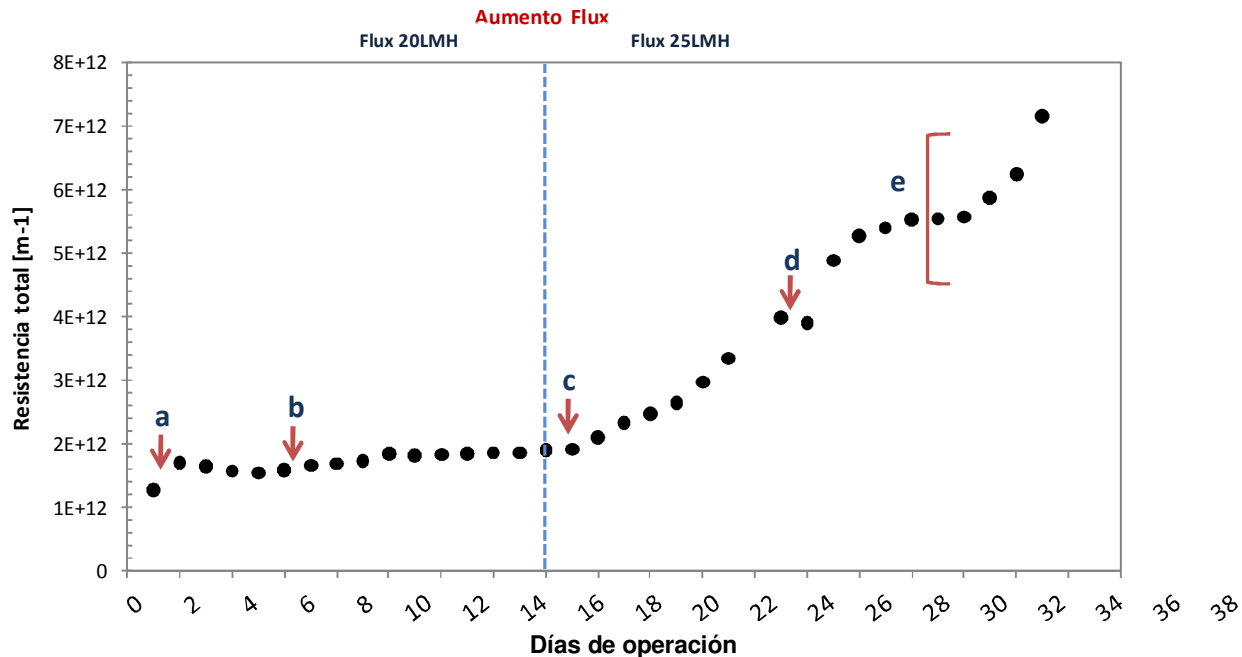


Figura 5. 19 Análisis del perfil de resistencias hidráulicas totales experimentales

Se puede observar en la figura 5.19 que la decisión de aumentar el flux de operación (punto c) resultó en un incremento lineal del valor de la resistencia hidráulica total de la membrana. Este evento se reflejó en las condiciones de operación en un aumento en el valor de la PTM en corto tiempo. Antes de ese punto, se puede observar cómo para cada evento, el valor de la resistencia total registrada se mantiene en un valor sin mayor perturbación en el sistema. Esto indica claramente el efecto que tiene el flux en la tasa de crecimiento de la resistencia de membrana debida al taponamiento de poros.

En el punto d se representa el efecto de lo que sucede cuando, una vez que se ha comprometido el valor de la PTM, se decide efectuar una acción de control de emergencia. En este experimento particular, la primera medida fue realizar retrolavados con mayor frecuencia. Se observa entonces, que después de un día de operación, el valor de la resistencia se logra disminuir con esta medida, probablemente debido a que algunas de las partículas taponantes logran ser desprendidas con los retrolavados frecuentes. Sin embargo, después de un día de aparente éxito, se dejaron de aplicar los retrolavados frecuentes y se continuó la operación del reactor de manera habitual; esta etapa (punto c) muestra que nuevamente se tiene un crecimiento lineal de la resistencia total. La membrana ya estaba en una etapa de colmatación irreversible. Entonces se decide disminuir de nuevo el flux a su valor original. Esta última medida puede mantener por dos días más de operación un valor de resistencia sin un aumento

Por otro lado, el valor del parámetro con mayor efecto en la interpretación dentro del modelo, q_s , tuvo las variaciones esperadas. Al inicio, la perturbación en el sistema refleja un cambio abrupto en el valor de la resistencia, que después tiende a la estabilidad. Esto también se refleja en el parámetro μ_m , (tasa máxima de crecimiento de resistencia irreversible asociada al taponamiento de poros de la membrana), que permanece en cero (ver la tabla 5.7).

Tabla 5. 7 Valor de los parámetros críticos del modelo para la condición de operación: filtración de licor mezclado

Condición de operación	q_s	μ_s	μ_m
	0.170		
Solamente licor mezclado (lodos)	0.120	5.1	0
	0.083		
	0.063		
	0.063		
Desv estándar	0.046		

Un cambio lento en los valores de la resistencia sucede cuando se experimenta en el sistema con la adición de una proteína, albúmina, para evaluar su potencial de contribución en la colmatación de la membrana (por efecto de concentración de EPS). En este caso particular, lo que se esperaba del modelo era que el valor del parámetro aumentara, pues era lo que se había observado en el valor de la resistencia de la membrana. En la tabla 5.7 se puede observar que tal como se esperaba, la respuesta del modelo se ajustaba una vez más a las condiciones que predominaban en la experimentación. Para esta condición el parámetro μ_m también permanece en cero.

Tabla 5. 8 Valor de los parámetros críticos del modelo para la condición: filtración de licor mezclado + albúmina

Condición de operación	q_s	μ_s	μ_m
	0.085		
	0.11		
	0.11		
Licor mezclado (lodos) + Albúmina	0.13	5.1	0
	0.13		
	0.13		
	0.13		
	0.158		
	0.195		
Desv estándar	0.031		

El análisis de los datos para las condiciones de aumento y disminución de flux son los que se muestran en las tablas 5.8. Se puede apreciar cómo la desviación de los valores del parámetro q_s es mucho mayor para la condición con flux alto. Esto significa que la tasa de formación debida a la capa esponjosa (que es precursora del valor que alcanza R_s) es muy alta y a la vez tiene efecto sobre el valor de μ_m que aumenta para representar que la colmatación, dadas las condiciones de flux alto, es de tipo irreversible y existe taponamiento de poros.

Estos datos hallados tienen significado físico y han sido planteados en los fundamentos del modelo. Recordando que la ecuación que modela la formación de la torta durante el filtrado establece que la capa se compacta a mayor tasa conforme aumenta el flux, pues a mayor flux, en general habrá mayor fuerza de compactación.

$$\frac{dM_c}{dt} = K_c J \left(\frac{M_s}{K_{M_s} + M_s} \right) (M_c^* - M_c)$$

Conforme aumenta la cantidad de capa esponjosa, también se formará más rápidamente la capa compacta. Sin embargo, la capa esponjosa no es una capa con densidad homogénea, sino que tiene un gradiente de densidad. Por eso es de esperarse que el efecto en la compactación que tiene la acumulación de capa esponjosa disminuya conforme ésta aumenta. Finalmente, la capa compacta no puede crecer indefinidamente, sino que alcanza un grosor máximo, (δ_c^*) , a partir del cual toda partícula o floculo que llegue se integrará a la capa esponjosa.

Tabla 5. 9 Valor de los parámetros críticos del modelo para la condición de operación: derecha, filtración de licor mezclado+albúmina a flux alto ($25Lm^{-2}h^{-1}$); izquierda, a flux bajo ($20Lm^{-2}h^{-1}$)

Condición de operación	q_s	μ_s	μ_m	Condición de operación	q_s	μ_s	μ_m
Aumento del flux	0.55	5.1	0.001	Disminución del flux	11.4	5.1	0.0009
	1.5		0.0012		12.5		0.0009
	2.4		0.0014		13.8		0.004
	3.4		0.0003		12		0.0002
	3.6		0.003		12.2		0.0015
	5.6		0.003		11.8		0.0026
	7.2		0.005		12.2		0.0028
Desv estándar	2.310		0.002	Desv estándar	0.759		0.001

Se realizó un análisis de varianza para determinar si la relación de los parámetros en cada condición experimental era significativa.

El resultado obtenido demostró que los valores de los parámetros encontrados para el ajuste del modelo a los datos experimentales no representan una variación significativa entre las condiciones de filtración de licor mezclado (únicamente lodos) comparados con la filtración con adición de albúmina ($p=0.235$). En cambio, los parámetros calculados para las condiciones de comparación de flux alto comparados con flux bajo, resultaron variar significativamente ($p=0.0017$).

Esto se puede visualizar mejor en la gráfica de la figura 5.21, donde se observa que la tendencia del parámetro q_s para la condición, aumento de flux, observa un perfil de crecimiento lineal, a diferencia de su evolución durante las condiciones restantes.

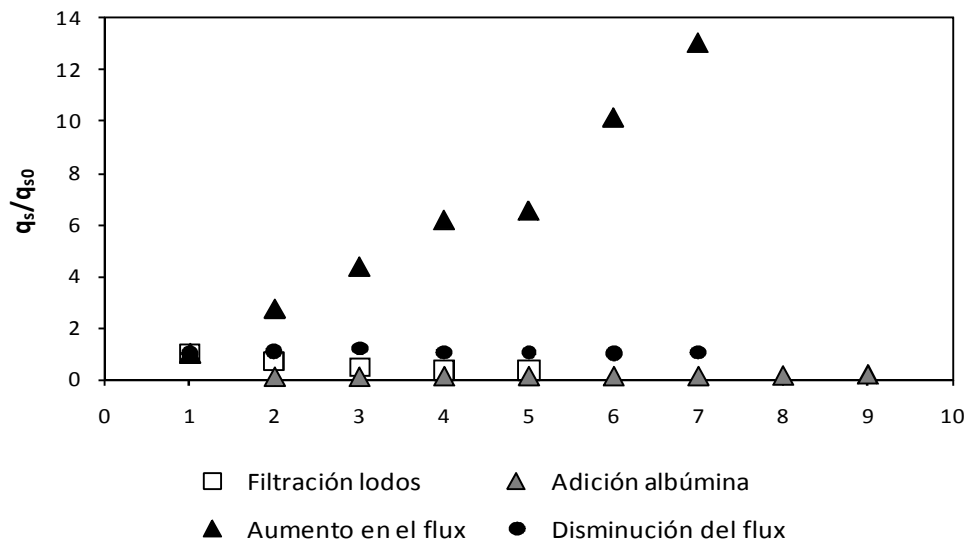


Figura 5. 21 Análisis del cambio en el valor del parámetro q_s a diferentes condiciones de experimentación

5.3 Conclusión sobre los parámetros encontrados y la aplicabilidad del modelo propuesto.

Del análisis de la respuesta obtenida del modelo, mediante las simulaciones y las comparaciones con los valores experimentales reales, se pueden concluir varios puntos en relación al modelo y a sus parámetros:

- El modelo propuesto requiere de muchos parámetros para su funcionamiento. Por lo tanto, resultaría difícil su implementación tal y como está ahora. Sería conveniente realizar una simplificación del modelo y llegar a una propuesta con menos parámetros que lo hiciera más práctico.
- Por otro lado, se encontró que los parámetros críticos del modelo resultan ser q_s , (tasa de formación de la capa esponjosa), y μ_m , (tasa máxima de crecimiento de la resistencia de la membrana debida al taponamiento de poros). Sin embargo, esta condición permite una gran flexibilidad para los valores que se pueden asignar.
- En el caso de q_s , su valor está condicionado y relacionado con el valor de μ_s , dado que representan la tasa a la cual se forma y desprende la capa esponjosa por efecto de aeración. Esto ocasiona que los valores que se calculen para uno u otro puedan tener una o más combinaciones posibles.
- El ajuste que realiza el modelo no es del todo correcto si se comparan las curvas y valores obtenidos para un ciclo. Sin embargo, el valor que determina el modelo al final del ciclo corresponde al valor experimental registrado. Lo anterior sucede debido a que el modelo incluye muchos parámetros a ajustar, y al asignarles un valor su efecto tiene interacción con los restantes. Por lo tanto, el valor pudiera no ser representativo.
- Son varias las ventajas de utilizar el modelo de resistencias en serie. Por un lado, el modelo puede determinar los diferentes componentes que producen el taponamiento de la membrana. Da información sobre la reversibilidad de los diferentes tipos de taponamiento y

proporciona una idea del tipo de componente predominante en el ensuciamiento. Ofrece un medio sencillo para describir la relación entre el flujo filtrado y la PTM.

- La desventaja principal es que no tienen en cuenta ni las dependencias entre los distintos componentes que producen el taponamiento de la membrana, ni tampoco el tipo de operación de filtrado, que resulta ser importante para la colmatación de la membrana.
- Una opción más sencilla para el modelado de la colmatación puede ser el aplicar un modelo empírico (o semi-empírico), en los que la descripción del flujo de permeado y de la presión transmembrana se fundamenta en la experiencia. Esta última alternativa es la que se desarrolló, con fines comparativos de respuesta del modelo, y se describe con detalle en el siguiente apartado.

5.4 Propuesta de un modelo empírico simplificado

El modelo que a continuación se desarrolla es un modelo empírico que trata de simplificar el modelo propuesto en los apartados anteriores. El modelo tiene sus bases en los hechos experimentales que se observaron. Al igual que el anterior, su objetivo es describir el perfil de las resistencias.

La principal ventaja de utilizar modelos de tipo empírico (o semi-empíricos), es la facilidad con la que se pueden implementar para llevar a cabo tareas de operación o control. Son más simples (identificables) y manejables.

La desventaja principal de utilizarlos es que no tienen en cuenta los procesos físicos que ocurren. Tienen también algunas limitaciones para extrapolar en el diseño y pueden utilizar parámetros sin significado físico alguno.

Este tipo de modelos pueden ser relativamente exactos para los datos experimentales con los que se construyen, pero su aplicación es limitada debida a que no pueden predecir las variables modeladas sin una experimentación con previa calibración de sus parámetros empíricos.

Descripción del modelo empírico

De acuerdo a la experimentación previa, y al análisis de los datos se observa que en el sistema el comportamiento y distribución de las resistencias durante la etapa de filtración se puede explicar con un comportamiento exponencial a las componentes de la resistencia hidráulica total. Durante la etapa de filtración, las resistencias ocasionadas por la formación de la capa esponjosa y por la capa compacta se pueden expresar mediante las siguientes ecuaciones:

$$dR_s/dt = (R_{smax} - R_s) * k_s \quad \text{Ecuación (5.29)}$$

$$dR_c/dt = (R_{cmax} - R_c) * k_c \quad \text{Ecuación (5.30)}$$

Estas ecuaciones simplificadas caracterizan la evolución de las resistencias correspondientes, englobando todas las variables de influencia (como el flux, esfuerzo cortante, etc) en el parámetro representado por “k”, que tiene un valor que representa, en cada caso, la tasa a la cual se forma y evoluciona la resistencia de la capa esponjosa y compacta, respectivamente.

El modelo requiere fijar los valores máximos de resistencia esponjosa y compacta. Mientras que los valores de “k” para cada caso, describen la “forma” de la curva. Y sus valores pueden ser hallados mediante los datos experimentales.

Estimación de parámetros y análisis de resultados para el modelo empírico

Para analizar la respuesta del modelo se procedió a calcular los valores de los parámetros con base en los datos experimentales recabados para las mismas condiciones examinadas por el modelo anterior.

Los resultados que se obtuvieron se resumen en las tablas 5.9, 5.10 y 5.11.

La tabla 5.9 muestra el ajuste de los valores de los parámetros para los datos experimentales del reactor piloto de 7L. Se observa variación en los valores correspondientes a los valores máximos de las resistencias. Esto se debe a que las condiciones de experimentación fueron establecidas a valores diferentes de flux.

Tabla 5. 10 Valores de los parámetros calculados para el modelo empírico; datos experimentales del reactor piloto de 7L

Condición de operación (Flux Lm ⁻² h ⁻¹)	Ks	Rsmax	Kc	Rcmax
21.86	0.07	3.8	0.056	5.2
25.79	0.07	0.55	0.05	2.2
30.91	0.1	0.72	0.3	3.9
34.63	0.12	0.92	0.3	6.7
48.93	0.7	1.2	0.9	7.4

Los valores encontrados para los parámetros del modelo en el caso del biorreactor de 30L, se dividieron de acuerdo a las condiciones de la experimentación:

- a) Para la etapa de filtración, únicamente con licor mezclado, se obtuvo un promedio para ks de 0.440 ± 0.167 ; para Rsmax, 0.122 ± 0.028 ; kc, 0.620 ± 0.179 y Rcmax, 0.206 ± 0.055 .
- b) Filtración licor mezclado + albúmina, ks de 0.5; para Rsmax, 0.137 ± 0.027 ; kc, 0.9 y Rcmax, 0.209 ± 0.036 .
- c) Aumento de flux, ks de 0.5; para Rsmax, 1.511 ± 0.332 ; kc, 0.9 y Rcmax, 1.95 ± 0.674 .
- d) Disminución de flux, ks de 0.5; para Rsmax, 0.666 ± 0.271 ; kc, 0.9 y Rcmax, 0.820 ± 0.329 .

Tabla 5. 41 Valores de los parámetros calculados para el modelo empírico; datos experimentales del reactor piloto SMBR 30L

Condición de operación	Ks	Rsmax	Kc	Rcmax
Licor mezclado	0.44 ± 0.167	0.122 ± 0.028	0.62 ± 0.179	0.206 ± 0.055
Licor mezclado + lodos + albúmina	0.9	0.137 ± 0.027	0.5	0.209 ± 0.036
Disminución de flux	0.9	1.511 ± 0.332	0.5	1.95 ± 0.674
Aumento de flux	0.9	0.666 ± 0.271	0.5	0.82 ± 0.329

5.4.1 Conclusión sobre los parámetros encontrados y la aplicabilidad del modelo empírico propuesto

Del análisis de la respuesta obtenida del modelo mediante las simulaciones y las comparaciones con los valores experimentales reales, se pueden concluir algunos puntos con relación al modelo y a sus parámetros:

- El modelo empírico propuesto simplifica las operaciones de cálculo de valores de los parámetros del modelo y sus parámetros se pueden calibrar con los datos de la experimentación previa.
- Se podría implementar con facilidad, y además de podría complementar fácilmente con una estrategia de control como la que se ha propuesto como nuevo paradigma en este trabajo (ver sección 5.1.2).
- Los parámetros y el significado del modelo sirven únicamente para describir los cambios que ocurren en las componentes de la resistencia durante la etapa de filtración.
- Si no se conoce el sistema con el que se está trabajando, no se podrían calibrar los parámetros o interpretar correctamente el fenómeno que ocurre.

6. CONCLUSIONES

La estrategia de control que se desarrolló para la optimización de la etapa de reacción es una alternativa robusta para un control en línea que funciona ante variaciones lentas en las características del influente. Los resultados obtenidos de la operación de un reactor piloto muestran la aplicabilidad de la estrategia, optimizando la tasa a la cual se trata la cantidad de sustrato contenida en el influente por unidad de tiempo, mediante la pre-programación del volumen de intercambio y la duración de la fase de reacción. Es importante resaltar que la estrategia que se propone es adecuada a un MSBR, puesto que sólo considera una etapa de llenado con un volumen de intercambio variable entre ciclo y ciclo, al tomar en cuenta la presencia de la membrana sumergida en el reactor.

La aplicación de la estrategia propuesta para la operación durante la etapa de reacción representaría una mejora de entre el 26% al 63%, en términos de optimización, comparados con la operación estándar en un sistema de tratamiento de efluentes tóxicos.

Los modelos matemáticos propuestos para la etapa de filtración predicen exitosamente el perfil de colmatación de la membrana. Por un lado, el modelo mecanístico permite conocer las contribuciones de las componentes de la resistencia en la colmatación de la membrana, y su horizonte de predicción. Un análisis mediante simulaciones, de datos experimentales representativos con diferentes condiciones operacionales, perturbaciones, demuestra que los parámetros del modelo pueden adaptarse y variar significativamente ante estos cambios.

Por otra parte, se valoró la respuesta de un modelo más práctico y sencillo, correspondiente a un modelo empírico basado en las observaciones previas del comportamiento en las evoluciones de los valores de flux y PTM. Se confirmó que es capaz de predecir con exactitud el perfil de evolución de la resistencia, pero que carece de una buena interpretación física de los fenómenos que toman parte en el proceso. Sin embargo dicho modelo podría ser adecuado para ser empleado para establecer una adecuada estrategia de control de la filtración encaminada a prevenir la colmatación de la membrana, de acuerdo con el paradigma de control que se propone en este trabajo; es decir, con base en el perfil de la resistencia hidráulica total de la membrana durante la filtración previa, establecer la estrategia de filtración para el siguiente ciclo del MSBR.

Ambos modelos fueron calibrados con los datos experimentales de un biorreactor piloto de 7L, y se validó la respuesta de éstos con datos de operación de un SMBR de 30L con diferentes condiciones de operación, tipo de membrana y conformación. El resultado obtenido fue una buena predicción de los parámetros del modelo y del perfil de colmatación.

7. REFERENCIAS

- Ahmed, Z., Cho, J., Lim, B.-R., Song, K.-G., Ahn, K.-H., (2007). Effects of sludge retention time on membrane fouling and microbial community structure in a membrane bioreactor. *J. Membrane. Sci.* **287** (2), 211–218.
- American Public Health Association, AWWA and WPCF. (1992) Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 18th Ed. Greenberg, A.E., Clesceri, A.E., Eaton, A.D. (Eds.), American Public Health Association, Washington D.C.
- Agachi P.S, Nagy Z.K., Cristea M. V, Imre-Lucaci A. (2006). Model Based control: Case studies in Process Engineering. Ed. Wiley-Vch Verlag GmbH&Co. 1-34.
- Agencia para Sustancias Tóxicas y el Registro de Enfermedades. (ATSDR). (1999). *Reseña Toxicológica de los Clorofenoles*. Atlanta, GA: Departamento de Salud y Servicios Humanos de EE. UU., Servicio de Salud Pública.
- Bacchin, P., Aimar, P., Field, R.W., (2006). Critical and sustainable fluxes: theory, experiments and applications. *J. Membrane. Sci.* **281** (1-2), 42-69.
- Blankert, B., Betlem, B.H., Roffel, B., (2006). Dynamic optimization of a dead-end filtration trajectory: Blocking filtration laws. *J. Membrane. Sci.* **285**, 90-95.
- Bórdons A.C. (2000). Control Predictivo: metodología, tecnología y nuevas perspectivas. Universidad de Sevilla, I Curso de especialización en automática. 1-8, 41-46.
- Broeckmann A., Busch J., Wintgens T., Marquardt W. (2006) Modeling of pore blocking and cake layer formation in membrane filtration for wastewater treatment. *Desalination*, **189**, 97-109.
- Buitrón G, Schoeb ME, Moreno-Andrade I. & Moreno J (2005). Comparison of two control strategies for an automated sequencing batch reactor under extreme peaks of 4-chlorophenol. *Wat. Res.* **39**, 1015-1024.
- Chae, S.-R., Ahn, Y.-T., Kang, S.-T., Shin, H.-S., (2006). Mitigated membrane fouling in a vertical submerged membrane bioreactor (VSMBR). *J. Membrane. Sci.* **280** (1–2), 572–581.
- Chang I.-S., Bag S.-O, Lee C.-H (2001) Effects of membrane fouling on solute rejection during membrane filtration of activated sludge. *Proc. Biochem.*, **36**, 855 – 860.
- Chang I.-S., Lee C.-H, Ahn K.H. (1999) Membrane filtration characteristics in membrane – coupled activated sludge system: the effect of floc structure on membrane fouling. *Sep. Sci. Technol.*, **34**, 1743 – 1758.
- Chang, I.S., Judd, S.J., (2003). Domestic wastewater treatment by a submerged MBR (membrane bio reactor) with enhanced air sparging. *Wat. Sci.and Technol.* **47** (12), 149–154.

- Chang, I.S., Kim, S.N., (2005). Wastewater treatment using membrane filtration – effect of biosolids concentration on cake resistance. *Process Bioch.* **40** (3–4), 1307–1314.
- Cho, J., Song, K.G., Yun, H., Ahn, K.H., Kim, J.Y., Chung, T.H.,(2005). Quantitative analysis of biological effect on membrane fouling in submerged membrane bioreactor. *Wat. Sci. Technol.* **51** (6–7), 9–18.
- Choi, H., Zhang K., Dionysiou, D.D., Oerther, D.B., Sorial, G.A (2005). Effect of permeate flux and tangential flow on membrane fouling for wastewater treatment. *Sep. Purif. Technol.*, **45**, 68 – 78.
- Creus S.A (2005). Instrumentación Industrial. Ediciones Técnicas Macombo.
- Doble M., Kumar A., (2005). *Biotreatment of Industrial Effluents*, 1a. ed., Elsevier Butterworth – Heinemann, Oxford, Estados Unidos. 1-9.
- Drews A., Arellano-Garcia, H., Schöneberger, J., Schaller, J., Wozny, G., Kraume, M., (2009). Model-based recognition of fouling mechanisms in membrane bioreactors. *Desalination*, **236** (2009) 224–233
- Fan, F.S., Zhou, H.D., (2007). Interrelated effects of aeration and mixed liquor fractions on membrane fouling for submerged membrane bioreactor process in wastewater treatment. *Env. Sci. Technol.* **41**, 2523–2528.
- Fang H.H.P and Shi X. (2005) Pore fouling of microfiltration membranes by activated sludge. *J. Membrane Sci.*, **264**, 161 – 166.
- Guglielmi, G., Chiarani, D., Judd, S.J., Andreottola, G., (2007). Flux criticality and sustainability in a hollow fibre submerged membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. *J. Membrane. Sci.* **289** (1–2), 241–248.
- Henze M., van Loosdrecht M.C.M, Ekama G.A., Brdjanovic D. (2008) Biological Wastewater Treatment. *Principles, Modelling and Design*. IWA Publishing. London.
- Hwang, B.-K., Lee, W.-N., Park, P.-K., Lee, C.-H., Chang, I.-S., (2007). Effect of membrane fouling reducer on cake structure and membrane permeability in membrane bioreactor. *J. Membrane Sci.* **288** (1–2), 149–156.
- Jang, N., Ren, X., Cho, J., Kim, I.S., (2006). Steady-state modeling of bio-fouling potentials with respect to the biological kinetics in the submerged membrane bioreactor (SMBR). *J. Membrane Sci.* **284** (1–2), 352–360.
- Jia-yu, T. Heng, L. Jun, N. Yan-ling, Y. Shi-jie, Y. Gui-bai L. (2009). Submerged membrane bioreactor (sMBR) for the treatment of contaminated raw water. *Chem. Eng. J.* 148, 296-305.

- Judd S.J. (2006). *The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment*. Elsevier, 1a. ed. 2006, pp. 2 – 161.
- Khan J., Visvanathan C y Jegatheesan V. (2009). Prediction of membrane fouling in MBR systems using empirically estimated specific cake resistance. *Bior. Tech.* **100**, 6133-6136.
- Kim, J.O., Jung, J.T., Yeom, I.T., Aoh, G.H., (2007). Effect of fouling reduction by ozone backwashing in a microfiltration system with advanced new membrane material. *Desalination* **202**, 361–368.
- Krauth K. and Staab K. F., (1993). “Pressurized bioreactor with membrane filtration for waste-water treatment”, *Water Res.*, **27**, 405–411,
- Le-Clech P., Jefferson B., Chang I.S., Judd S.J. (2003) Critical flux determination by the flux – step method in a submerged membrane bioreactor, *J. Membrane Sci.* **218**, 117 – 129.
- Le-Clech, P. Chen, V. Fane, A.G. (2006). Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *J. Membrane Sci.* **284**, 17-53.
- Lee, J., Ahn, W.-Y., Lee, C.-H., (2001). Comparison of the filtration characteristics between attached and suspended growth microorganisms in submerged membrane bioreactor. *Wat. Res.* **35** (10), 2435–2445.
- Lee, W., Kang, S., Shin, H., (2003). Sludge characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors. *J. Membrane Sci.* **216** (1–2), 217–227
- Lee, W.-N., Chang, I.-S., Hwang, B.-K., Park, P.-K., Lee, C.-H., Huang, X., (2007). Changes in biofilm architecture with addition of membrane fouling reducer in a membrane bioreactor. *Proc. Bioch.* **42** (4), 655–661.
- Li X. y Wang X. (2006). Modelling of membrane fouling in a submerged membrane bioreactor. *J. Membrane Sc.* **278**, 151-161
- Liang, S., Liu, C., Song, L., (2007). Soluble microbial products in membrane bioreactor operation: behaviors, characteristics, and fouling potential. *Water Res.* **41** (1), 95–101.
- McAdam E., Judd S.J., Gildemeister R., Drews A., Kraume M. (2005). Critical analysis of submerged membrane sequencing batch reactor operating conditions. *Wat. Res.*, **39**, 4011-4019.
- Meng, F., Shi, B., Yang, F., Zhang, H., (2007). Effect of hydraulic retention time on membrane fouling and biomass characteristics in submerged membrane bioreactors. *Biop. Biosys. Eng.* **30**, 359–367.
- Meng, F., Zhang, H., Yang, F., Li, Y., Xiao, J., Zhang, X., (2006). Effect of filamentous bacteria on membrane fouling in submerged membrane bioreactor. *J. Membrane Sci.* **272** (1–2), 161–168.

- Moreno-Andrade I., Buitron G., Betancur M.J., Moreno J.A. (2006). Optimal degradation of inhibitory wastewaters in a fed-batch bioreactor, *J. Chem. Tech. and Biotechnol.*, **81** (4) , 713-720.
- Moreno J.A., Buitron G.M., Betancur M.J., Moreno-Andrade I. (2006). Event-driven time – optimal control for a class of discontinuous bioreactors, *Biotechnol. Bioeng.*, **94** (4) , 803-814
- Ng, C.A., Sun, D., Fane, A.G., (2006). Operation of membrane bioreactor with powdered activated carbon addition. *Separat. Sci. Tech.* **41** (7), 1447–1466.
- Ng, H.Y., Tan, T.W., Ong, S.L., (2006). Membrane fouling of submerged membrane bioreactors: impact of mean cell residence time and the contributing factors. *Env. Sci.Tech.* **40** (8), 2706–2713.
- Ohle P. (1999). “Bemessung von Membranbioreaktoren für die kommunale Abwasserreinigung”. PhD thesis. Insitut fur Siedlungswasserwirtschaft, RWTH Aachen University.
- Olsson G., Newell B. (1999) Wastewater Treatment Systems. Modelling, diagnosis and control. IWA Publishing, London, pp 39-47.
- Pang, C.M., Hong, P., Guo, H., Liu, W.T., (2005). Biofilm formation characteristics of bacterial isolates retrieved from a reverse osmosis membrane. *Environ. Sci. Tech.* **39** (19), 7541–7550.
- Psoch, C., Schiewer, S., (2006a). Anti-fouling application of air sparging and backflushing for MBR. *J. Membrane Sci.* **283** (1–2), 273–280.
- Psoch, C., Schiewer, S., (2006b). Resistance analysis for enhanced wastewater membrane filtration. *J. Membrane Sci.* **280** (1–2), 284-297.
- Qin S.J., Badgwell T.A. (1998). An overview of nonlinear model predictive control applications. En *IFAC Workshop on Nonlinear Model Predictive Control. Assessment and Future Directions. Ascona (Switzerland)*, 1998.
- Rasul C.G., Chapalamadugu S., (1991) Biodegradation of halogenated organic compounds, *Microbiol. Rev.*, 59 – 79.
- Smith C.A., Corripio A.B., (2001) *Control Automático de Procesos: Teoría y Práctica*. Ed. Limusa, Noriega editores. 17-26.
- Tae-Hyun, B. Sung-Soo, H. Tae-Moon, T. (2003). Membrane sequencing batch reactor system for the treatment of dairy industry wastewater. *Process Biochemistry.* **39**, 221-231.
- Trussell, R.S., Merlo, R.P., Hermanowicz, S.W., Jenkins, D., 2006. The effect of organic loading on process performance and membrane fouling in a submerged membrane bioreactor treating municipal wastewater. *Wat. Res.* **40** (14), 2675–2683.

- Trussell, R.S., Merlo, R.P., Hermanowicz, S.W., Jenkins, D., (2007). Influence of mixed liquor properties and aeration intensity on membrane fouling in a submerged membrane bioreactor at high mixed liquor suspended solids concentrations. *Wat. Res.* **41** (5), 947–958.
- Vargas A., Moreno–Andrade I., Buitrón G. (2008). Controlled backwashing in a membrane sequencing batch reactor used for toxic wastewater treatment. *J. Membrane Sci.* **320**, 185 – 190.
- Wang, S., Guillen, G., Hoek, E.M.V., (2005). Direct observation of microbial adhesion to membranes. *Env. Sci. Tech.* **39** (17), 6461–6469.
- Wicaksana, F., Fane, A.G., Chen, V., (2006). Fibre movement induced by bubbling using submerged hollow fibre membranes. *J. Membrane Sci.* **271** (1–2), 186–195.
- Wilderer P.A., Irvine R.L., Goronszy M.C (2001). *Sequencing Batch Reactor Technology*. Scientific and Technical report No. 10, IWA Publishing, London.
- Wilderer P.A., McSwain B.S (2004). The SBR and its biofilm application potentials. *Wat. Sci. Technol.* **50** (10), 1-10.
- Wu, J., Le-Clech, P., Stuetz, R.M., Fane, A.G., Chen, V., (2008). Novel filtration mode for fouling limitation in membrane bioreactors. *Wat. Res.* **42** (14), 3677–3684.
- Ying, Z., Ping, G., (2006). Effect of powdered activated carbon dosage on retarding membrane fouling in MBR. *Separat. Sci. Tech.* **52**, 154–160.
- Zarragoitia-González A., Schetrite S., Alliet M., Jáuregui-Haza U., Albasi C., (2008). Modelling of submerged membrane bioreactor: Conceptual study about link between activated sludge biokinetics, aeration and fouling process. *J. Membrane Sci.* **325**, 612–624
- Zhang, C.-H., Yang, F.-l., Wang, W.-J., Chen, B., (2008). Preparation and characterization of hydrophilic modification of polypropylene non-woven fabric by dip-coating PVA (polyvinyl alcohol). *Separat. Purif. Tech.* **61** (3), 276–286.