



THÈSE

En vue de l'obtention du

DOCTORAT DE L'UNIVERSITÉ DE TOULOUSE

Délivré par *INP TOULOUSE*

Discipline ou spécialité : *Génie des Procédés et de l'environnement*

Présentée et soutenue par *ZARRAGOITIA-GONZALEZ Alain*
Le 27 Mars 2009

Titre : *Développement de modèles dynamiques pour la simulation et l'optimisation de bioréacteurs à membranes immergées pour le traitement d'eaux usées.*

JURY

WILHELM Anne Marie (Professeur d'Université)
URRUTIGOITY Martine (Maitre de conférences)
RODRIGUEZ Ivonne (Directeur de recherches)
MORON-ALVAREZ Carlos (Professeur d'Université)
LOPEZ-TORREZ Matilde (directeur de recherches)
CARILLO-LEROUX Galo (Professeur d'Université)
ALBASI Claire (Chargée de recherche) , JAUREGUI-HAZA Ulises (Professeur d'Université)

Ecole doctorale : *Mécanique Energétique Génie Civil Procédés (MEGeP)*

Unité de recherche : *Laboratoire de Génie Chimique*

Directeur(s) de Thèse : *ALBASI Claire , JAUREGUI-HAZA Ulises*

Rapporteurs : *LOPEZ-TORREZ Matilde, CARILLO-LEROUX Galo*

**CENTRO DE QUIMICA FARMACÉUTICA.
DEPARTAMENTO DE DESARROLLO TECNOLÓGICO.**

**INSTITUTO NACIONAL POLITECNICO DE TOULOUSE-ESCUELA NACIONAL
SUPERIOR DE INGENIEROS EN ARTES QUIMICAS Y TECNOLOGICAS.
LABORATORIO DE INGENIERIA QUIMICA.**

CENTRO NACIONAL DE INVESTIGACIONES CIENTIFICAS.

**DESARROLLO DE MODELOS DINAMICOS PARA LA SIMULACION
Y OPTIMIZACION DE BIORREACTORES CON MEMBRANA
SUMERGIDA PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.**

Tesis presentada en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas.

ALAIN ZARRAGOITIA GONZALEZ

Ciudad de La Habana, Cuba – Toulouse, Francia

2009

**CENTRO DE QUIMICA FARMACÉUTICA.
DEPARTAMENTO DE DESARROLLO TECNOLÓGICO.**

**INSTITUTO NACIONAL POLITECNICO DE TOULOUSE-ESCUELA NACIONAL
SUPERIOR DE INGENIEROS EN ARTES QUIMICAS Y TECNOLOGICAS.
LABORATORIO DE INGENIERIA QUIMICA.**

CENTRO NACIONAL DE INVESTIGACIONES CIENTIFICAS.

**DESARROLLO DE MODELOS DINAMICOS PARA LA SIMULACION
Y OPTIMIZACION DE BIORREACTORES CON MEMBRANA
SUMERGIDA PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.**

Tesis presentada en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas.

Autor: M. Sc. Ing. Alain Zarragoitia González

Tutores: Dr. Ing. Claire Albasi

Dr. Ing. Ulises Jáuregui Haza

Ciudad de La Habana, Cuba – Toulouse, Francia

2009

Dedicatoria

A mi Familia

A todos mis amigos cubanos y extranjeros

A mi país que siempre me acompaña cuando estoy lejos...

*Nunca te impongas metas pues estas limitan al hombre
Proponte mejor horizontes que nunca tienen fin...*

*No intentes llevar la realidad a tus modelos, si un modelo es muy
realista, no puede ser matemáticamente manejable, siempre habrá
una situación de compromiso entre lo manejable que sea para
resolverlo y su aproximación a la realidad...*

Apotegma de la modelación

En la presente tesis se reflejan los estudios realizados en un biorreactor con membrana sumergida, tecnología que se utiliza para el tratamiento de efluentes residuales. Se presentan de forma detallada la modelación de este proceso, la validación de los modelos desarrollados, así como los resultados de la simulación y optimización realizados con los modelos.

Entre los nuevos aportes al conocimiento científico del trabajo se encuentran los siguientes:

- Un nuevo modelo dinámico que integra por primera vez, para estos sistemas, muchas de las variables y los principales fenómenos que ocurren durante el proceso de filtración y tratamiento de las aguas residuales utilizando los BMS. Lo cual constituye un aporte novedoso para el análisis y desarrollo de esta tecnología.
- Se logró por primera vez cuantificar mediante simulación la influencia y el efecto de la aireación sobre el proceso de colmatación de las membranas, así como la influencia de la sincronización de los ciclos de filtración y aireación de burbujas gruesas. Todo esto tomando en cuenta el comportamiento de la biomasa, la generación de sustancias colmatantes y las características de la alimentación. Se validaron los resultados que ofrece el modelo mediante la comparación con resultados experimentales.
- Se reporta por primera vez la optimización de las condiciones operacionales de un sistema BMS utilizando el diseño de experimento para la simulación, partiendo de los resultados obtenidos utilizando los modelos desarrollados.

INDICE

	Pág.
INTRODUCCIÓN.	1
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.	5
1.1 Procesos de tratamientos de aguas residuales basados en lodos activados.	6
1.2 Biorreactores con membrana.	7
1.3 Características generales de las membranas para los BM.	10
1.4 Aspectos generales de los esquemas de filtración utilizados en los BM.	12
1.5 Factores que influyen en el proceso de colmatación de la membrana.	14
1.6 Influencia de las sustancias poliméricas extracelulares (SPE), los productos microbianos solubles (PMS) y otras sustancias en el proceso de colmatación.	16
1.7 Modelación matemática de los sistemas BM.	18
1.7.1 Modelo de resistencias en serie.	19
1.7.2 Modelos de transferencia de masa.	21
1.7.3 Modelos de polarización por concentración.	22
1.7.4 Modelos empíricos.	24
1.7.5 Modelos dinámicos para la estimación de pérdida de caudal.	26
1.8 Consideraciones generales de la revisión bibliográfica.	30
2. MATERIALES Y MÉTODOS.	32
2.1 Instalación experimental.	33
2.2 Condiciones de operación.	34
2.3 Métodos analíticos.	35
2.4 Concentración de sólidos suspendidos totales.	35
2.5 Granulometría del lodo activado.	35
2.6 Estimación de la resistencia específica.	36
2.7 Medición de la Demanda Química de Oxígeno (DQO).	37
2.8 Determinación de las sustancias poliméricas extracelulares (SPE).	37
2.9 Extracción de las SPE de las muestras del lodo.	37
2.10 Polisacáridos.	38
2.11 Proteínas y húmicos.	38
2.12 Composición del residual de entrada.	40
2.13 Estimación del coeficiente global de transferencia de oxígeno (K_{La}).	41

2.14 – Estimación del coeficiente de rendimiento heterótrofo (Y_H).	42
2.15 Calidad de los reactivos utilizados.	43
2.16 Ecuaciones matemáticas y estadísticas.	43
2.16.1 Porcentaje de error relativo medio.	43
2.16.2 Suma de residuos al cuadrado.	44
2.16.3 Sensibilidad.	44
2.16.4 Deseabilidad.	44
3. MODELACIÓN MATEMÁTICA.	46
3.1 La modelación dinámica de los lodos activados y formulación de nuestros objetivos de la modelación.	47
3.1.1 Descripción de los procesos a modelar.	48
3.1.2 Estructura del modelo.	49
3.1.3 Componentes, procesos y rutas metabólicas consideradas en el modelo de lodos activados.	50
3.1.4 Modelación del sistema biológico.	52
3.1.5 Modelación de los procesos de filtración y colmatación de la membrana.	57
3.1.6 Desarrollo de las ecuaciones diferenciales usadas para el cálculo de deposición neta de masa de torta sobre la superficie de la membrana.	58
3.1.7 Estimación de la resistencia total a la filtración y los valores de la PTM.	64
3.1.8 Modelación de los procesos intermitentes que controlan el funcionamiento del BMS.	66
3.2 Valores de los parámetros del modelo utilizados durante la simulación.	68
3.3 Sensibilidad a los parámetros vinculados a las ecuaciones que describen el sistema biológico.	71
3.3.1 Sensibilidad a los parámetros vinculados a las ecuaciones que describen la colmatación de la membrana.	74
3.4 Estimación de los parámetros más sensibles.	75
3.4.1 Estimación del coeficiente de rendimiento heterótrofo Y_H .	75
3.4.2 Estimación de la K_La del sistema.	76
3.4.3 Estimación de los parámetros de la ecuación que estima el valor de la resistencia específica de la torta.	77
3.5 Consideraciones y limitaciones del modelo desarrollado.	78

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	80
4.1 Caracterización del BMS.	81
4.1.1 - Influencia del área de filtración de la membrana utilizada en las respuestas del BMS experimental.	81
4.1.2 Granulometría de los lodos.	83
4.1.3 Resistencia específica a la filtración	84
4.1.4 Demanda Química de Oxígeno (DQO) y carga del lodo.	85
4.1.5 Concentración de los sólidos suspendidos totales (SST).	88
4.1.6 Sustancias húmicas.	88
4.1.7 Proteínas.	90
4.1.8 Azúcares totales.	92
4.2 Simulación del proceso y validación del modelo desarrollado.	93
4.2.1 Evaluación de los modelos mediante la comparación con los resultados experimentales	94
4.2.2 Influencia de las variables de proceso del BMS en el proceso de colmatación de la membrana.	104
4.2.3 Optimización “ <i>in-silico</i> ” de las variables operacionales del BMS utilizando el modelo I.	109
CONCLUSIONES GENERALES	116
RECOMENDACIONES	118
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	120
ANEXOS	130

NOMENCLATURA

a: Constante empírica

a_{bl} : Cantidad de poros bloqueados por volumen de filtrado obtenido

Abs: Absorbancia

a_{dep} : Fracción de colmatante depositado en la membrana

a_{poro} : Volumen de colmatante depositado por volumen de filtrado obtenido (m^3/m^2)

ASM: Familia de modelos de lodos activados (abreviatura del nombre en inglés)

b: Constante empírica

$b_{H, PAB}$: Constante de velocidad de los procesos de lisis que generan PAB ($día^{-1}$)

b_H : Constante de velocidad de los procesos de lisis y descomposición para los heterótrofos ($día^{-1}$)

BM: Biorreactor con membranas

BME: Biorreactor con membrana externa

BMS: Biorreactor con membrana sumergida

Bx: Carga de los lodos (g/g día),

c: Constante empírica

Cd: Coeficiente de arrastre (adim)

d: Constante empírica

DB: Coeficiente de difusión browniana

dh: Diámetro del canal de la membrana (m)

dp: Tamaño de partícula (m)

DQO: Demanda química de oxígeno (mg/L)

DQO_0 : DQO del agua residual de entrada (mg/L)

D_s : Coeficiente de difusión inducida por cizallamiento

ERM: Error relativo medio (%)

$f_{B/SST}$: fracción de la biomasa en los sólidos suspendidos totales (0.8)

f_{BI} : Fracción de PMS generados por la biomasa (adim)

f_{SI} : Producción de SI en la hidrólisis (adim)

f_{XI} : Fracción de DQO inerte generada por la biomasa (adim)

In-silico: En computadora

int_{BG} : Intervalo de tiempo entre dos inyecciones de burbujas (s)

i_{SSTBM} : Relación SST/DQO para los X_H (gSST / gDQO)

-
- i_{SSTXI} : Relación SST/DQO para los X_I (gSST / gDQO)
- i_{SSTXS} : Relación SST/DQO para los X_S (gSST / gDQO)
- k: Constante de Boltzman
- K_h : Constante de velocidad para la hidrólisis (día^{-1})
- $K_{L,a}$: Coeficiente global de transferencia de oxígeno (h^{-1})
- $K_{O_2,H}$: Coeficiente de saturación/inhibición del oxígeno para los heterótrofos (gO_2/m^3)
- $K_{O_2,h}$: Coeficiente de saturación/inhibición para el oxígeno durante la hidrólisis (gO_2/m^3)
- K_{PMS} : Coeficiente de saturación media para el crecimiento de los heterótrofos a partir de los PMS (gDQO/m^3)
- K_S : Coeficiente medio de saturación para el crecimiento de los heterótrofos a partir de las S_S (gDQO/m^3)
- KST: Coeficiente de adhesión de las partículas del lodo (adim)
- K_X : Coeficiente de saturación/inhibición para la DQO particulada (adim)
- L: Elemento de longitud de la membrana (m)
- L-M: Algoritmo de Levenberg-Marquardt
- M_{bl} : Depósito en la capa límite
- MF: Microfiltración
- N: número de mediciones
- n: Número total de secciones en que se dividió la superficie de la membrana para el cálculo seccional
- np: Número de poros
- Ns: Número de tensión de cizallamiento
- OCDB: Consumo de oxígeno debido a la descomposición de la biomasa.
- OI: Osmosis inversa
- OPT: Experimento de optimización
- P: Presión de operación (Pa)
- P_i : presión a la entrada del módulo de membrana (Pa)
- P_o : presión a la salida del módulo de membrana (Pa)
- P_p : presión del permeado (Pa)
- P_pC : Polarización por concentración
- PTM: Presión transmembranal (Pa)
- PTMm: Presión transmembranal media a través de la membrana (Pa)

ΔP : Diferencia de presión operacional (Pa)

ΔP_C : Diferencia de presión crítica requerida para el comienzo de formación de la torta (Pa)

Q: Caudal (l/s)

Q_0 : flujo de residual (l/s)

Q_{BG} : Flujo de burbujas gruesas (l/s)

r: Radio de la partícula (m)

R_{bl}' : Resistencia específica de la capa limite (m/kg)

RC' : Resistencia específica de la torta (m/kg)

Re: Número de Reynolds (adim)

r_i : tasa neta de conversión

r_p : Resistencia específica debido a la obstrucción de los poros en términos de volumen filtrado (m^{-2})

r_{td} : Resistencia específica de la capa dinámica de la torta (m/kg)

r_{tf} : Resistencia específica de la capa fija de la torta (m/kg)

$R_{TS(i)}$: Resistencia a la filtración para la sección (i) de la membrana (m^{-1})

$S_{O_2,ini}$: Concentración inicial de oxígeno

SST: Sólidos suspendidos totales

t: Tiempo (s)

t_1 : Tiempo de duración de la respuesta respirométrica rápida (s)

t_2 : tiempo final del ensayo respirométrico (s)

t_{BG} : Tiempo de inyección de las burbujas gruesas (s)

t_f : Tiempo de filtración (s)

t_r : Tiempo de parada de la filtración (s)

t_{ss} : Tiempo de filtración en estado estacionario (tiempo a partir del cual el caudal es constante) (s)

U, u_C : Velocidad tangencial (m/s)

UF: Ultrafiltración

VCO: Velocidad de consumo de oxígeno (mg/l s)

v_L : Velocidad inercial de ascensión (m/s)

X: Distancia desde el frente de la capa dinámica hasta la entrada (m)

Xest: Valores de las respuestas obtenidas mediante la simulación

Xexp: Valores de las respuestas obtenidas mediante la experimentación

Y_H : Coeficiente de rendimiento heterótrofo relacionado a la degradación de las S_S (gDQO/ gDQO)

Y_{PMS} : Coeficiente de rendimiento heterótrofo relacionado con los PMS (gDQO/gDQO)

F_{ar} : Fuerza de ascensión (N)

F_{as} : Fuerza de arrastre (N)

K_d : representa el coeficiente de velocidad de remoción del lodo(s-1)

J_0, J_{SS} : Caudal inicial, caudal al tiempo t, caudal en el equilibrio ($m^3/m^2 \cdot s$)

J : Caudal de filtrado ($m^3/m^2 \cdot s$)

$k_{1,2,3}$: Constantes empíricas

$S_{O_2,sat}$: Concentración de saturación del oxígeno (gO_2/m^3)

R_i : Componente individual de resistencia (m^{-1})

R_m : Resistencia intrínseca de la membrana (m^{-1})

R_p : Resistencia debido a la obstrucción de los poros (m^{-1})

R_T : Resistencia total a la filtración (m^{-1})

R_{td} : Resistencia de la capa dinámica de la torta (m^{-1})

R_{tf} : Resistencia de la capa fija de la torta (m^{-1})

A : Área del filtro (m^2)

A_m : Área de la base de la membrana (m^2)

K_c : Constante filtración de la torta (s/m^2)

MC^* : Depósito máximo de torta (kg/m^2)

M_{td} : Masa de lodo en la capa dinámica de la torta (kg/m^2)

M_{tf} : Masa de lodo en la capa fija de la torta (kg/m^2)

k_s : Parametro intermediario (kg/m^2)

C^* : Concentración en la superficie de la membrana (kg/m^3)

C : Concentración de la biomasa (kg/m^3)

C_{mj} : Concentración del componente j (kg/m^3)

S_I : Sustancias orgánicas inertes solubles (gDQO/ m^3)

$S_{O_2,sat}$: Concentración de saturación del oxígeno (g/m^3)

S_{O_2} : Oxígeno disuelto (g/m^3)

S_{PMS} : Productos microbianos solubles (gDQO/ m^3)

S_S : Sustancias orgánicas fácilmente biodegradables (gDQO/ m^3)

V : volumen de trabajo del biorreactor (m^3)

V_B : volumen de biomasa (m^3)

V_f : volumen filtrado (m^3)
 VMW : volumen de agua residual (m^3)
 X_H : Organismos heterótrofos ($gDQO/m^3$)
 X_I : Materia inerte orgánica particulada ($gDQO/m^3$)
 X_S : Sustrato lentamente biodegradable ($gDQO/m^3$)
 X_{SST} : Sólidos suspendidos totales (g/m^3)
 G : Intensidad de cizallamiento aparente (s^{-1})
 K_b : Constante de bloqueo total (s^{-1})
 k_t : Parámetro intermediario (s^{-1})
 q_a : Intensidad de aireación ($l/(m^2 s)$)
 O_2 : Concentración de oxígeno disuelto (mg/l)

Símbolos griegos:

β : Coeficiente de erosión para las capas de lodo activado (adim)
 δ : Espesor de la capa límite
 ψ : Índice de reducción del coeficiente de compresión
 μ : Viscosidad dinámica del permeado (Pa.s)
 ε_a : Fracción de la superficie de la membrana con intensidad de cizallamiento reducida
 ε_i : Fracción de área de membrana acumulada respecto a la sección (i)
 $\gamma_{PAU:H}$: Constante de formación de PAU para los heterótrofos (adim)
 Ω : Área de la membrana (m^2)
 ρ : Densidad del licor mezclado (kg/m^3)
 f : Factor de fricción (-)
 $Q_{Cr}(C)$: Flujo de exceso de partículas dependiente de la concentración
 $\cot \theta$: Parámetro de morfología superficial
 γ_0 : Tasa máxima de cizallamiento
 τ : Tensión de cizallamiento (Pa)
 τ_0 : Tensión de cizallamiento en la pared (Pa)
 $\underline{\eta}(C)$: Viscosidad adimensional dependiente de la concentración
 ν : Viscosidad cinemática
 η_0 : Viscosidad de la suspensión

μ : Viscosidad del lodo (Pa.s)

μ_H : Máxima velocidad de crecimiento debido a la degradación de las S_S (día⁻¹)

μ_{PMS} : Máxima velocidad de crecimiento debido a la degradación de los PMS (día⁻¹)

μ_S : viscosidad de la suspensión del lodo activado (kg/m³)

ε_a : Fracción de la membrana con intensidad de cizallamiento reducida

ε_i : fracción de área de membrana acumulada

λ : Tamaño del remolino de Kolmogorov (m)

INTRODUCCIÓN

Introducción

Entre los lineamientos del gobierno cubano está favorecer el desarrollo de nuevas tecnologías que permitan elevar la eficiencia en las producciones y proteger el medio ambiente (P.C.C., 1997; Asamblea Nacional del Poder Popular de la República de Cuba, 1997). Dentro de esta política se inserta la evaluación de procesos no convencionales y la mejora de otros existentes, todo esto enfocado a la búsqueda de una mejor respuesta a los problemas medioambientales.

La evaluación del proceso de tratamiento de aguas residuales utilizando biorreactores con membrana sumergida (BMS) es un ejemplo de esto. Los BMS pueden ser definidos como sistemas en los que se integra la degradación biológica de los efluentes residuales con la filtración con membrana (Cicek, 1999). Estos sistemas se utilizan cada vez más en el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales. Atendiendo a la elevada calidad del efluente y al alto grado de compactación de las plantas estos procesos están particularmente adaptados para (Stephenson, 2000; Metcalf, 2003):

1. Aplicación en áreas de elevada sensibilidad ambiental.
2. Tratamiento de complejos efluentes industriales que requieren un sistema que permita operar a elevadas edades de lodos.
3. Aplicaciones específicas donde el proceso convencional de lodos activados no puede producir un efluente de calidad adecuada a costos razonables.
4. Aplicación en áreas donde existen limitaciones espaciales.
5. Ampliaciones de plantas convencionales.

Los BMS han mostrado múltiples ventajas en varios campos de aplicación y con varias fuentes de residuales, incluidos muchos de los considerados recalcitrantes para las tecnologías convencionales de tratamiento biológico de residuales (Clara, 2005; Joss, 2005; Katsuki, 2005; Scholz, 2000; Urase, 2005). La primera utilización de los BMS para el tratamiento de residuales data de los años 60 pero es en la década de los 70 que la tecnología entra al mercado. Los factores principales que limitaron el desarrollo de la tecnología BMS fueron el elevado costo de inversión y de operación y un inadecuado conocimiento de las ventajas potenciales de las membranas en el tratamiento de las aguas residuales. Sin embargo, con la aparición de módulos de membrana menos costosos y más efectivos, junto con el aumento gradual de la exigencia de las normas de vertimiento, la tecnología de membrana volvió a cobrar interés (Logan, 1999; Scott, 1998).

Introducción

La mayor ventaja potencial de esta tecnología está en el campo de la reutilización. Esto se debe a que las membranas de los reactores pueden ser de ultrafiltración, con esta escala de filtración se retienen las bacterias, algunos virus y muchos componentes orgánicos e inorgánicos que frecuentemente son encontrados en los efluentes de los tratamientos biológicos convencionales. Por tanto, dependiendo del uso que se le quiera dar, el efluente de un BMS puede ser adecuado para la reutilización directa o como agua de suministro para un proceso de ósmosis inversa. Estas son algunas de las causas por lo cual la investigación en el campo de los BMS está actualmente en continuo incremento dado el gran interés comercial y científico que ha despertado (Stephenson, 2000).

Por su parte, la modelación matemática de estos sistemas presenta deficiencias apreciables por la complejidad que representa la unión de un sistema de tratamiento biológico con un componente de separación física. Esto dificulta el proceso de optimización de las condiciones operacionales de estos sistemas, por esta causa se considera que existe una reserva considerable en las potencialidades de esta tecnología, una vez que la mayoría de las instalaciones no operan a su máxima eficiencia (Liu, 2005).

Durante la filtración ocurren varios procesos de manera simultánea, lo cual complejiza la comprensión de todas las interacciones físicas, químicas y biológicas que ocurren en el interior de los BMS, esto dificulta adicionalmente la obtención de modelos matemáticos que sean capaces de describir globalmente todo el sistema (Stephenson, 2000, Rosenberger, 2006).

Diversos estudios han ido enfocando la modelación de los BMS a través del análisis de los mecanismos, las fuerzas y los factores que están presentes durante el tratamiento de los residuales, los cuales influyen en la evolución del proceso de colmatación, que es el proceso de pérdida de la permeabilidad de la membrana durante la filtración a causa de los productos que se acumulan sobre o en el interior de la misma. Todos los estudios realizados muestran que la colmatación es un fenómeno progresivo y multifactorial, y se vincula a las características del lodo, el residual alimentado, la configuración y características de la membrana, así como las condiciones de operación del proceso de filtración (Defrance, 2000; Shane, 2007; Lee, 2003). La comprensión y la formulación matemática integral de todo el sistema está condicionada al análisis de todas las relaciones e interacciones que ocurren durante la etapa de tratamiento, que comprende desde la entrada del residual hasta la salida final del agua tratada (Cho, 2002; Fane, 2002; Le-Clech, 2003; Ognier, 2004; Van Kaam, 2005; Yu, 2003)

Introducción

Hipótesis de trabajo.

La integración de los conocimientos sobre las interacciones físicas y los procesos metabólicos que ocurren en los biorreactores con membranas sumergidas, podría conducir al desarrollo de modelos matemáticos dinámicos predictivos que mejoren la simulación y la optimización del funcionamiento de esta tecnología.

Objetivo general.

Desarrollar nuevos modelos dinámicos que describan el comportamiento de los sistemas de biorreactores con membranas sumergidas para el tratamiento de aguas residuales.

Objetivos específicos.

- 1- Desarrollar nuevos modelos dinámicos que integren la influencia de las variables de operación del proceso, las características de la alimentación, así como la influencia del comportamiento del sistema biológico y las principales sustancias colmatantes sobre el proceso de colmatación en BMS.
- 2- Estudiar el comportamiento de un BMS, mediante el seguimiento analítico del sistema, a diferentes condiciones de operación.
- 3- Validar los modelos, sus parámetros y los algoritmos de cálculo desarrollados.
- 4- Optimizar las condiciones de operación de un BMS a través de la simulación del proceso con el modelo integral desarrollado.

CAPÍTULO 1

REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1- Procesos de tratamientos de aguas residuales basados en lodos activados.

Hace casi un siglo, en 1913, Ardern y Lockett aplicaron por primera vez el uso de los lodos activados en el tratamiento de residuales. El principio de funcionamiento de estos procesos se basa en aprovechar la capacidad de degradación que poseen poblaciones de microorganismos, sobre múltiples sustancias orgánicas e inorgánicas, las cuales pueden encontrarse en estado soluble o coloidal. La biomasa, como también se conoce a este conjunto de poblaciones de microorganismos, está compuesta en mayor proporción por especies de bacterias y protozoos. Estas especies se unen entre ellas mediante sustancias poliméricas extracelulares (SPE) dando origen a la formación de flóculos con tallas que pueden variar en un intervalo de 50-200 μm (Flemming, 2001). Durante el proceso estos flóculos pueden removerse mediante la sedimentación gravitatoria, obteniéndose un efluente clarificado con una menor concentración de los compuestos que se alimentan a estos sistemas.

La selección y diseño del sistema a utilizar, así como su modo de operación, estará en dependencia del tipo de residual a tratar. Por ejemplo, en el caso de la contaminación carbonada se potencia principalmente el metabolismo aerobio de los microorganismos. Otros tipos de transformación son la nitrificación, donde el amonio se convierte a nitrito y nitrato, y la desnitrificación donde ocurre la transformación de los nitratos en nitrógeno gaseoso. Todas estas reacciones forman parte del ciclo biológico de los microorganismos, los cuales necesitan fuentes de carbono, donantes y receptores de electrones, para formar posteriormente diversos productos del metabolismo.

Las plantas de tratamientos de residuales basadas en procesos clásicos de lodos activados son numerosas hoy en día, y a pesar de su estabilidad y robustez han alcanzado también sus límites de explotación en determinados parámetros. Uno de los aspectos más vulnerables es la eficiencia de la etapa de sedimentación, la cual es inestable y está directamente vinculada al comportamiento biológico y cinético del sistema. Aspectos como una alta edad de lodo o la aparición de organismos filamentosos dentro del tanque de aireación, conduce a la modificación de las características de la biomasa, que se transforma en poco sedimentable y provoca una disminución en la calidad de la corriente de salida. Es por esas razones que se ha trabajado en el desarrollo de nuevos procesos de tratamiento bajo el principio de la utilización de lodos activados pero sustituyendo la etapa de sedimentación por otros procesos de separación como son las membranas.

1.2- Biorreactores con membrana.

La utilización de las membranas es ya antigua en la ingeniería química, principalmente en la rama de la química farmacéutica, la química fina y la producción de alimentos. Estos dispositivos están asociados a procesos costosos y de difícil manejo, con frecuentes paros por limpieza y costosos recambios de las membranas, en ocasiones antes de finalizar su tiempo de vida útil. Por tanto, una gran cantidad de estudios se desarrollan con el objetivo de mejorar la eficiencia y el control de los procesos que utilizan la filtración con determinadas membranas. La primera utilización de los biorreactores con membrana (BM), para el tratamiento de residuales, data de los años 60 y es en la década de los 70 que la tecnología entra al mercado (Stephenson, 2000).

La tecnología de membrana, en un principio, tenía un uso muy limitado y solamente se empleaba como tratamiento terciario en los procesos convencionales. La microfiltración (MF), ultrafiltración (UF) y la ósmosis inversa (OI) se utilizaron en áreas donde había requerimientos de vertido muy rigurosos o donde se pretendía reutilizar el agua depurada. Los factores principales que limitaron el desarrollo de la tecnología de membrana fueron el elevado costo de inversión, de operación, y un inadecuado conocimiento de las ventajas potenciales de las membranas en el tratamiento de las aguas residuales (Fane, 2002). Sin embargo, con la aparición de módulos de membrana menos costosos y más efectivos, junto con el aumento gradual de la exigencia de las normas de vertimiento, la tecnología de membrana volvió a cobrar interés.

En los últimos años se ha diversificado su utilización, se han construido el mayor número de instalaciones pilotos y se han incrementado los trabajos de investigación básica y perfeccionamiento del proceso. No sólo se han desarrollado numerosos estudios en plantas pilotos sino que en varias partes del mundo hay plantas a escala industrial que utilizan esta tecnología. Los usos actuales incluyen el tratamiento y reciclado de agua en comunidades y edificios, el tratamiento de aguas residuales municipales, y el tratamiento de efluentes en determinadas industrias (Manem, 1996).

Existen varias áreas de aplicación muy prometedoras que están todavía en fase de desarrollo. Entre ellas se encuentra el tratamiento de efluentes procedentes de actividades ganaderas, aguas residuales de industrias alimentarias, la eliminación de herbicidas y pesticidas de las corrientes de aguas residuales, la eliminación biológica de los nitratos, y el tratamiento de los residuales farmacéuticos (Clara, 2005; Joss, 2005; Katsuki, 2005; Roberts, 2000; Shimizu, 1996; Scott, 1998; Scholz, 2000; Urase, 2005).

Revisión bibliográfica

Actualmente existen alrededor de 500 BM operando en diversas partes del mundo con muchos otros en fase de proyecto o construcción. Los países en los que más se ha extendido esta tecnología son Japón (que cuenta aproximadamente con el 66% de los procesos a nivel mundial), Estados Unidos y Europa (Rosenberger, 2005; Stephenson 2000). Los BM pueden ser definidos como sistemas en los que se integra la degradación biológica de los efluentes con la filtración de membrana (Cicek, 1999). Existen dos configuraciones fundamentales para esta tecnología, los biorreactores con membrana externa (BME, figura 1) y los biorreactores con membrana sumergida (BMS, figura 2)

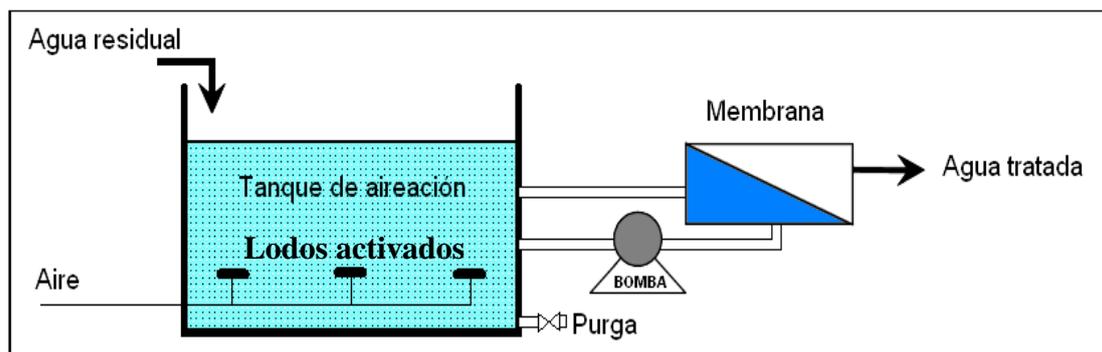


Figura 1- Configuración de un biorreactor con membrana externa (BME)

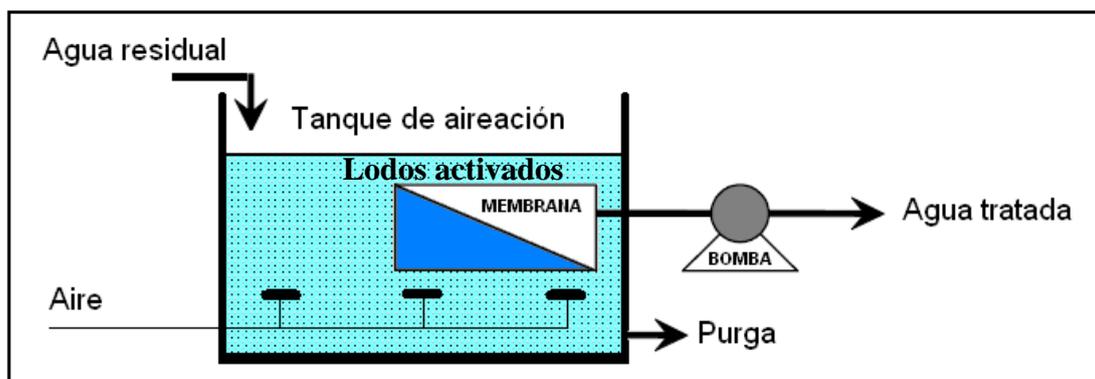


Figura 2- Configuración de un biorreactor con membrana sumergida (BMS)

Para el caso de los BMS la unidad de membrana está inmersa en el propio reactor biológico. La fuerza impulsora a través de la membrana se alcanza presurizando el biorreactor o creando presión negativa en el lado permeado de la membrana. La limpieza de la membrana usualmente se realiza a través de retrolavados con agua permeada y aire, u ocasionalmente mediante retrolavados con soluciones químicas. Generalmente se coloca un difusor de aire justo debajo del módulo de la membrana para suministrar el aire necesario para homogeneizar el contenido del tanque, para el proceso biológico y para la propia limpieza de la membrana. (Bouhabila, 1998; Rosenberger, 2002).

Revisión bibliográfica

La configuración BME implica que el licor de mezcla es recirculado desde el biorreactor hasta la unidad de membrana externa a la unidad biológica. La fuerza impulsora para la filtración es la presión creada por la alta velocidad del flujo a través de la superficie de la membrana (Cicek, 1998; Urbain, 1998).

Más del 98% de los sistemas complementan el proceso de separación de membrana con un proceso biológico aerobio. Aproximadamente el 55% de los sistemas comerciales tienen la membrana sumergida dentro del biorreactor mientras que el otro 45% restante presenta una configuración de membrana externa al biorreactor. Cada una de estas configuraciones tiene sus ventajas y desventajas, una tabla comparativa con algunos de los aspectos más importantes a tener en cuenta antes de seleccionar la configuración a instalar se presenta en la tabla 1.

Tabla 1- Comparación de los sistemas de membrana externa y sumergida.

ASPECTOS A COMPARAR	TIPOS DE CONFIGURACIÓN	
	BME	BMS
Costos de aireación	Bajos (60%)	Altos (90 %)
Flujo de filtración	Alto	Bajo
Costos de bombeo	Alto	Muy bajos
Costos de operación	Elevados	Bajos
Frecuencia de limpieza	Mayor frecuencia	Baja
Inversión inicial	Menor	Alta

Para ambas configuraciones el estado de la tecnología actual ha alcanzado un importante desarrollo en los últimos años, de forma que los BM están siendo cada vez más utilizados en el tratamiento tanto de aguas residuales municipales como industriales. Atendiendo a la elevada calidad del efluente y el alto grado de compactación de las plantas estos procesos están particularmente adaptados para la aplicación en áreas de elevada sensibilidad ambiental; el tratamiento de complejos efluentes industriales que requieren un sistema que permita operar a elevadas edades de lodos; aplicaciones específicas donde el proceso convencional de lodos activados no puede producir un efluente de calidad adecuada a costos razonables; en áreas donde existen limitaciones espaciales y en ampliaciones de plantas convencionales (Metcalf, 2003; Stephenson, 2000).

Por otra parte, la mayor ventaja potencial de esta tecnología está en el campo de la reutilización. Esto se debe a que las membranas de los reactores pueden ser de UF, con esta escala de filtración se retienen las bacterias, algunos virus y muchos componentes orgánicos e inorgánicos que frecuentemente son encontrados en los efluentes de los tratamientos

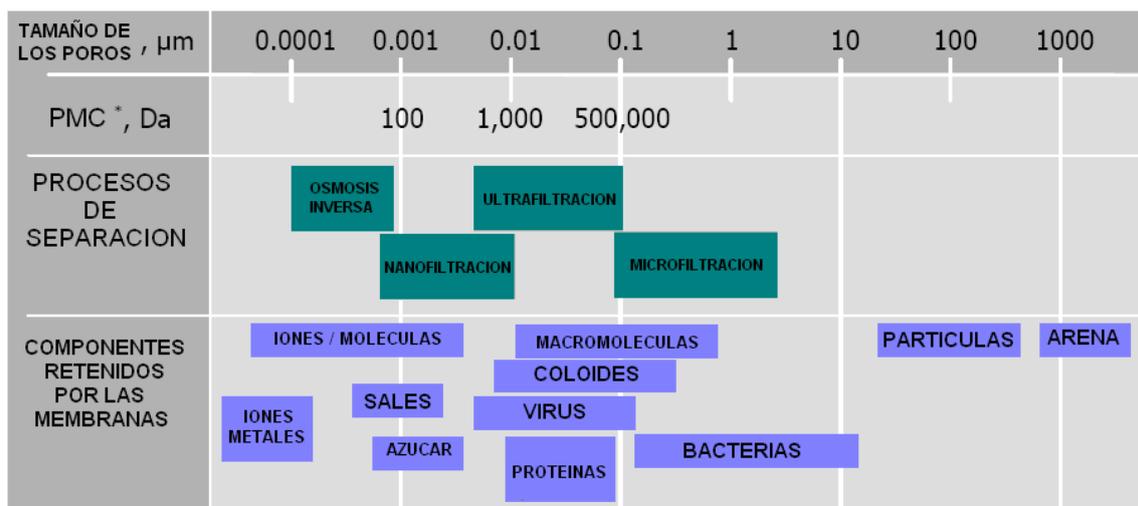
Revisión bibliográfica

biológicos convencionales. Por tanto, dependiendo del uso que se le quiera dar, el efluente de un BM puede ser adecuado para la reutilización directa o como agua de suministro para un proceso de ósmosis inversa.

1.3 Características generales de las membranas para los BM.

Durante el proceso de filtración se origina un fenómeno conocido por colmatación que es la reducción de la permeabilidad de la membrana como consecuencia de la obstrucción de sus poros de forma interna o externa. Este proceso es el responsable del aumento de la presión transmembranal durante la filtración, y en consecuencia es el causante de la parada del proceso para someter a las membranas a la limpieza. El material de la membrana, su configuración, la escala de filtración elegida, y la forma de explotación del sistema, pueden influir directamente en la velocidad de colmatación de la membrana.

La talla de los poros de las membranas está directamente vinculada a su eficiencia de retención, y es una variable de importancia a la hora de analizar el residual a tratar y la evolución del proceso de colmatación. La figura 3 muestra la relación existente entre la escala de filtración de la membrana y la retención de determinados productos. En cuanto a la escala de filtración a utilizar los trabajos reportados que comparan la UF con la MF muestran que la UF, o al menos la MF próxima a la escala de ultrafiltración, conlleva a una menor colmatación de la membrana. El tamaño de los poros en esas condiciones permite evitar la acumulación de algunas partículas en el interior de la membrana. (Albasi, 2002; Chang 2002; Choi, 2005).



* PMC = PESO MOLECULAR DE CORTE

Figura 3- Clasificación de los procesos de separación por membrana, influencia del tamaño de los poros en la retención de componentes presentes en el sistema. (Mulder, 1996; Metcalf, 2003)

Revisión bibliográfica

Actualmente se utilizan diferentes tipos de membranas en los BM. Atendiendo a la forma que presentan las membranas se clasifican en membranas planas, tubulares, de placas y de fibra hueca. Atendiendo a la composición de las membranas éstas pueden ser orgánicas, que son aquellas cuya capa activa está fabricada por un polímero o copolímero orgánico (polisulfona, polietersulfona, polietileno, entre otros), o inorgánicas (de materiales cerámicos fundamentalmente). Los criterios para obtener un rendimiento óptimo de las membranas usadas en un BM son los siguientes (Visvanathan, 2000):

1. Ser inertes y no biodegradables.
2. Ser fáciles de limpiar, de regenerar, y deben de ser resistentes a los agentes químicos, a las presiones, y a las temperaturas elevadas.
3. Tener una distribución de los poros uniforme y elevada porosidad.
4. Ser neutras o presentar carga negativa para evitar la adsorción de los microorganismos.
5. Ser duraderas y fáciles de sustituir.
6. Ser capaces de resistir las condiciones específicas del agua de alimentación.

De forma preliminar la selección del tipo de membrana a utilizar puede vincularse con el tipo de residual a tratar. Un residual con alta carga de cristales inorgánicos fuertes produce durante la filtración una abrasión en las membranas cerámicas acortando la vida útil de las mismas (Cicek-b, 1999), por tanto, lo más aconsejado en ese caso sería la utilización de membranas orgánicas. Una comparación entre algunos de los diferentes tipos de configuraciones de membrana se presenta en la tabla 2.

Ateniendo a sus características de trabajo, y sobre todo su bajo costo, los materiales más utilizados en la actualidad para las membranas de un BM son los poliméricos, principalmente polietersulfona, polietileno y polifluoruro de vinilideno. En cuanto a la configuración ideal no existe una tendencia determinada y se puede encontrar en el mercado diversos suministradores que proporcionan una gama variada de membranas atendiendo a muchos de los parámetros analizados anteriormente.

Revisión bibliográfica

Tabla 2- Comparación entre algunas de las distintas configuraciones de membranas más utilizadas en los BM.

Tipo de membrana	Relación área/volumen (m ² /m ³)	Costo	Promoción de turbulencia	Ventajas	Desventajas
Tubular	20-30	Muy alto	Muy bueno	Fácil limpieza. Toleran altas concentraciones de sólidos suspendidos totales.	Costos de inversión y de sustitución muy altos.
Placas	400-600	Alto	Débil	Pueden desmantelarse para limpieza.	Diseño complejo. No retrolavables.
Tubo capilar	600-1200	Bajo	Bueno	Características entre tubular y fibra hueca.	
Fibra hueca	5000-40000	Muy bajo	Muy pobre	Retrolavables. Compactas. Toleran altos niveles de sustancias coloidales.	Baja tolerancia frente a choques de presión.

1.4- Aspectos generales de los esquemas de filtración utilizados en los BM.

Para posibilitar el paso del filtrado a través de la membrana es necesario ejercer una fuerza que conduzca los fluidos a través de ella. Los dos mecanismos de transporte más importantes en los BM son la difusión y la convección. La fuerza empleada para filtrar a través de las membranas es, en el caso de los BM, un gradiente de presión conocido como presión transmembranal (PTM). Esta PTM puede definirse, por lo tanto, como la presión necesaria para hacer pasar el agua a través de la membrana. Cuando el sistema opera en modo de flujo cruzado, la presión media transmembranal se determina por (Stephenson, 2000):

$$PTM_m = \frac{P_i + P_o}{2} - P_p \quad (1)$$

donde:

PTM_m: presión transmembranal media a través de la membrana (Pa)

P_i: presión a la entrada del módulo de membrana (Pa)

P_o: presión a la salida del módulo de membrana (Pa)

P_p: presión del permeado (Pa)

Dado que el flujo y la presión están muy interrelacionados en el proceso, se puede fijar cada uno de ellos según los criterios de diseño. Generalmente se acostumbra a fijar el valor del flujo y luego se determina hasta que valor de PTM es adecuado trabajar en el sistema. Los

Revisión bibliográfica

esquemas de filtración de membrana en los BM son básicamente dos: la filtración frontal y la filtración de flujo cruzado o tangencial. La figura 4 muestra una representación de las características y diferencias existentes entre los dos principales esquemas de filtración utilizados en los BM (Metcalf , 2003).

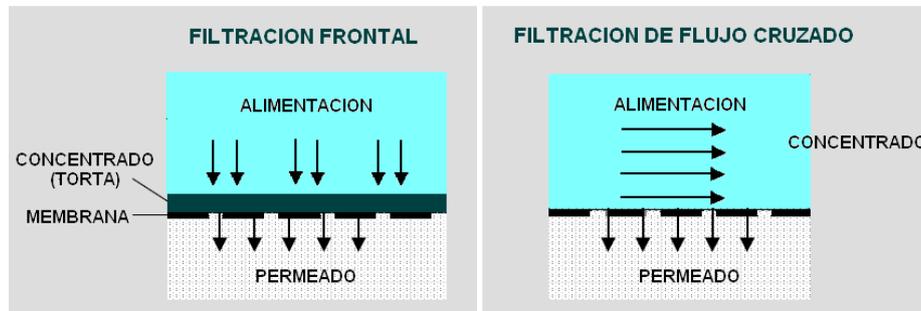


Figura 4- Esquemas de filtración utilizados en los BM: frontal y de flujo cruzado.

En el modo de filtración frontal todos los componentes, suspendidos y disueltos, son transportados hacia la membrana, esto conduce a una concentración creciente del material y un incremento de la colmatación. Esta es inferior para el caso de la filtración tangencial, donde el movimiento de la alimentación sobre la superficie de la membrana impide la excesiva deposición de material, y conlleva a mayores valores de flujo de permeado. Lamentablemente mantener el flujo tangencial requiere un mayor gasto energético por concepto de bombeo del fluido, lo cual encarece el proceso, por tanto este esquema se utiliza para tratar residuales que justifiquen estos gastos económicos. En aplicaciones industriales los valores de PTM pueden alcanzar valores de hasta 500 kPa con velocidades tangenciales entre 0.5 y 5 m/s. Estos valores son menores para el caso de plantas de tratamiento de residuales urbanos donde la PTM raras veces es superior a 60 kPa y las velocidades tangenciales son del orden de 1 m/s (Ripperger, 2002; Stephenson, 2000).

En el caso de la filtración frontal se ha logrado disminuir la cantidad de material depositado sobre la membrana utilizando la inyección de burbujas de aire que crean fuerzas de cizallamiento capaces de desprender el material de la torta, no obstante una excesiva aplicación del flujo de aire tanto en el tiempo como en su intensidad puede ser contraproducente para el proceso, pues puede incrementar también los costos por bombeo de aire o producir modificaciones en la reología del lodo, lo cual determina la necesidad de encontrar soluciones de compromiso entre estas variables (Gui, 2002; Van Kaam, 2005).

1.5- Factores que influyen en el proceso de colmatación de la membrana.

Durante la filtración ocurren varios procesos de manera simultánea, lo que dificulta la comprensión de todas las interacciones físicas, químicas y biológicas que ocurren en el interior del BM, y adicionalmente complejiza la obtención de modelos matemáticos que sean capaces de describir globalmente todo el sistema. Diversos estudios han ido enfocando la solución del problema a través del análisis de los mecanismos, las fuerzas, y los factores que están presentes durante el tratamiento de los residuales, los cuales influyen en la evolución del proceso de colmatación y en el comportamiento global de todo el biorreactor. Analizando las distintas fuentes puede elaborarse un esquema general (figura 5) que muestre de manera simplificada las áreas de acción de cada uno de estos mecanismos y fuerzas actuantes, durante la filtración a través de las membranas. (Cho, 2002; Fane, 2002, Judd, 2005; Le-Clech, 2003; Ognier, 2004; Van Kaam, 2005; Yu, 2003).

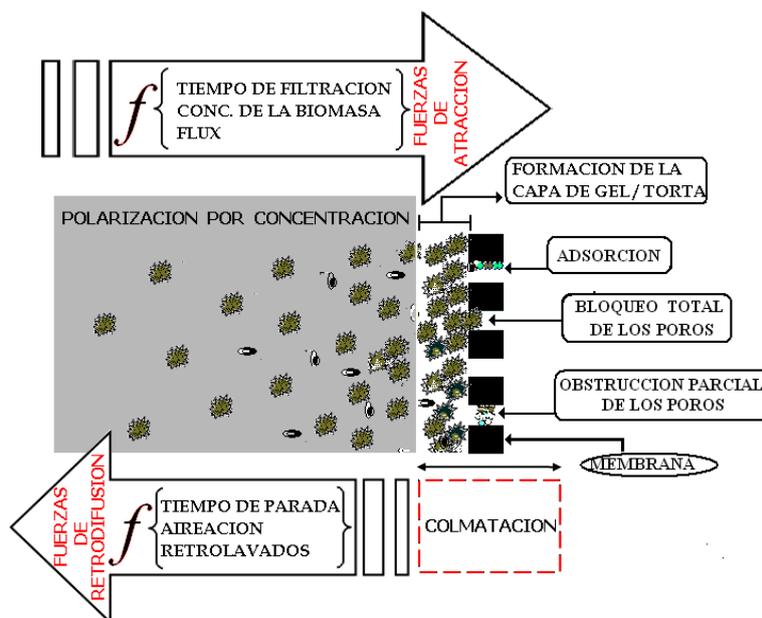


Figura 5- Principales factores y mecanismos que influyen en la colmatación de la membrana durante la filtración.

Todos los estudios realizados muestran que la colmatación es un fenómeno progresivo y multifactorial, afecta en mayor grado a las membranas sumergidas y se vincula a las características del lodo, el residual alimentado, la configuración y características de la membrana, así como las condiciones de operación con que se lleva a cabo el proceso de filtración. La comprensión y la formulación matemática integral de todo el sistema están condicionadas al análisis y solución de todas las relaciones e interacciones que ocurren a lo largo de la etapa de tratamiento, que comprende desde la entrada del residual hasta la salida

Revisión bibliográfica

final del agua tratada. Las tablas 3 y 4 resumen los principales resultados que se han obtenido a través del estudio de los factores que afectan el comportamiento y desarrollo de la colmatación, y la disminución del caudal durante la etapa de filtración (Chang, 2000; Chang-b, 2002; Fane, 2002; Judd, 2005; Le-Clech, 2003; Yu, 2005).

Tabla 3- Factores que influyen sobre la colmatación de la membrana en BMS.

Características de la alimentación	Características de la biomasa	Características del módulo y la membrana	Condiciones operacionales
1- Pretratamiento realizado 2- Complejidad del residual de entrada 3- Velocidad de carga del residual	1- Parámetros Globales (μ , ρ , oxígeno disuelto) 2- Características de los flóculos 3- Presencia y tipos de SPE	1- Tamaño de los poros 2- Configuración de la membrana 3-Material 4-Hidrofobicidad de la membrana	1- Edad del lodo 2- Limpieza de la membrana 3- Aireación 4- Modo de filtración 5- Caudal impuesto

Tabla 4- Factores que influyen en la disminución del caudal de filtración.

Propiedades del lodo activado	Actúa sobre:	A través de:
Tamaño de las partículas	Resistencias	Formación de la capa de gel / torta
Características de los flóculos	Resistencias	Formación de la capa de torta
viscosidad(Lodos)	PTM	Fuerzas de cizallamiento
Solutos (cantidad y calidad)	Resistencias	Adsorción, bloqueo de poros, capa de torta
pH	Resistencias	Adsorción de algunas especies, cristalización, desnaturalización de las proteínas
Temperatura	viscosidad (Permeado)	
Propiedades de la membrana	Actúa sobre:	A través de:
Material	Resistencias, PTM	Caudal de permeado, adsorción, bloqueo de poros
Tamaño de poro, porosidad	Resistencias, PTM	Caudal de permeado, adsorción, bloqueo de poros, capa de torta
Configuración	PTM	Caudal de permeado, condiciones operacionales, estrategias de limpieza
Condiciones operacionales	Actúa sobre:	A través de:
Velocidad tangencial	Resistencias	Fuerza de cizallamiento, formación de la capa de torta
Filtración a flujo constante	Resistencias, PTM	Adsorción, bloqueo de poros, formación de la capa de gel / torta
Filtración a presión constante	Resistencias, PTM	Adsorción, bloqueo de poros, formación de la capa de gel / torta

1.6- Influencia de las sustancias poliméricas extracelulares (SPE), los productos microbianos solubles (PMS) y otras sustancias en el proceso de colmatación

Los PMS y las SPE requieren una atención especial en el estudio del fenómeno de la colmatación. Las SPE incluyen a diferentes clases de macromoléculas como son las proteínas, ácidos nucleicos, polisacáridos y fósfolípidos, así como otros compuestos que se encuentran en la superficie exterior de las células de los microorganismos del lodo y en los espacios intercelulares de los flóculos (Flemming, 2000). La proporción en que se encuentran los componentes de las SPE es variable. Algunos autores reportan a los polisacáridos como los de mayor proporción, mientras otros han encontrado a las proteínas como las más abundantes dentro de la composición de las SPE (Dignac, 1998; Nielson, 1997).

Estas sustancias consisten en materiales insolubles producidos por secreción activa y tienen determinados fines en la vida de los microorganismos, como son la formación de flóculos biológicos y biopelículas, la creación de barreras alrededor de las bacterias, la retención de agua, y la adhesión a superficies (Jang, 2005; Laspidou, 2002). Ellas pueden formar una matriz de gel altamente hidratada donde se embeben los microorganismos, lo que puede ocasionar la aparición de barreras al flujo de permeado en los procesos de filtración con membrana. En la actualidad se consideran a las SPE como un factor muy influyente en el fenómeno de la colmatación (Chang-b, 2002; Ishiguro, 1994).

Para el análisis correcto de la influencia real de las SPE en el proceso de colmatación se requiere una cuantificación de sus concentraciones en el biorreactor. Este tema es objeto de polémicas, ya que los resultados de estas mediciones están íntimamente ligados al método de extracción utilizado. Los métodos de extracción son numerosos e incluyen la adsorción en resinas de intercambio catiónico (Frolund, 1996; Gorner, 2003; Jang, 2005), los métodos de calentamiento (Morgan, 1990), la centrifugación con formaldehído (Zhang, 1999), la extracción con EDTA (2%) y NaOH (2N) (Liu, 2002), considerándose la extracción con formaldehído como la más eficiente, aunque por su sencillez el método de calentamiento es el más utilizado en las investigaciones. Los valores de concentración se determinan fundamentalmente por métodos fotométricos como los métodos de Lowry o Dubois (SMWW, 1999). Los intervalos de concentraciones de proteínas determinados por estas técnicas analíticas fluctúan entre 25 y 530 mg/g(materia en suspensión) y la concentración de polisacáridos entre 7 y 110 mg/g(materia en suspensión). Es necesario señalar que la variabilidad en las características propias de cada muestra a analizar y la no existencia en la actualidad de una técnica de extracción estandarizada provocan fluctuaciones entre los valores reportados por los diferentes estudios (Frolund, 1996; Liu, 2002; Wilén, 2003).

Revisión bibliográfica

Las condiciones de operación pueden influir en un aumento de la concentración de SPE en el licor mezclado. Entre ellas se encuentran, la concentración del sustrato, la aireación y la velocidad de carga del residual al sistema. Sin embargo, la variable más influyente es el tiempo de retención celular o edad del lodo (EL). Los BM trabajan a altas edades de lodos. Para valores elevados (30-100 días) puede observarse una mayor acumulación de las SPE y un aumento de la viscosidad del lodo. Estudios recientes han demostrado que altas edades de lodo conllevan a un mayor requerimiento de aireación para lograr una adecuada limpieza de la membrana, por lo cual evidencia indirectamente el aumento del nivel de colmatación de la membrana producto de la capa gel / torta que es la que tiende a eliminarse con aire y donde se concentran gran parte de las SPE (Liu 2005; Hernández, 2006).

Por otra parte, en diseños recientes de BMS, donde se han creado dobles compartimientos para aislar la membrana sumergida del contacto con la biomasa (Ng, 2005), se han reportado niveles de colmatación significativos a lo largo del proceso de filtración. Esto evidencia la importancia de las sustancias solubles del licor mezclado en los mecanismos de colmatación, principalmente los PMS. Estas sustancias son componentes solubles generados por la biomasa que se difunden a través de la membrana celular de los microorganismos, excretados con algún propósito o liberados durante la lisis celular, aunque pueden provenir en parte del residual alimentado (Laspidou, 2002).

El concepto de la colmatación debido a los PMS es relativamente nuevo no reportándose su influencia en trabajos anteriores al año 2001. La mayoría de las investigaciones concuerdan en que actúan de forma similar a las SPE, donde algunos autores consideran que son producto también del metabolismo de las SPE enlazadas a los flóculos (Jang, 2005; Laspidou, 2002; Rosenberger, 2005). Durante la filtración los PMS se adsorben a la superficie, bloquean de forma progresiva los poros de la membrana, o forman una estructura gelatinosa que constituye una posible fuente de nutriente para la biopelícula de microorganismos. Esto ocasiona una considerable resistencia hidráulica al flujo de permeado. En comparación a la distribución de tamaños, se han encontrado para los PMS una distribución de pesos moleculares superior a la medida para las SPE (Brookes, 2003).

Otros elementos han sido igualmente considerados como posibles promotores de la colmatación de la membrana como son las sustancias húmicas, los cationes divalentes presentes en el licor mezclado y las bacterias libres. Los compuestos húmicos, provienen de la descomposición de la materia orgánica vegetal aportada en gran medida por el residual de entrada en las plantas que tratan residuales urbanos. Presentan estructuras polifenólicas y agrupan principalmente a los ácidos húmicos, y los fúlvicos o ligninas. Ellos tienen una débil

tendencia a integrar los flóculos, por tanto se mantienen en el seno del líquido durante la filtración, lo que influye en la obstrucción de los poros de la membrana. Las bacterias libres, otros de los posibles causantes de la colmatación, presentan tallas submicrónicas y no tienen tendencia a flocular, aumentando su probabilidad de interacción con los poros de la membrana (Cabassud, 2004; Wilén, 2003).

Recientemente se han comenzado a formular diversas hipótesis sobre las interacciones que se establecen entre todas estas sustancias (SPE, PMS, sustancias húmicas, bacterias libres, cationes divalentes). Una de ellas es la posibilidad de que entre todos estos elementos se genere la formación de una segunda capa colmatante que actúa como una membrana secundaria, incrementando la retención y/o la adsorción de las macromoléculas (Chu, 2005). Estas hipótesis que requieren de más estudios y de nuevas metodologías de medición analítica para visualizar mejor estas interacciones durante el proceso de filtración.

1.7- Modelación matemática de los sistemas BM.

A partir del establecimiento de la tecnología de los BM como proceso confiable, respaldado por sus resultados iniciales y su paulatina generalización, diversos investigadores se han dado a la tarea de profundizar en la descripción matemática del proceso (Bolton, 2006; Li, 2006; Ognier, 2004; Wintgens, 2003). Aunque aun no puede hablarse de la modelación general de todo el proceso y mucho menos de la optimización final de la tecnología, se ha avanzado en describir de manera particular muchos de los mecanismos y fenómenos presentes en estos sistemas, e incluso algunas de las interacciones existentes.

Analizando la literatura enfocada en los temas de la modelación de los BM puede observarse diversos modos de afrontar el problema. Tomando como punto de partida los modelos convencionales más conocidos de la propia teoría de la filtración o de aquellos provenientes de otras tecnologías que utilizan la filtración con membrana, los estudios actuales se orientan sobre todo al desarrollo matemático de los siguientes aspectos (Bowen, 1995; Bolton, 2006; Li, 2006; Ognier, 2002; Ognier, 2004; Wisniewski, 1998; Wintgens, 2003):

- 1- Modelación de la cinética de los procesos de remoción de sustratos.
- 2- Modelación de los mecanismos de colmatación de la membrana.
- 3- Modelación de la disminución del caudal durante la filtración y el incremento de la resistencia a la filtración.
- 4- Modelación de la colmatación producida por determinados elementos (proteínas, polisacáridos, biomasa, entre otros), tanto de manera independiente como conjugada.
- 5- Modelación de la evolución de los mecanismos de colmatación a corto y largo plazo.

- 6- Modelación de la generación por parte de la biomasa de SPE y PMS.
- 7- Modelación de la degradación de determinados compuestos sintéticos
- 8- Adecuación a los BM de modelos propuestos para el proceso clásico de lodos activados.

Para llevar a cabo estos trabajos se emplean un número considerable de ecuaciones y modelos, una vez que no se ha logrado unificar la modelación de todo el sistema lo cual es una tarea gigantesca. Para los BM se han desarrollado modelos fenomenológicos, semiempíricos y empíricos. Estos últimos, en muchos casos, están restringidos en cuanto a su dominio de aplicación y limitados por las condiciones experimentales en las que fueron obtenidos. De manera específica los modelos actuales para los BM pueden agruparse en:

- 1- Modelos de resistencias en serie.
- 2- Modelos de transferencia de masa.
- 3- Modelos de polarización por concentración.
- 4- Modelos empíricos.
- 5- Modelos dinámicos.

1.7.1- Modelo de resistencias en serie.

Este modelo es el resultado de la aplicación de la ley de Darcy con el modelo de resistencias en serie. Es un modelo simple que describe de forma sencilla la relación caudal de filtrado – presión transmembranal en todo el rango de presiones. Según este modelo, esta relación se expresa con la siguiente ecuación (Stephenson, 2000):

$$J = \frac{\Delta P}{\mu \sum_{i=1}^n R_i} \quad (2)$$

donde: J = flujo de filtrado ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$), μ = viscosidad de filtrado ($\text{Pa} \cdot \text{s}$), P = presión de operación (Pa), R_i = componente individual de resistencia (m^{-1}), n = número total de las resistencias consideradas en el sistema.

Dentro de los componentes individuales de resistencia, normalmente se consideran la resistencia de la membrana (R_m), la resistencia de la torta (R_t) o la resistencia del gel de polarización (R_{pol}), además de la resistencia por colmatación al interior de los poros, ya sea reversible o irreversible (R_{col}). No obstante, es preferible considerar la ecuación en su forma matemática general pues es posible desglosar algunas de estas resistencias en componentes o introducir nuevos términos de resistencia no considerados hasta el momento. Tal como sugiere el trabajo de Li y Wang, que consideran la existencia de una torta con la presencia de

Revisión bibliográfica

una fracción variable en el tiempo y otra estática, ambas fracciones con diferentes valores de resistencia a la filtración (Li, 2006). En todo caso lo más importante para el trabajo con esta ecuación es lograr estimar el valor real de cada una de estas resistencias y pronosticar su evolución a lo largo del proceso de filtración. Los valores de estas resistencias, por lo general se calculan experimentalmente, lo que provoca que los investigadores tengan diferentes criterios a la hora de determinar su valor. Algunos autores prefieren considerar la pérdida del flujo de permeado como la suma de múltiples tipos de resistencias, mientras que otros prefieren referirse a un único valor de resistencia total (R_{total}) que las incluya todas (Chang, 2002). La tabla 5 muestra algunos de los valores de resistencia reportados por diversos autores.

Tabla 5- Valores de resistencias reportadas en función del sistema utilizado.

Tipo BM	Tipo de Membrana	Resistencias (10^{11} m^{-1})	Autor
BMS	Tubular, MF, (0.5 μm), Cerámica	$R_m=3-5$, $R_{col}=10$, $R_t=3-48$	(Shimizu,1996)
BMS	Fibra hueca, MF, (0.1 μm), Polimérica	$R_{total}=0.2-0.6$ (Dependiendo del régimen de limpieza)	(Ueda, 1997)
BME	Tubular, MF, (0.05 μm), Cerámica	$R_m=3.6$, $R_t=29$	(Tardieu, 1998)
BMS	Fibra hueca, MF, (0.2 μm), Polimérica	$R_m=8$, $R_{col}=1$, $R_t=24$	(Parameshwaran, 1999)
BMS	Placa sumergida, MF, (0.4 μm), Polimérica	$R_{total}=1-6$ (En función del tiempo de operación)	(Ueda, 2000)

A partir de este principio de las resistencias en serie, se ha intentado cuantificar las resistencias por el aporte específico de cada fracción del lodo, para lo que se utiliza la centrifugación del lodo activado y se filtra el sobrenadante en una célula de filtración (Ognier, 2002). Otro procedimiento utilizado es separar las muestras en tres partes: lodos activados, sobrenadante después de la sedimentación y sobrenadante floculado (con FeCl_3 a 0.4 g/L), (Bouhabila, 1998; Defrance, 2000; Ognier, 2002). Posteriormente, todas las resistencias obtenidas para cada fracción se suman para la cuantificación de la resistencia total. Este procedimiento no permite obtener valores concluyentes pues es muy frecuente que la suma total de las resistencias de las fracciones no coincida con la resistencia total de la muestra sin fraccionar, lo que sugiere que existe cierto sinergismo entre los componentes del sistema. Por último, trabajos recientes han incorporado el modelo de resistencias en serie en otros modelos más generales, con una concepción dinámica y utilizando modelos concebidos

en inicio para la simulación de lodos activados, obteniéndose resultados aceptables en la simulación del sistema a largo término (Wintgens, 2003).

1.7.2- Modelos de transferencia de masa.

Los modelos de transferencia de masa se han desarrollado a partir de consideraciones teóricas y analogías entre la filtración a través de lechos y la difusión a través de la capa polarizada. Ellos predicen el comportamiento de las partículas expuestas a filtración en flujo cruzado y consideran tanto la difusión browniana como la polarización por concentración, la difusión inducida por cizallamiento y el transporte superficial. De forma general predicen la formación de la torta a partir de partículas gruesas, una vez que ocurre una disminución de las fuerzas de cizallamiento. La mayoría de estos trabajos fueron desarrollados a partir de partículas no interactuantes, por lo cual no son representativos de los sistemas BM, aunque aportan conocimiento teórico en determinados aspectos. (Belfort, 1994).

Otros trabajos han utilizado criterios más próximos a los sistemas de BM. Tardieu y colaboradores midieron la distribución de tamaños de partículas del lodo activado, y calcularon para las condiciones hidráulicas de su instalación, el comportamiento de diferentes modelos de transporte de masa, encontrándose que había una aceptable correspondencia entre las predicciones de los modelos y los resultados experimentales. Las diferencias observadas las atribuyeron a la influencia de las interacciones entre las partículas, las cuales no están contempladas en estos modelos. (Tardieu, 1998).

El principal aporte de los modelos de transferencia de masa ha consistido en darle explicación a algunos mecanismos que influyen en la formación de la torta bajo determinadas condiciones. Por ejemplo, Bacchin y colaboradores estudiaron la interacción entre coloides y su influencia en el comportamiento de la filtración de suspensiones, lo que presenta muchos puntos en común con los BM. Se encontró que la permeabilidad de la capa de la torta era mínima con el aumento de la salinidad del sistema durante la filtración de suspensiones de bentonita. Esto se explicó a través del equilibrio que se establece, a bajas concentraciones salinas, entre las fuerzas de interacción superficial y la fuerza de fricción originada por el movimiento del líquido. Con el aumento de las concentraciones salinas las fuerzas repulsivas son más pequeñas, lo cual conduce a compactar la torta. Un aumento adicional de la salinidad conducirá a una mayor coagulación, que da lugar a partículas más grandes y menor permeabilidad de la torta y, por consiguiente, una disminución del caudal de permeado (Bacchin, 1996).

El mismo autor posteriormente desarrolló un modelo que describe la colmatación durante la ultrafiltración de suspensiones coloidales, el cual combina la interacción de los coloides, la polarización por concentración y los fenómenos de la deposición (Bacchin, 2002). No obstante, los cálculos hechos en este trabajo se realizaron con suspensiones que contienen un solo tamaño de partículas. El uso de este modelo se restringe además a los casos donde se conoce la relación exacta entre la viscosidad y la velocidad de cizallamiento, y se requiere entre otras cosas el conocimiento del perfil del flujo (Rosenberger, 2002).

1.7.3- Modelos de polarización por concentración

La polarización por concentración (PpC) es el término utilizado para describir la tendencia del soluto a acumularse a un lado de la membrana, en el área del agua de rechazo, dando lugar a una zona donde la concentración del soluto es mayor. A medida que el permeado atraviesa la membrana, los solutos que contiene se quedan en las proximidades de su superficie. Este soluto forma una capa de líquido estancado cuya velocidad de flujo tiende a cero. Como el agua está siendo constantemente renovada, se evita que se eleve demasiado esta concentración. El único modo de transporte dentro de esta capa es la difusión, en este caso la retrodifusión ya que el soluto es arrastrado bajo las condiciones de flujo cruzado. El grosor de la capa límite que se forma en la superficie de la membrana depende del sistema hidrodinámico, si se aplica flujo turbulento a las membranas esta capa disminuye (Stephenson, 2000). La polarización por concentración en estado estacionario se basa en la teoría de la película. El valor del caudal difusivo en estas condiciones se define de manera general como:

$$J = \frac{D_B}{\delta} \ln\left(\frac{C^*}{C}\right) \quad \text{con} \quad D_B = \frac{2kT}{3\pi\mu r_p} \quad (3)$$

donde: J= Caudal, D_B = Coeficiente de difusión browniana, δ =Espesor de la capa límite, μ = Viscosidad del permeado, C^* = Concentración en la superficie de la membrana, C = Concentración de la solución, r_p = Radio del soluto, k = Constante de Boltzman.

Este es un modelo clásico muy ligado al comportamiento newtoniano del fluido. Cuando se trabaja con coloides y/o material en suspensión, que se acumulan en la capa límite, se presentan problemas en la descripción del proceso si se utiliza esta estructura matemática, ya que no puede asumirse en estos casos un comportamiento newtoniano y se produce una desviación de la teoría de la película. Por tanto, es necesario trabajar con modelos que

Revisión bibliográfica

contengan correcciones al comportamiento no newtoniano y que sean capaces no solo de tomar en cuenta los cambios en la viscosidad del fluido sino, además, los cambios en la difusividad del soluto y la permeabilidad de la torta (Stephenson, 2000). La tabla 6 muestra un resumen de las principales expresiones analíticas, para cálculo en estado estacionario, que han sido obtenidas considerando un comportamiento no newtoniano, las cuales se conocen también con el nombre de modelos modificados de polarización por concentración.

Tabla 6- Modelos modificados de polarización por concentración para el cálculo en estado estacionario de la estimación del caudal de permeado promedio.

Ecuación (4-11)	Aplicabilidad	Referencia
$J = 0.078 \left(\frac{r^4}{L} \right)^{1/3} \gamma_0 \ln \left(\frac{C^*}{C} \right)$ (4)	Difusión inducida por cizallamiento $D_s = 0.03r^2\gamma_0$	(Zydney, 1987)
$J = 1.31\gamma_0\eta(C) \left(\frac{r^4 Q_{Cr}(C)}{LC} \right)^{1/3}$ (5)	Modelo integral para difusión inducida por cizallamiento $D_s(C)$	(Romero, 1988)
$J = 0.072\gamma_0 \left(\frac{r^4 C^*}{CL} \right)^{1/3}$ (6)	Difusión inducida por cizallamiento $C^* \approx 0.6$ y $C < 0.1$	(Romero, 1988)
$J = 1.31 \left(\frac{D_B^2 \gamma_0 C^*}{CL} \right)^{1/3}$ (7)	Flujo laminar, transporte difusivo browniano, $J \rightarrow U$	(Romero, 1988)
$J = \left(\frac{0.036r^3\gamma^2}{16v_0} \right)$ (8)	Velocidad inercial de ascensión $J = vL$	(Drew, 1991)
$J = 0.0807 \left(\frac{D_B^2 \gamma_0}{L} \right)^{1/3} \ln \left(\frac{C^*}{C} \right)$ (9)	Flujo laminar, transporte difusivo browniano, $J \ll U$	(Stephenson, 2000).
$J = 0.023 \left(\frac{U^{0.8} D_B^{0.67}}{d^{0.2} v^{0.47}} \right)^{1/3} \ln \left(\frac{C^*}{C} \right)$ (10)	Flujo turbulento completamente desarrollado	(Stephenson, 2000).
$J = 2.4r\gamma_0 (r^2 RC')^{2/5} \cot \theta$ (11)	Transporte superficial	(Stephenson, 2000).

donde: D_s - Coeficiente de difusión inducida por cizallamiento, γ_0 - Tasa máxima de cizallamiento, L - Elemento de longitud de la membrana, U - Velocidad tangencial, ν - Viscosidad cinemática, r - Radio de la partícula, $\eta(C)$ - Viscosidad adimensional dependiente de la concentración, $Q_{Cr}(C)$ - Flujo de exceso de partículas dependiente de la concentración, RC' - Resistencia específica de la torta, v_L - Velocidad inercial de ascensión, $\cot \theta$ - Parámetro de morfología superficial

En la actualidad estos modelos se utilizan para complementar otros estudios o sirven de base para trabajos más complicados que emplean estas aproximaciones matemáticas para cálculos en estado estacionario con fines puntuales. Algunos de estos modelos necesitan, en ocasiones, conocer de antemano la dependencia de la concentración de soluto, de la viscosidad y la difusividad, lo que complejiza su uso. Por otra parte, es necesario señalar que al considerar que la torta se deposita sobre la membrana de manera uniforme, estos modelos incurren en consideraciones que introducen desviaciones de la realidad. Estudios recientes han demostrado que la torta no se distribuye uniformemente sobre la superficie de la membrana, y por consiguiente, la capa límite tampoco es uniforme, como consecuencia de la fluctuación de las fuerzas de cizallamiento a lo largo del cuerpo del módulo de filtración (Chu, 2005).

1.7.4- Modelos Empíricos

Existe una gran cantidad de modelos empíricos para los BM. La mayoría son modelos diseñados para filtración frontal y con la particularidad de que son demasiado específicos y brindan solo buenos resultados para las condiciones en que fueron obtenidos. La pérdida de generalidad limita su aplicabilidad. No obstante se pueden mencionar algunos casos que han resultado interesantes, como el caso del modelo de Mallubhotla y Belfort (Mallubhotla, 1996) que describe la disminución del caudal en función del tiempo y presenta la siguiente estructura:

$$J(t) = J_0 e^{-\frac{t}{A+Bt}} \quad (12)$$

Donde: J_0 = Caudal inicial (m/s), t = Tiempo (s), A = Constante de tiempo para el crecimiento de la torta (s), B = Constante para el crecimiento de la torta (-).

Las constantes A y B deben ser obtenidas experimentalmente y, aunque su determinación es relativamente fácil y el modelo reproduce bien las curvas de filtración, es necesario criticar el poco significado físico que tienen estas constantes. Por otra parte, el modelo de Tardieu y colaboradores, obtenido luego de experimentar con cuatro lodos activados bajo diferentes condiciones biológicas y en estado estacionario, describe el cambio de la resistencia a la filtración en el tiempo (Tardieu, 1999).

$$\ln\left(\frac{\partial R}{\partial T}\right) = p - q\chi \quad (13)$$

con:

$$\chi = \frac{\text{Re}^{0.8} \tau_0}{\rho J^2} \quad (14)$$

o también,

$$\chi = \frac{\text{Re}^{1.3}}{Jd_h} \quad (15)$$

donde: Re = Número de Reynolds (-), τ_0 = Tensión de cizallamiento en la pared (Pa), d_h = Diámetro del canal de la membrana (m), ρ = Densidad del licor mezclado (kg/m^3)

El modelo vincula la influencia de la hidrodinámica del sistema en el proceso de colmatación, además la utilización de la ecuación (14) introduce la comparación entre las fuerzas de cizallamiento y la energía cinética vinculada al caudal, mientras que la ecuación (15) considera la transferencia de masa en regiones muy próximas a la membrana. Por último, otro tipo de modelo empírico se ha elaborado con parámetros adimensionales. Elmaleh y colaboradores trataron de caracterizar la filtración tangencial después de alcanzado el estado estacionario, para lo cual sugirieron la siguiente ecuación perteneciente a N_s (Elmaleh, 1998):

$$N_s = \frac{\rho u_c^2}{\Delta P} = \frac{\tau}{\frac{f}{2} \Delta P} \quad (16)$$

donde: N_s = Número de tensión de cizallamiento, ΔP = Presión transmembranal (Pa), u_c = Velocidad tangencial (m/s), τ = Tensión de cizallamiento (Pa), f = Factor de fricción (-), ρ = Densidad (Kg/m^3)

El otro número adimensional es el llamado número de resistencia (N_f):

$$N_f = \frac{\mu R_f u_c}{\Delta P} \quad (17)$$

Donde: μ - Viscosidad dinámica (Pa.s), R_f = (Resistencia a la filtración – Resistencia de la membrana) (m^{-1})

El primer número compara la tensión de cizallamiento con la fuerza directora del proceso de filtración, mientras que el número de resistencia compara el transporte convectivo a través de un elemento tubular con un caudal hipotético a través de la capa de resistencia. Una vez que

se alcanza el estado estacionario se calculan N_f y N_s para varios valores de presión transmembranal y se grafican los resultados atendiendo a la ecuación lineal:

$$N_f = a + b N_s \quad (18)$$

Una pendiente negativa con intersección en el eje N_s significa que el flujo tangencial puede eliminar la formación de torta o polarización, una pendiente negativa sin intersección en el eje N_s significa que solo puede eliminarse parcialmente, una pendiente positiva representa la aparición de colmatación irreversible.

1.7.5- Modelos dinámicos para la estimación de pérdida de caudal.

En la misma línea de describir la variación del caudal durante la filtración se encuentran los modelos que han sido desarrollados para describir el comportamiento dinámico del sistema. Entre los primeros se encuentran los modelos de Hermia y colaboradores, que concibieron unos modelos, fundamentalmente aplicables a la filtración frontal, considerando los tres mecanismos de bloqueo de poros, obstrucción parcial de poros y formación de la torta de manera independiente. Estos modelos pueden ser adaptados a la filtración tangencial si se logra calcular la proporción de material soluble aun no depositado (Hermia, 1982). Igualmente se han desarrollado expresiones fenomenológicas, probadas en filtración de proteínas y lodos activados, las cuales proporcionan cierta descripción del comportamiento dinámico de algunos sistemas. No obstante, no son aplicables con total éxito a los BM por las complejidades intrínsecas del sistema y por la matriz altamente heterogénea que representan los lodos activados dentro de los BM. (Fane, 1987; Stephenson, 2000).

Otras aproximaciones en este sentido son el trabajo con modelos que consideran el movimiento difusivo browniano o la difusión inducida por cizallamiento. Igualmente, se han publicado ecuaciones que consideran una combinación de factores, como la unión entre el mecanismo de bloqueo total de poros y la filtración a través de la torta. Sin embargo, estos tipos de modelos no han sido reportados con la misma frecuencia que otros modelos. Se observa una tendencia a trabajar en la búsqueda de modelos semi-empíricos, mucho más globales y modelos más estructurados que conjuguen cinética con fenómenos físicos. La tabla 7 muestra un resumen de algunos de los modelos dinámicos reportados para el cálculo de la estimación de la pérdida de caudal de filtrado a consecuencia del aumento de las resistencias en el sistema (Bolton, 2006; Romero, 1988; Song, 1995; Stephenson, 2000).

Revisión bibliográfica

Tabla 7- Modelos dinámicos para el cálculo del comportamiento del caudal de filtración

Ecuación (19-26)	Consideraciones	Referencia
$J = J_0 \exp\left(\frac{-a_{bl} J_0 A}{n_p}\right) t \quad (19)$	Modelo de bloqueo de poros	(Hermia, 1982)
$J = \frac{J_0}{\left(1 + \frac{a_{poro} J_0}{n_p \pi \delta_m r_p^2} t\right)^2} \quad (20)$	Modelo de obstrucción o estrechamiento de poros	(Hermia, 1982)
$J = \left(1 + \frac{2a_{dep} R'_c C_b A \Delta P}{\eta_0 R m^2}\right)^{-1/2} \quad (21)$	Modelo de formación de torta	(Hermia, 1982)
$J = \frac{\Delta P}{\eta_0 (R m + R'_c M_c * (1 - e^{-k_1 t}) + R'_{bl} M_{bl})} \quad (22)$	Modelo fenomenológico (obtenido con proteínas)	(Fane, 1987)
$J = \frac{\Delta P}{\eta_0 (k_2 U^{-2.5} + k_3) R' U} \quad (23)$	Modelo fenomenológico (obtenido con lodos activados)	(Fane, 1987)
$J = J_0 \left(1 + \frac{2J_0 R'_c}{R_m (C_c - C)} t\right)^{-1/2} \quad (24)$	Difusión inducida por cizallamiento	(Romero, 1988)
$J = 1.31 \left(\frac{D_2 \gamma_0}{L}\right)^{1/3} \left(\frac{C_c}{C} - 1\right)^{1/3} \text{ para } t \geq t_{ss} \quad (25)$ $J = \frac{1}{L} \left[\int_0^{x(t)} J_{SS}(x) dx + [L - X(t)] J(t) \right] \text{ para } t < t_{ss}$ $X(t) = 4.81 (D^2 \gamma_0) \left(\frac{C_c}{C} - 1\right) \left(\frac{C}{C_c}\right)^{3/2} \left(\frac{R'_c t}{\Delta P - \Delta P_c}\right)$ $\Delta P_c = \frac{3kT}{4\pi r^3} N_F$ $J = \left(\frac{\Delta P - \Delta P_c}{R_m}\right) \left(1 + \frac{2R'_c (\Delta P - \Delta P_c) C}{R_m^2 C^* t}\right)^{-1/2}$	Difusión Browniana en capa delgada	(Song, 1995)
$J = J_0 \left(1 - \frac{K_b V}{J_0}\right) \left(1 + 2K_c J_0^2 t\right)^{-1/2} \quad (26)$	Modelo de bloqueo total combinado con filtración a través de la torta	(Bolton, 2006)

donde: a_{bl} - Cantidad de poros bloqueados por volumen de filtrado obtenido, a_{poro} - Volumen de colmatante depositado entre los poros por volumen de filtrado obtenido, a_{dep} - Fracción de colmatante depositado en la membrana, A- Área del filtro, J_0 , J, J_{SS} - Caudal inicial, caudal al tiempo t, caudal en el equilibrio, $k_{1,2,3}$ - Constantes empíricas, M_{bl} - Depósito en la capa límite,

Revisión bibliográfica

M_C^* - Depósito máximo de torta (masa por unidad de área), n_p - Número de poros, r_p - Radio de poro, R_m - Resistencia de la membrana, R_{bl}' - Resistencia específica de la capa límite, ΔP - Diferencia de presión operacional, ΔP_C - Diferencia de presión crítica requerida para el comienzo de formación de la torta, t - Tiempo de filtración, t_{ss} - Tiempo de filtración en estado estacionario (tiempo a partir del cual el caudal es constante), X - Distancia desde el frente de la capa dinámica hasta la entrada, η_0 - Viscosidad de la suspensión, K_b - Constante de bloqueo total (s^{-1}), K_c - Constante filtración de la torta (s/m^2), V -Volumen de filtrado (m^3/m^2)

Luego de realizar el análisis de todos los modelos presentados, se puede observar que ninguno considera dentro de sus ecuaciones la influencia directa de aspectos tales como:

1. Características de la alimentación (carga de sustrato, tipo de sustrato, entre otros)
2. Características de la biomasa (tamaño de los flóculos, concentración, entre otros)
3. Influencia de la concentración de compuestos generados por el metabolismo de los microorganismos (PMS, entre otros)
4. Influencia de los parámetros operacionales sobre el comportamiento del sistema (edad de lodo, tiempo de retención hidráulico, intensidad de aireación, ciclos de filtración-relajación, entre otros)

Estos son algunos aspectos que se pudieran tener en cuenta a la hora de modelar los sistemas BMS, sobretodo porque cada uno de ellos tiene una influencia directa bien marcada en la eficiencia del proceso de tratamiento, en la evolución de los mecanismos de colmatación y en la pérdida de caudal de filtrado. Es por eso que la tendencia actual está dirigida a desarrollar modelos que vinculen de una forma u otra la mayor cantidad posible de estos procesos y/o parámetros.

Estos nuevos aspectos complejizan los procesos de modelación y simulación de los BMS, pero es una necesidad si se quiere avanzar en la comprensión total del sistema y en la optimización integral del proceso de tratamiento. Se han realizados diversos intentos por utilizar los modelos dinámicos de lodos activados (ASM1, ASM2, ASM2-D, ASM3) (Henze, 2002) de manera íntegra o modificados, aprovechando la semejanza del proceso de lodos activados convencional a los BM. El objetivo de esta nueva generación de modelos es tratar al sistema como un todo, y no solo observar la evolución de la presión transmembranal o el caudal. Ellos persiguen adentrarse en la evolución de la generación de compuestos, en la influencia de las variables de operación sobre las características del lodo y, además, estimar las velocidades de degradación de los contaminantes, todo vinculado con las cinéticas de las

diferentes poblaciones microbianas, tanto heterótrofas como autótrofas. Procesos tales como, la lisis celular, tan vinculados a la generación de PMS, o la hidrólisis de los compuestos biodegradables, entre muchos otros, son incluidos por estos modelos abarcadores y que requieren un trabajo previo de modelación detallado y altos requerimientos de cómputo.

Queda también mucho que avanzar en la comprensión de los propios procesos microbiológicos que ocurren a las altas edades de lodos con las que trabajan los BMS. ¿Cómo influye en la reología ésta y otras variables, como la aireación dirigida para garantizar la respiración aerobia o la inyectada para desprender la torta de la membrana?, esta última mucho más potente y que genera enormes fuerzas de cizallamiento al interior del sistema; ¿cuáles son los ciclos óptimos de filtración que garantizan una menor evolución de la colmatación y un mayor volumen de agua tratada?; ¿cómo influye esto en la generación de los PMS? Estas y otras incógnitas están en el centro de atención de muchos grupos de trabajo y constituyen el reto futuro de las investigaciones.

En la medida que se vayan descubriendo cada uno de los mecanismos y estableciéndose de manera más detallada las relaciones que ocurren entre el lodo, sustrato y membrana, se podrá alcanzar una mayor eficiencia en la operación de los BMS, una disminución de los costos por limpieza y sustitución de membranas, así como los costos vinculados al bombeo de aire, entre otros aspectos. Igualmente se logrará avanzar en la conformación de modelos dinámicos más precisos, que describan de manera impecable los sistemas BMS.

La figura 6 muestra de manera abreviada los diferentes niveles de análisis que deben enfrentarse para la comprensión del proceso y el desarrollo de los modelos dinámicos de nueva generación para la simulación de los BMS (Henze, 2002; Le-Clech, 2003; Wintgens, 2003; Zhang, 2006)

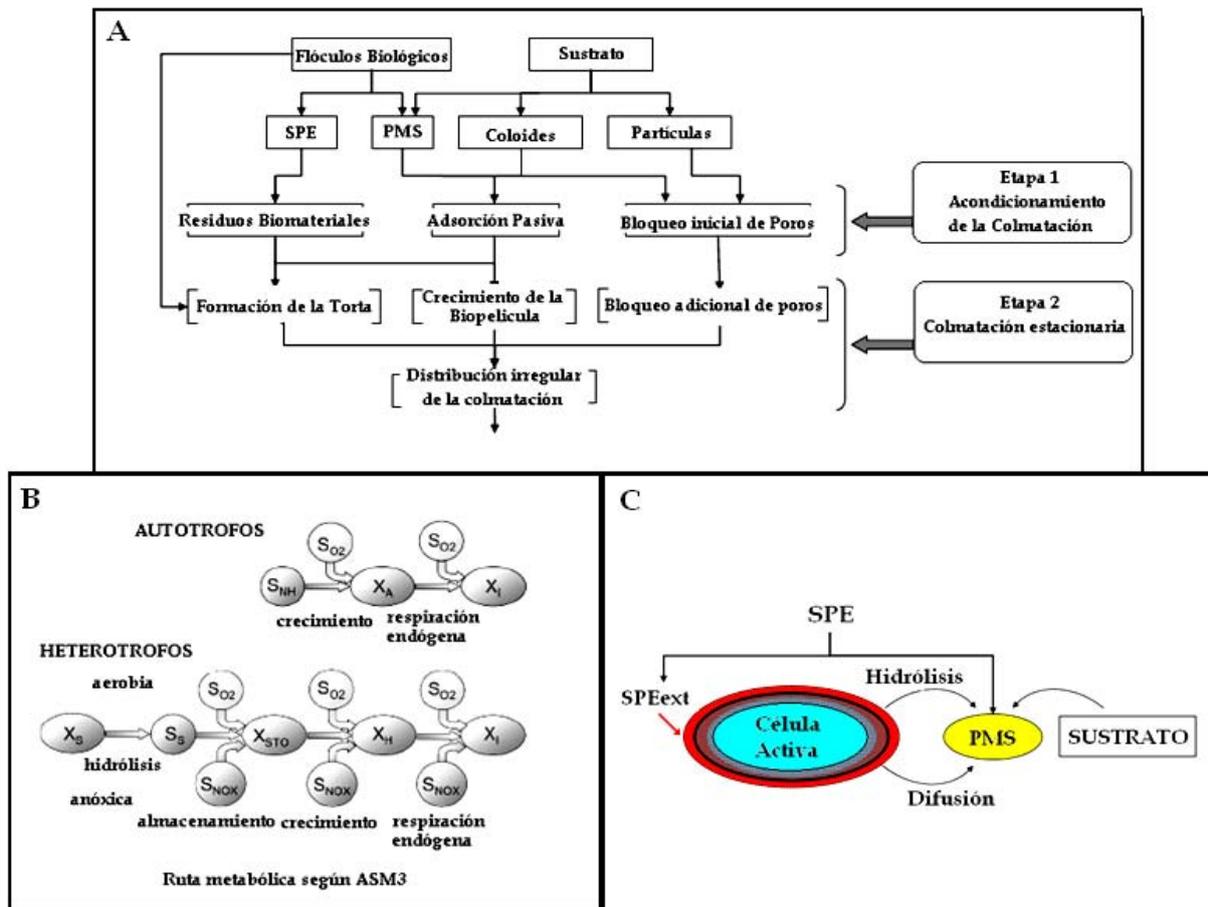


Figura 6- Esquema con los diferentes niveles de análisis necesarios para establecer la modelación dinámica integral de los sistemas biológicos. A- Relación de los mecanismos generales, B- Relación entre poblaciones de microorganismos y rutas metabólicas, C- Comportamiento a nivel celular de la degradación de los sustratos y la generación de sustancias metabólicas.

1.8- Consideraciones generales de la revisión bibliográfica.

Una vez analizada la bibliografía, se puede concluir que los BMS constituyen una tecnología novedosa, en pleno desarrollo y que ha mostrado múltiples ventajas en varios campos de aplicación y con varias fuentes de residuales, incluidos muchos de los considerados recalcitrantes para las tecnologías convencionales de lodos activados. Considerando aspectos como las características de los residuales que deben ser tratados usando esta tecnología, además del costo de operación, inversión y mantenimiento de los sistemas BM, la tecnología de BM sumergida parece tener ventajas sobre la de BM externa para las condiciones de nuestra economía. Un estudio sobre la utilización de esta tecnología para su posible aplicación en nuestro país se justifica mejor para el caso de los BMS. En cuanto al tipo de membrana las

poliméricas son la de mayores perspectivas, considerando sus ventajas, su mayor flexibilidad, menor costo, y la tendencia actual de construir instalaciones con este tipo de membranas.

La modelación matemática de estos sistemas, es un área de grandes oportunidades para la investigación y el desarrollo de nuevas herramientas que garanticen un diseño y explotación más racional de los BM. La modelación debe estar enfocada esencialmente al desarrollo de modelos dinámicos integrales. Las ventajas y desventajas de los otros modelos han sido bien detalladas y en principio pudieran utilizarse como paso preliminar al desarrollo de otros más eficaces. Lo novedoso en el desarrollo de los nuevos modelos se encuentra en incluir la influencia de las variables de operación del proceso, la alimentación, así como la influencia del comportamiento biológico sobre los procesos de colmatación y generación de metabolitos. En la actualidad se cuenta con un panorama más abarcador de los mecanismos e interacciones que ocurren al interior del BM, lo que se puede aprovechar en la mejoría de los modelos para describir y optimizar los procesos de tratamientos de residuales en los BMS.

CAPÍTULO 2

MATERIALES Y MÉTODOS

2.1- Instalación experimental

Los experimentos fueron realizados en un BMS de 10.5 l de volumen útil y 15 l de volumen total. El biorreactor está formado por un tubo transparente de PVC de 1 m de altura y 11 cm de diámetro interno, en el interior del cual se ha sumergido un módulo de membrana de fibras huecas protegidas por un tubo de 5 cm de diámetro (anexo1). La membrana posee un área total de filtración de 0.3 m² (suministrada por POLYMEM S. A., Toulouse, Francia). Las fibras huecas con configuración en U construidas en polisulfona presentan un diámetro promedio de los poros de 0.1 μm con un diámetro interno de 0.4 mm y externo de 0.7 mm. El BMS fue inoculado con lodo activado de la planta de tratamiento de residuales de Brax (2000 habitantes equivalentes, solo aguas residuales domésticas). El agua residual de entrada fue alimentada al BMS de forma continua utilizando una bomba peristáltica Masterflex, el flujo de entrada se reguló atendiendo al nivel del licor mezclado dentro del reactor. El nivel fue controlado por un sensor Keller.

El proceso de filtración fue operado en una secuencia intermitente de filtración-relajación mediante el uso de una bomba de aspiración PCM Monobloc serie 1. Durante el proceso de filtración, la PTM fue monitoreada, como un indicador de la colmatación de la membrana, con la ayuda de un sensor Keller de membrana superficial ubicado en la línea de salida del filtrado, antes de un flujómetro electromagnético Rosemount, instalado para medir el flujo de filtrado obtenido. La temperatura y el pH del licor mezclado fueron medidos utilizando un sensor PT-100 (-50 a 250 °C) y un sensor de pH Mettler Toledo respectivamente. El pH de trabajo fue mantenido entre 6.5 y 7.5 mediante la adición de una solución de NaHCO₃ (10 g/L).

Dos tipos de flujos de aire fueron utilizados. El primero, vinculado a la adición del oxígeno necesario para la degradación microbiana y la homogenización de la fase sólida del licor mezclado, fue garantizado por la difusión continua de burbujas de aire de pequeño diámetro (burbujas finas) a través de una membrana porosa FLYGT ubicada en el fondo del biorreactor. El segundo flujo está relacionado con el aire inyectado para facilitar la eliminación de la torta de filtración de la superficie de la membrana, esta inyección se realiza cerca de la superficie de la membrana, con burbujas de mayor diámetro (burbujas gruesas) y a intervalos fijados durante la operación del biorreactor. Un compresor MECAFER (100 L volumen, presión máxima de 10 bar, potencia 2 HP, flujo de aspiración 260L/min, flujo de aire restituido a 3 bar de 220 L/min, velocidad de rotación 1100 rpm, tiempo de llenado 5 min) fue utilizado para la generación y almacenamiento del aire comprimido inyectado al BMS. El proceso de inyección del aire al biorreactor fue regulado mediante la utilización de 2

Materiales y métodos

electroválvulas Burkert Typ 6213 controladas desde un panel de control eléctrico conectado a una computadora personal (P-III) mediante una tarjeta de adquisición de datos (IOTECK). A esta tarjeta de adquisición de datos se conectaron además todos los sensores ubicados en el biorreactor y conjuntamente con el software DASYLAB v9.0 permitieron medir y almacenar los valores de PTM, flujo de filtrado, nivel en el biorreactor, temperatura y pH, registrados a intervalos de 1 segundo (figura 7).

La utilización de un programa de control automático implementado sobre DASYLAB, permitió automatizar el funcionamiento del BMS. Todos los procesos controlados de forma automática (filtración, alimentación, aireación) respondieron a rangos específicos de control de las variables operacionales que fueron fijados para cada experimentación. Un sistema de administración remota fue instalado mediante una conexión modem-modem y el software Remote Administrator v2.2, lo cual permitió monitorear y controlar a distancia el funcionamiento del biorreactor durante las 24 horas usando una línea telefónica analógica.

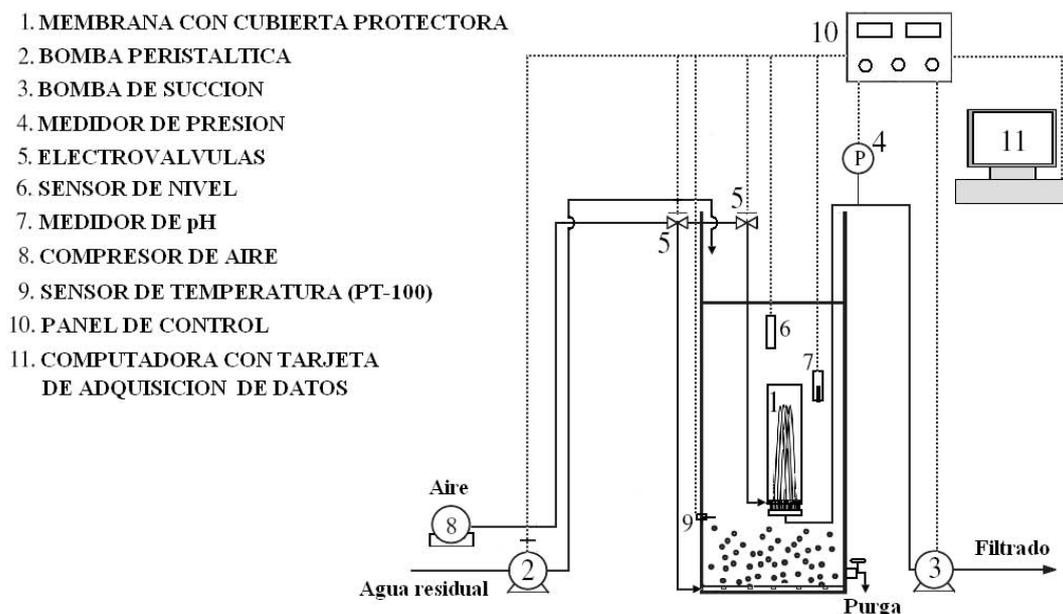


Figura 7- Esquema del BMS utilizado durante la experimentación

2.2- Condiciones de operación

Durante la inyección de las burbujas gruesas las fibras huecas son sometidas al movimiento tangencial del líquido y a fuerzas de cizallamiento, provocadas por la ascensión de las burbujas de aire, lo cual posibilita una disminución de la velocidad de colmatación de la membrana por reducción de la colmatación reversible. Para evitar el contacto con las burbujas finas, el módulo de membranas fue aislado, garantizándose que el movimiento de las fibras huecas fuera solo producido por el flujo de burbujas gruesas. Durante los experimentos, el

Materiales y métodos

caudal fue modificado cambiando el volumen de filtración mediante la variación de la velocidad de la bomba de succión. Por otra parte, el tiempo de retención de sólidos fue controlado a través de la purga del lodo activado.

Durante los experimentos varias condiciones operacionales fueron evaluadas (variación de los tiempos de filtración-relajación, la intensidad de aireación, la edad del lodo, el tiempo de retención hidráulico, los ciclos de inyección de burbujas gruesas y la concentración de licor mezclado). Todos los experimentos fueron realizados durante al menos 10 días, y la filtración fue detenida cuando se obtuvieron valores de PTM superiores o iguales a 60 kPa bajo presión atmosférica. Al final de cada experimento las membranas fueron sometidas a una limpieza química, sumergiéndolas en una solución de cloro 2 M durante 2 h y posteriormente en una solución de NaOH 0.1 N durante 24 h.

2.3- Métodos analíticos

Diferentes mediciones analíticas fueron realizadas a las corrientes principales del sistema (alimentación de entrada, lodo, sobrenadante del lodo y filtrado), esto permitió caracterizar por separado las concentraciones de los componentes y sustancias que se introdujeron o salieron del sistema, o aquellas que fueron generadas por el mismo durante el tratamiento de los residuales. Las técnicas y procedimientos analíticos utilizados se presentan a continuación.

2.4- Concentración de sólidos suspendidos totales

La concentración de sólidos suspendidos totales dentro del biorreactor fue determinada mediante el método de centrifugación y secado [norma AFNOR 90-105]. Muestras homogenizadas de 50 ml de licor mezclado fueron centrifugadas por duplicado a 5000 rpm durante 15 min (centrífuga Cantan Instruments 4222) y posteriormente secados a 105 °C en una balanza de peso seco Precisa HA60. La diferencia de masa entre la muestra inicial y el residuo seco permite calcular la concentración de sólidos totales en suspensión utilizando la siguiente ecuación:

$$X_{SST} = \frac{\Delta Masa}{V_{muestra}} \quad (27)$$

2.5- Granulometría del lodo activado

La distribución de tamaños de las partículas de los flóculos del lodo activado fue determinada mediante el granulómetro láser Mastersizer 2000 (Malvern Instruments). El equipo fue operado con una longitud focal que permite las mediciones de partículas entre 0.2 y 2000 μm .

Materiales y métodos

Los resultados son expresados en histogramas de frecuencia y el tamaño promedio se evalúa por el diámetro medio equivalente calculado sobre el volumen ($d_{0.5}$). La preparación de la muestra a introducir al granulómetro requiere una dilución previa para que la luz dispersada pueda diferenciar las partículas y minimizar los efectos de superposición y falso aumento de tamaños. Una relación de 2 ml de lodo en 200 ml de agua destilada permitió la obtención de suficiente volumen para realizar mediciones por triplicado de cada muestra. La introducción de las muestras al equipo se realizó mediante la utilización de una bomba peristáltica, lo que permite eliminar el efecto de cizallamiento y de ruptura de los flóculos de lodo, observada al realizarse la introducción directa utilizando el sistema de aspiración del granulómetro.

2.6- Estimación de la resistencia específica

La evaluación de la filtrabilidad del lodo es un importante indicador que permite estimar la capacidad de colmatación del licor mezclado. La resistencia específica a la filtración se determinó mediante el procedimiento de filtración frontal (Hernández, 2006; Van Kaam, 2005). Este método permite investigar la contribución de varios componentes del lodo al proceso de colmatación de la membrana. Se utilizó una celda cilíndrica de filtración presurizada de 60 ml de volumen, conectada a un reservorio de agua destilada presurizado por aire comprimido y controlado por un manómetro. Una membrana de acetato de celulosa (47 mm de diámetro, área de filtración de 0.17 cm^2 y tamaño de poro similar al de las membranas del biorreactor) se utiliza durante la filtración. La celda se rellena con lodo activado recién muestreado del BMS y se hace pasar el agua a través de ella. El volumen de agua filtrada se mide en función del tiempo con la ayuda de una balanza digital, la adquisición de los datos se automatizó mediante el uso del software Labview. La filtración se realiza a presión constante de 50 Kpa, la cual se fija antes de realizar el procedimiento. Considerando la hipótesis de que en la filtración frontal la colmatación se limita a la formación de la torta de filtración, para una presión dada la resistencia específica, α , puede calcularse según la ecuación (Ognier, 2002; Van Kaam, 2005)

$$\frac{t}{V} = \left(\frac{\mu \alpha C}{2PTM\Omega^2} \right) V + \frac{\mu R_m}{PTM\Omega} \quad (28)$$

donde: μ = viscosidad del lodo (Pa.s), C = concentración de la biomasa (kg/m^3), Ω = área de la membrana (m^2), V = volumen filtrado (m^3), PTM = presión transmembranal(Pa), R_m = resistencia inicial de la membrana (m^{-1}), t = tiempo (s).

Esta ecuación conocida como la ley de la filtración frontal no es más que una adecuación de la ley de Darcy modificada debido a la presencia de un depósito de torta.

2.7- Medición de la Demanda Química de Oxígeno (DQO)

La DQO es una medida global que informa de la cantidad de oxígeno necesario para oxidar químicamente las sustancias reductoras contenidas en las muestras. Las determinaciones de la DQO se realizaron al agua residual alimentada, al sobrenadante del licor mezclado obtenido por centrifugación y al agua filtrada por el biorreactor. Se utilizó un método espectrofotométrico estandarizado por la firma Hach (micro método COD 420, Método 8000), donde se utilizan tubos de una solución oxidante compuesta por bicromato de potasio como reactivo principal. La medición se realizó en un espectrofotómetro Hach (Odyssey DR/2500). En dependencia de los intervalos de concentración medidos se utilizaron dos tipos de tubos con sustancias reactivas para diferentes intervalos de DQO, el primero, para valores de DQO entre (0-150 mg/l), debe leerse a una longitud de onda de 420 nm, y el segundo, para valores de DQO entre (0-1500 mg/l), se lee a 620 nm.

2.8- Determinación de las sustancias poliméricas extracelulares (SPE)

La medición de las SPE (azúcares y proteínas) se realizó tanto para el caso de las SPE solubles como las SPE enlazadas a los flóculos del lodo. En el caso de las SPE solubles medidas en el sobrenadante, el agua de entrada y el agua filtrada, las concentraciones se expresan en miligramos equivalentes del compuesto patrón por litro de muestra. Para las SPE ligadas al lodo, las concentraciones se expresan en miligramos equivalentes del compuesto patrón por gramo de sólidos suspendidos totales presentes en la muestra inicial.

2.9- Extracción de las SPE de las muestras del lodo

Para cuantificar las SPE del lodo es necesario realizar un procedimiento de extracción de las proteínas y polisacáridos enlazados a los flóculos. Durante todas las etapas de extracción de las SPE las soluciones fueron conservadas a 4 °C, esto permite limitar la lisis celular debido al efecto de la temperatura, minimizando la aparición de los polímeros intracelulares. La metodología seguida para la extracción de las SPE se muestra a continuación:

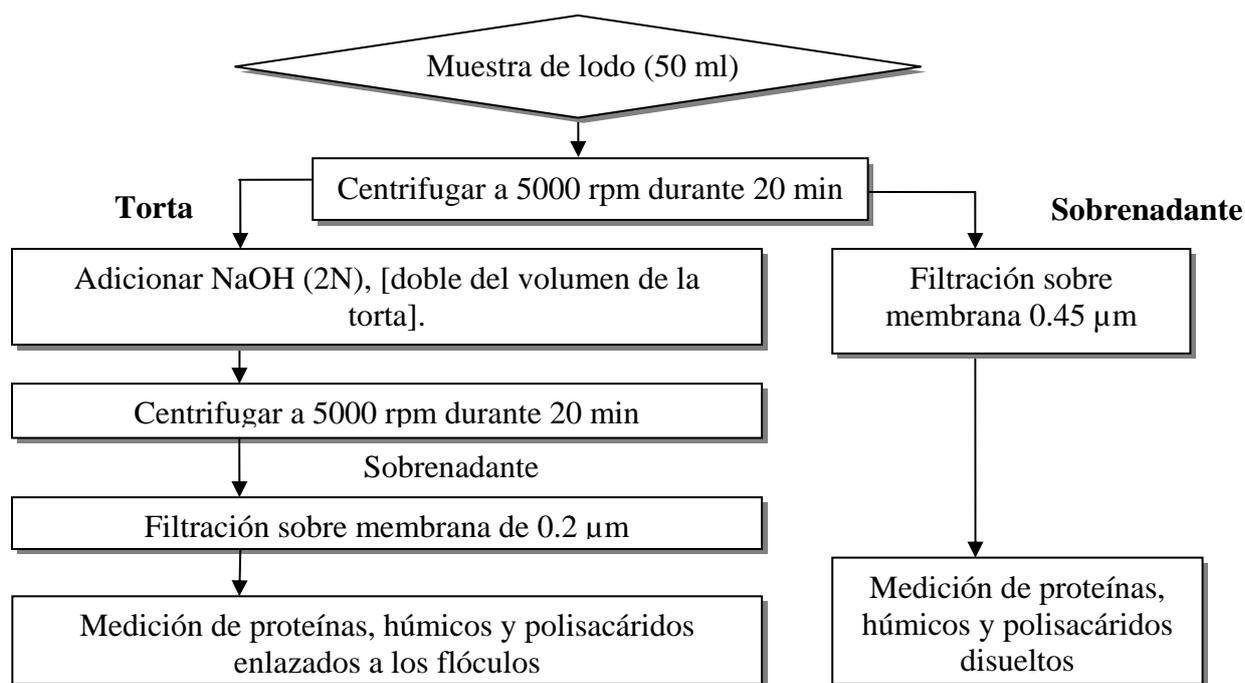


Figura 8- Metodología de extracción de las SPE presentes en las muestras de lodo activado para su posterior cuantificación mediante espectrofotometría.

2.10- Polisacáridos

La determinación de las concentraciones de polisacáridos se realizó mediante el método modificado de la Antrona (Frolund, 1996) (anexo 2). Durante este análisis los polisacáridos presentes en las muestras fueron hidrolizados y deshidratados con ácido sulfúrico concentrado y caliente (96-98 %, 95 °C). Los monómeros obtenidos se acomplejaron con antrona dando un compuesto de coloración azul-verde. La intensidad de la coloración obtenida es proporcional a la concentración de azúcares, la cual se cuantifica mediante lecturas espectrofotométricas (625 nm). Los valores de concentración se refieren a la concentración de la azúcar utilizada en la curva patrón. En este caso se utilizó una curva patrón con glucosa con concentraciones entre 0-250 mg/l.

2.11- Proteínas y húmicos

La estimación de las concentraciones de proteínas y sustancias húmicas se realizó de forma simultánea utilizando el método de Lowry modificado por Frolund (Frolund, 1995). Este método consiste en formar un complejo con el CuSO_4 en medio alcalino. Este complejo reduce los ácidos fósfolibídicos y fósfontúnicos del reactivo de Folin-Ciocalteu un segundo complejo de color azul, el cual se mide en el espectrofotómetro a 750 nm. El método de Lowry presenta interferencia con las sustancias húmicas, por lo que Frolund y

Materiales y métodos

colaboradores, modificaron el procedimiento inicial, tomando en cuenta las sustancias húmicas durante la medición de las proteínas.

La modificación introducida por Frolund se basa en la medición del desarrollo del color en presencia y ausencia del CuSO_4 . En presencia del CuSO_4 tanto las proteínas como las sustancias húmicas son medidas. En ausencia de CuSO_4 , el desarrollo del color es debido a los compuestos húmicos y a los ácidos aminocromogénicos, mientras que la coloración producida por las proteínas se reduce en un 20%. Las disoluciones preparadas y el procedimiento analítico llevado a cabo para la medición simultánea de proteínas y sustancias húmicas se muestran a continuación.

Disoluciones preparadas

- (A) $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ (1% m/V)
- (B) Tartrato doble de sodio y potasio $\text{C}_4\text{H}_4\text{KNaO}_6 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ (2% m/V)
- (C) NaOH (0.2M)
- (D) Carbonato de sodio (4% m/V)
- (E) Reactivo de Folin-Ciocalciu (2N)
- (F) 49 ml (D) + 49 ml (C) + 1 ml (A) + 1ml (B)
- (G) Disolución (E) diluida dos veces con agua destilada
- (H) 49 ml (D) + 49 ml (C) + 1 ml eau + 1 ml (B).

Procedimiento analítico

1. De cada muestra a analizar se deben preparar dos tubos de vidrio en paralelo
2. 5 ml de (F) + 1 ml de muestra en el tubo 1 y 5 mL de (H) + 1 ml de muestra en el tubo 2
3. Homogenizar en un vortex
4. Reposo durante 10 minutos a temperatura ambiente
5. Adicionar a ambos tubos 0.5 ml de (G)
6. Homogenizar en un vortex
7. Reposo durante 15 min en la oscuridad
8. Homogenizar en un vortex
9. Reposo durante 15 min en la oscuridad
10. Lectura a 750 nm contra un blanco reactivo (agua destilada) de las muestras presentes en ambos tubos (presencia y ausencia de CuSO_4).

Las concentraciones de las proteínas y las sustancias húmicas se calcularon a partir de curvas patrón realizadas con suero de albumina bobina (BSA) y de ácidos húmicos y se expresaron en mg/l o g/l equivalentes de la sustancia patrón. A partir de las lecturas de absorbancia (Abs),

Materiales y métodos

se estimó separado la absorbancia de las proteínas y de las sustancias húmicas mediante las siguientes ecuaciones.

$$\text{Abs Proteínas} = 1.25 (\text{Abs Total con CuSO}_4 - \text{Abs Total sin CuSO}_4) \quad (29)$$

$$\text{Abs Sustancias húmicas} = \text{Abs Total sin CuSO}_4 - 0.2 \text{ Abs proteínas} \quad (30)$$

2.12- Composición del residual de entrada

La composición del agua residual urbana es muy variable. Por esta razón, durante los cálculos fueron utilizados valores promedios de la composición del residual de entrada. Estos valores fueron estimados por medio de pruebas respirométricas según un procedimiento descrito en la literatura (Nuhoglu, 2005). Las mediciones respirométricas fueron usadas para la determinación de los compuestos de fácil y difícil biodegradabilidad presentes en el agua residual considerando que $Y_H = 0.67 \text{ gDQO} / \text{gDQO}$. Un reactor de cristal de 1.5 aireado y agitado fue utilizado para la determinación de la velocidad de consumo del oxígeno. Un baño termostático de agua fue utilizado para mantener el líquido a una temperatura constante de 25 °C. Una relación sustrato microorganismo (S/X) de 1.2 fue utilizada para permitir una buena visualización de la curva de velocidad de consumo de oxígeno (VCO) en función del tiempo. Con el objetivo de inhibir el crecimiento de microorganismos nitrificadores se adicionó Alliotiurea (ATU) a una concentración de 2 mg/l.

Detalles del respirómetro utilizado se presenta en el anexo 3. Tanto la temperatura como la concentración de oxígeno disuelto fueron monitoreados continuamente durante todas las pruebas respirométricas. El oxígeno disuelto fue medido en el reactor por medio de un oxímetro (YSI-51) conectado a una computadora que disponía como interface una tarjeta de adquisición de datos (IOTECK). Los datos de la concentración de oxígeno fueron almacenados a intervalos de 1 segundo utilizando un programa desarrollado sobre el sistema informático DASLAB v9.0. Para el procesamiento de los datos almacenados de la respirometría, se diseñó e implementó un programa informático (RESPIROEXPERT) que permitió estandarizar y facilitar los cálculos de los diferentes parámetros a estimar mediante las pruebas respirométricas, el mismo fue programado en Visual Basic 6.0, detalles de sus principales características se presentan en el anexo 4. La velocidad de respiración se calculó midiendo el decrecimiento de la concentración de oxígeno en el líquido según la ecuación.

$$\frac{dO_2}{dt} = -VCO \quad (31)$$

Materiales y métodos

donde: O_2 = concentración de oxígeno disuelto, VCO= velocidad de consumo de oxígeno, t= tiempo.

La concentración de sustratos biodegradables (S_S) y sustratos difícilmente biodegradables (X_S) fueron estimados mediante las siguientes ecuaciones (Nuhoglu, 2005).

$$S_S = \frac{1}{1 - Y_H} \int_0^{t_1} VCO dt \frac{V_{MW} + V_B}{V_{MW}} \quad (32)$$

$$X_S = \frac{1}{1 - Y_H} \int_0^{t_2} VCO dt \frac{V_{MW} + V_B}{V_{MW}} \quad (33)$$

Donde: V_{MW} = volumen de agua residual, V_B = volumen de biomasa, t_1 = tiempo de duración de la respuesta respirométrica rápida, t_2 = tiempo final del ensayo respirométrico, Y_H = coeficiente de rendimiento heterótrofo.

2.13- Estimación del coeficiente global de transferencia de oxígeno (K_La)

En los biorreactores aerobios es muy importante conocer el coeficiente global de transferencia de oxígeno, el cual es específico para cada biorreactor, siendo función de la geometría del sistema, la forma y distribución de los aireadores, grado y tipo agitación del sistema, la reología de los lodos, entre otros aspectos. Durante la estimación de la K_La , el licor mezclado del BMS fue aireado durante 2.5 h sin flujo de residual de entrada para favorecer el consumo total del sustrato fácilmente biodegradable presente en el sistema. Luego, la aireación fue detenida sin la presencia de la alimentación del sustrato hasta alcanzar el consumo completo del oxígeno disuelto en el medio. Posteriormente, se restableció la aireación hasta alcanzar la concentración de saturación de oxígeno para la temperatura del líquido. El valor de la K_La fue obtenida mediante el ajuste, por regresión no lineal, de los datos del aumento de la concentración de oxígeno contra el tiempo una vez restablecida la aireación, utilizando la siguiente ecuación:

$$S_{O_2}(t) = \left(S_{O_2, Sat} - \frac{OCDB}{K_La} \right) \left(1 - e^{-K_La \cdot t} \right) + S_{O_2, Ini} \cdot e^{-K_La \cdot t} \quad (34)$$

Donde: $S_{O_2, Sat}$ = concentración de saturación del oxígeno, $S_{O_2, Ini}$ = concentración inicial de oxígeno, t= tiempo, OCDB= consumo de oxígeno debido a la descomposición de la biomasa.

El procedimiento de ajuste se realizó minimizando la suma de los residuos al cuadrado (SRC) según el algoritmo de Levenberg-Marquardt (Marquardt, 1963).

2.14 - Estimación del coeficiente de rendimiento heterótrofo (Y_H)

Conociéndose que durante la degradación de sustrato soluble (S_s) ocurre la siguiente distribución y utilización del sustrato por parte de los microorganismos:

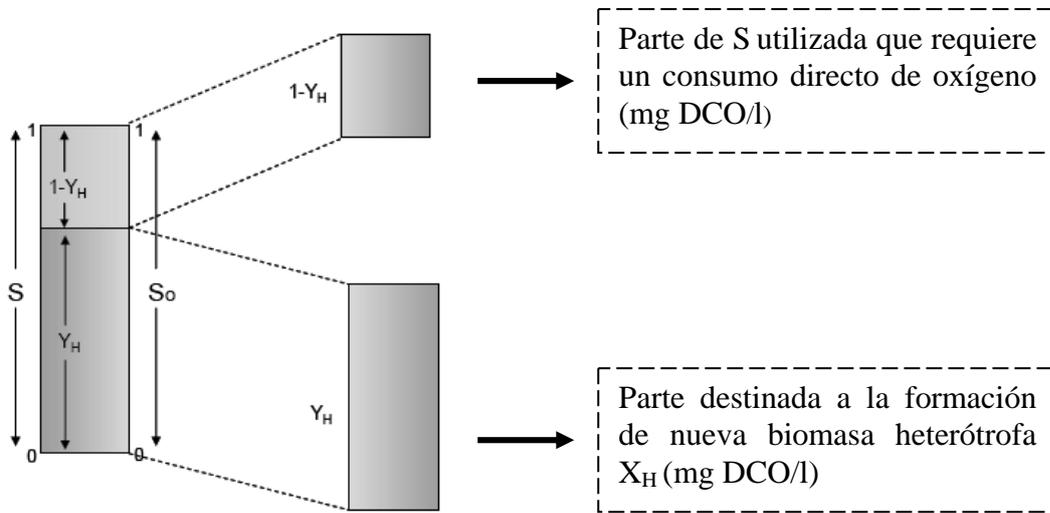


Figura 9- Descripción de la transformación del sustrato en biomasa (asimilación + consumo)

Se tiene que:

$$\frac{\text{Oxígeno Consumido}}{S} = \frac{\int VCO dt}{S} = \frac{1 - Y_H}{1} \quad (35)$$

donde: S = Cantidad de sustrato consumido (mg DQO/l)

Para la estimación de Y_H se llevaron a cabo pruebas respirométricas donde a partir de la condición endógena del lodo activado se adicionó una cantidad conocida de sustrato soluble fácilmente biodegradable y se registró el aumento del consumo de oxígeno hasta volver alcanzar los niveles iniciales de VOC endógeno, lo que representa el final de la degradación del sustrato alimentado (figura 10).

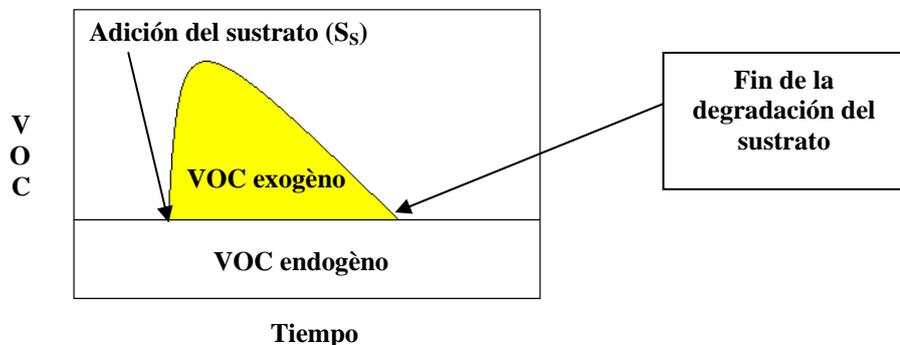


Figura 10- Ejemplo del resultado gráfico típico que se obtiene en la prueba respirométrica para la estimación de Y_H .

Materiales y métodos

Despejando (35) tenemos que:

$$\text{Oxígeno Consumido} = \int VCO dt \quad (36)$$

Por tanto, el área bajo la curva de cada luego de cada experimento respirométrico ofrece el valor del oxígeno consumido para cada valor de sustrato digerido (del cual debe conocerse su valor de DQO). De la ecuación (35) se tiene igualmente que:

$$\text{Oxígeno Consumido} = (1 - Y_H)S \quad (37)$$

Por lo que graficando diferentes valores de (oxígeno consumido vs S) tendremos que la pendiente de la línea que ajusta esos datos será igual a $(1 - Y_H)$ de donde posteriormente se calcula el valor de Y_H . El sustrato soluble utilizado para la estimación de Y_H fue el acetato de sodio el cual se degrada por los lodos activados según la siguiente reacción (Metcalf, 2003).



A partir del valor teórico de 1.08475 (mg DQO / mg Acetato) se calcula la cantidad de acetato de sodio necesaria para obtener una concentración deseada de sustrato en el respirómetro, las concentraciones de trabajo seleccionadas fueron de 50, 100, 150, 200, 300 y 400 mg DQO/l.

2.15- Calidad de los reactivos utilizados.

Los suministradores y la calidad de los reactivos utilizados en las técnicas analíticas empleadas se resumen a continuación:

-NaOH (98%): PROLABO	-Glucosa (99%): PROLABO
-CuSO ₄ (99%): PANREAC	-BSA (98%): SIGMA A7906
-Na ₂ CO ₃ (98%): PANREAC	-C ₄ H ₄ KNaO ₆ .4H ₂ O (97%): TPMAX
-Reactivo de Folin-Ciocalteu (2N) FLUKA	-Antrona (98%): ACROS
-Ácidos húmicos (10-15% en contenido de cenizas): FLUKA 53680	

2.16- Ecuaciones matemáticas y estadísticas.

2.16.1- Porcentaje de error relativo medio.

La ecuación usada para el cálculo de los valores del error relativo medio fue:

$$\% \text{Error relativo medio} = \% \text{ERM} = \frac{\sum \frac{|X^{est} - X^{exp}|}{X^{exp}}}{N} * 100 \quad (38)$$

donde: X^{exp} = Valores de las respuestas obtenidas mediante la experimentación, X^{est} = Valores de las respuestas obtenidas mediante la simulación, N = número de mediciones.

2.16.2- Suma de residuos al cuadrado.

La ecuación usada para el cálculo de la suma de residuos al cuadrado fue:

$$SRC = \sum_{i=1}^n (X^{\text{exp}} - X^{\text{est}})^2 \quad (39)$$

donde: X^{exp} = Valores de las respuestas obtenidas mediante la experimentación, X^{est} = Valores de las respuestas obtenidas mediante el modelo matemático.

2.16.3- Sensibilidad.

Se dice que un modelo matemático es robusto si cambios pequeños en los parámetros llevan a cambios pequeños en la conducta del modelo. Esta característica se cuantifica a través del análisis de sensibilidad de los modelos. Por esto, un análisis de sensibilidad fue realizado para evaluar la robustez del modelo y observar que parámetros influyen de manera más activa sobre los resultados finales de la simulación. Esto permite conocer de antemano a que parámetros hay que dedicarle mayor atención durante las etapas de calibración, y en la adecuación del modelo a otros BMS experimentales o de mayor escala. El procedimiento utilizado consistió en simular con el modelo utilizando determinados valores específicos de inicialización, a los resultados de esta simulación inicial se les denominó $R1(t)$. Posteriormente, se ajustó el parámetro a analizar, P , y se varió su valor utilizado en $R1(t)$ desde -50 a $+50$ %, se simuló nuevamente con los nuevos valores del parámetro, a los resultados de esta simulación se les denominó $R2(t)$. El cálculo de la sensibilidad se realizó según la ecuación:

$$S(t) = \left(\frac{R2(t) - R1(t)}{R1(t)} \right) * 100\% \quad (39)$$

2.16.4- Deseabilidad.

Durante la optimización se utilizó la función deseabilidad, esta función es una media geométrica que refleja los intervalos deseados para cada respuesta, su valor va desde 0 hasta 1, o sea de menos a más deseable respectivamente. Si ninguna de las respuestas cae dentro del intervalo deseado la función adopta el valor de cero. Para las optimizaciones simultáneas cada respuesta debe tener un valor mínimo y máximo, los cuales definirán el intervalo donde se evaluarán los resultados de la optimización. El uso de esta función permite llegar a soluciones de compromiso donde las variables antagónicas adopten entre ellas valores que se adecuen al mejor funcionamiento del sistema.

$$D = (R_1 \times R_2 \times \dots \times R_n)^{\frac{1}{n}} = \left(\prod_{i=1}^n R_i \right)^{\frac{1}{n}} \quad (40)$$

Máximo:

$R_i = 0$ si la respuesta < valor mínimo

$0 \leq R_i \leq 1$ si la respuesta varía entre el valor mínimo y el máximo

$R_i = 1$ si la respuesta > valor máximo

Mínimo:

$R_i = 1$ si la respuesta < valor mínimo

$1 \geq R_i \geq 0$ si la respuesta varía entre el valor mínimo y el máximo

$R_i = 0$ si la respuesta > valor máximo

donde: D= deseabilidad, R= respuestas transformadas de la variables, n= número de respuestas

CAPÍTULO 3

MODELACIÓN MATEMÁTICA

3.1- La modelación dinámica de los lodos activados y formulación de nuestros objetivos de la modelación

En 1982 la (International Association on Water Quality) IAWQ incentivó la formación de un grupo de estudio internacional encargado de acelerar el desarrollo de la modelación dinámica de las plantas de tratamiento, crear una plataforma común consensual y proponer un modelo simple de inicio. El grupo concentró sus primeros esfuerzos en inventariar los modelos existentes así como los obstáculos a su desarrollo. Se llegó a concluir que existía un gran número de modelos dinámicos, cuya difusión fue obstaculizada por la complejidad, la falta de orden para presentarlos y las limitaciones en el poder de las computadoras. Las conclusiones del grupo fueron publicadas en 1987 (Henze, 2002) en un informe que presentaba lo conocido hoy como el modelo ASM1, modelo dedicado a describir la degradación de materia orgánica, nitrificación y desnitrificación en un proceso de lodos activados. Los logros más destacados del grupo fueron un consenso en los procesos biológicos que integran el modelo, la estandarización de los símbolos, la presentación del modelo utilizando una notación matricial, la propuesta de valores “por defecto” de los parámetros del modelo y la adopción de la DQO y su fraccionamiento para caracterizar las aguas y lodos. En 1995, los trabajos del grupo de estudio renovado se prolongaron para publicar la versión ASM2, la cual está dirigida a predecir el comportamiento del fósforo. En 1999 hubo dos otras modificaciones con la aparición de la versión ASM2d (versión modificada del ASM2) y de la versión ASM3 (alternativa al ASM1). Tomando en cuenta las semejanzas entre los sistemas convencionales de lodos activados y la parte biológica de los BM, la tendencia actual está enfocada al desarrollo de modelos dinámicos para los BM tomando como base los principios y ecuaciones biocinéticas agrupadas o desarrolladas para la familia de modelos ASM, los que constituyen hasta el momento el paradigma de la modelación dinámica de procesos de tratamiento basados en lodos activados.

El objetivo principal a seguir en este trabajo fue desarrollar modelos dinámicos que permitan simular de manera integral los procesos de filtración y tratamiento de residuales en los biorreactores de membrana sumergida. Se ha tomado en consideración las teorías más recientes y los últimos resultados propuestos por múltiples investigaciones, las cuales muestran las relaciones que se establecen entre las variables más importantes de los sistemas BMS, sean biológicas u operacionales, (Cho, 2005; Chu, 2005; Lee, 2002; Liu, 2003; Shane, 2007).

3.1.1- Descripción de los procesos a modelar

Los BMS basan su funcionamiento en la degradación biológica y la separación física usando membranas, por tanto, para describir de manera integral el sistema es necesario modelar ambos procesos. La modelación de los procesos biológicos está estrechamente relacionada con el funcionamiento del biorreactor y los tipos de degradación biológica que se establecen en su interior. Por lo que debe tenerse en cuenta de antemano a qué tipo o tipos de degradación responderán las ecuaciones a desarrollar, entiéndase degradación aerobia, anóxica u otra.

Considerando las características de explotación de nuestro biorreactor experimental y de la alta proporción existente de BMS aerobios a nivel global, fueron utilizadas ecuaciones dinámicas y cinéticas que describen los procesos de degradación aerobia, así como a los microorganismos presentes en los sistemas completamente aireados. No obstante, como se explicará posteriormente, la estructura global del modelo se diseñó de forma flexible lo cual permite incluir, según lo requiera el caso, otros procesos de degradación que no corresponden a los sistemas aerobios.

Un estudio de los procesos descritos para los sistemas de degradación basado en lodos activados permitió seleccionar los que constituyen, a nuestro criterio, los procesos más interesantes a considerar en el modelo, los cuales brindan una descripción importante de los procesos biológicos que ocurren dentro de un BMS aerobio y, además, posibilitan una relativa simplificación del modelo, que se traduce en una mayor rapidez de cálculo. Estos son: 1- Hidrólisis aerobia, 2- Crecimiento aerobio basado en la degradación de sustancias fácilmente biodegradables, 3- Crecimiento aerobio basado en los productos microbianos solubles, 4- Lisis de los organismos heterótrofos, 5- Lisis produciendo productos microbianos solubles, 6- Aireación.

Para el caso de la modelación del proceso de separación física mediante la filtración con membrana, fue necesario considerar no solo los procesos y variables relacionadas con la filtración de los lodos, sino también aquellas que se vinculan al desarrollo de las resistencias a la filtración y los procesos de colmatación de la membrana. La integración de estos procesos y variables con aquellas provenientes de la sección biológica constituyen un aporte importante de este trabajo. Los procesos de esta etapa pueden resumirse en: 1- Filtración a volumen constante, 2- Formación de la torta de filtración debido a la deposición del lodo activado y compuestos del metabolismo sobre la superficie de la membrana, 3- Colmatación de la membrana debido a la obstrucción de los poros, 4- Eliminación de parte de la torta de filtración debido a la aireación de burbujas gruesas (eliminación de la capa dinámica de la

torta), 5- Formación de las resistencias permanentes a la filtración (formación de la capa estable de torta), 6- Evolución de los valores de la presión transmembranal.

Por otra parte, la casi totalidad de los BMS operan en ciclos intermitentes de filtración-parada, por lo que se desarrollaron las ecuaciones periódicas que describen estos ciclos, incluyendo, además, las ecuaciones de los procesos periódicos de la aireación destinada a la limpieza exterior de la membrana.

3.1.2- Estructura del modelo

El estudio de la literatura proporcionó información acerca de las diferentes formas de operación de los sistemas de BMS. Dicha información sugirió la necesidad de desarrollar un modelo que fuera capaz de adaptarse a diferentes configuraciones y filosofías de trabajo con los BMS. Con el objetivo de darle flexibilidad al uso del modelo y abrir perspectivas de desarrollo a modelos similares para configuraciones diferentes o en desarrollo, se decidió darle una cierta modularidad en su estructura. Cada sección representa un nivel determinado que participa directamente en el flujo de información que se establece durante los cálculos. En general, estas secciones o sub-modelos están interrelacionados por variables que están presentes en, al menos, dos submodelos. Estas variables juegan diferentes roles en cada parte del modelo. Encontrándose la existencia de distintas cinéticas de degradación o de deposición, de esa variable, respecto a cada submodelo.

Por otra parte, uno de los objetivos más importantes de la modelación es posibilitar la simulación del sistema mediante el uso de algoritmos numéricos y programas informáticos. En el caso de los BMS, la simulación puede enfocarse de diferentes formas, puede realizarse una simulación rigurosa del proceso de tratamiento de residuales y la filtración, donde se considera la evolución dinámica, tanto de los componentes biológicos del sistema como del fenómeno de la colmatación, o también se lleva a cabo una simulación menos rigurosa, por ejemplo, considerando intervalos de tiempo menores, donde se consideren como constantes determinadas variables pertenecientes a la parte biológica del sistema así como las resistencias específicas a la filtración. Esta segunda forma de simular es realmente un caso restringido de la forma de la simulación más rigurosa, pero conlleva a la formulación de diferentes esquemas conceptuales de los modelos, los que representan los niveles existentes y el sentido del flujo de información que se establece entre los submodelos y las variables participantes. Las figuras 11 y 12 muestran los dos esquemas conceptuales que representan de manera simplificada la estructura de los modelos dinámicos desarrollados. A continuación se presentará el desarrollo matemático de cada una de las partes integrantes de los modelos desarrollados.

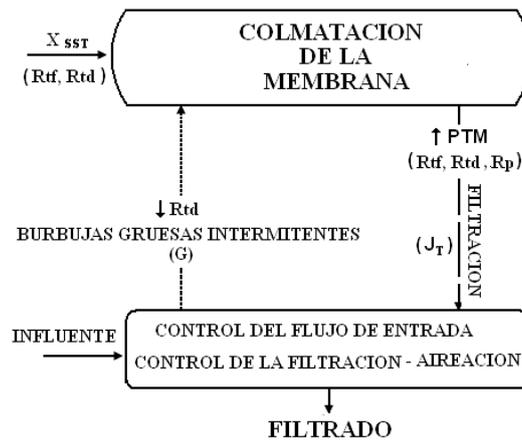


Figura 11- Esquema conceptual del modelo desarrollado, considerando como constantes las variables que representan la parte biológica del sistema.

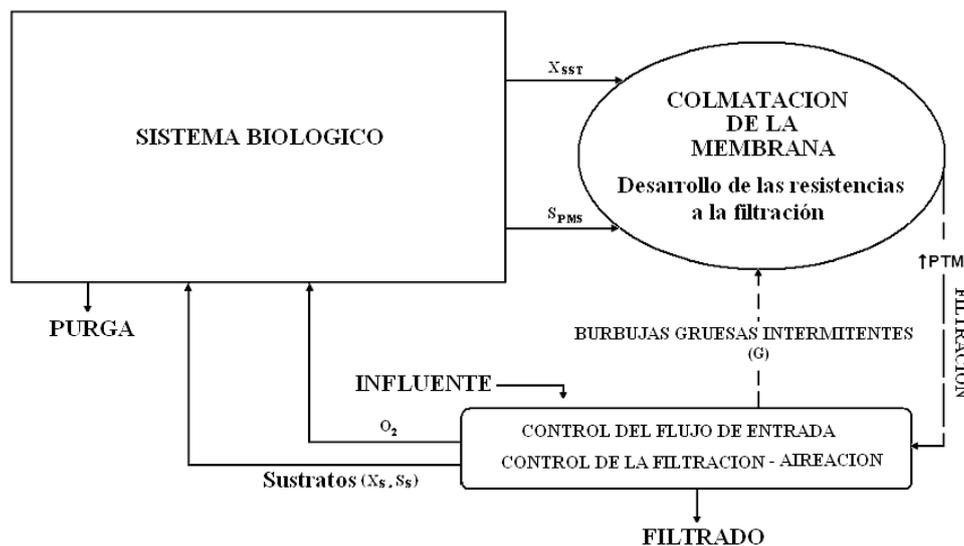


Figura 12- Esquema conceptual del modelo desarrollado considerando todas las partes integrantes del sistema.

3.1.3 - Componentes, procesos y rutas metabólicas consideradas en el modelo de lodos activados.

Durante la modelación del sistema biológico, integrado por los lodos activados, se ha considerado que los organismos heterótrofos agrupan la variedad de especies presentes en el biorreactor, tomando en cuenta la mayor proporción de estos microorganismos en comparación con los organismos autótrofos. Solamente fue incluida la degradación aerobia para ser consecuentes con las características de la mayoría de los BMS que se encuentran constantemente aireados.

Las etapas modeladas de la degradación biológica fueron: 1- hidrólisis, 2- crecimiento a partir de los sustratos, 3- lisis celular. Las rutas metabólicas consideradas dentro estas etapas, y que

Modelación matemática

definen los procesos y variables a incluir dentro del modelo biológico, se presentan en la figura 13.

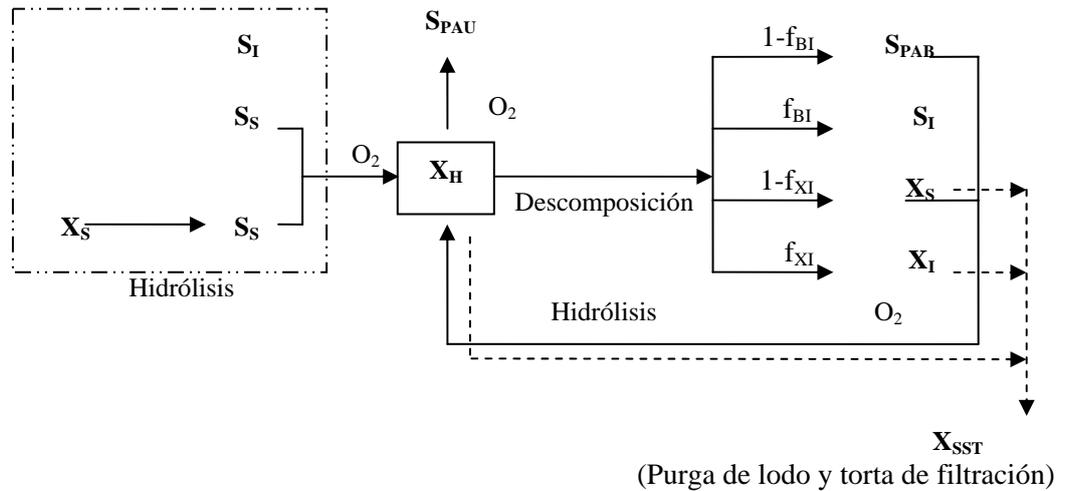


Figura 13- Rutas metabólicas consideradas durante la modelación matemática de la parte biológica del sistema.

El esquema de la figura 13 presenta las consideraciones asumidas dentro del modelo. Durante el proceso de degradación los compuestos difícilmente biodegradables, X_S , deben ser hidrolizados en compuestos solubles más biodegradables para poder ser degradados por la biomasa heterótrofa. Como parte de este proceso, una fracción de los productos generados en los procesos de hidrólisis es liberada al medio como materia orgánica soluble e inerte, S_I , mientras que los sustratos solubles biodegradables, S_S , pueden ser directamente degradados por los microorganismos. Los productos asociados a la utilización del sustrato, S_{PAU} , son producidos directamente en el metabolismo del sustrato alimentado, mientras que los productos asociados a la biomasa, S_{PAB} , se derivan de la descomposición de la biomasa activa. La velocidad de formación de los S_{PAU} es proporcional a la velocidad de consumo del sustrato. Por otra parte, la velocidad de formación de los S_{PAB} es controlada por la concentración de células de los microorganismos y es independiente de la velocidad de crecimiento de los mismos, siendo considerados como productos de la respiración endógena de la biomasa. La suma total de los S_{PAU} y los S_{PAB} representan los PMS o S_{PMS} y se considera en el modelo, atendiendo a diferentes teorías formuladas por varios investigadores (Cho, 2005; Chu, 2005; Lapidou, 2002; Lu, 2001) que tanto los S_{PAB} como los S_{PAU} pueden ser usados igualmente como sustratos por los microorganismos.

Durante los procesos de lisis, los productos de las células muertas son considerados como material particulado orgánico inerte, X_I ; producto particulado difícilmente biodegradable, X_S ; material soluble inerte, S_I , y productos asociados a la biomasa, S_{PAB} . Mientras ocurre el

proceso de hidrólisis los X_S producidos por la lisis son modificados mediante la hidrolización en S_S y asimilados directamente por los microorganismos. De forma similar los S_{PAB} liberados durante la descomposición de la biomasa activa pueden ser degradados por los heterótrofos después de la hidrólisis. Durante el tratamiento de residuales, la combinación de todos los sólidos en suspensión del licor mezclado se consideran dentro de la variable, X_{SST} . Una fracción considerable de la estructura de la torta de filtración que se forma sobre la membrana está constituida por estos sólidos suspendidos totales.

3.1.4- Modelación del sistema biológico

Un aspecto vital en el proceso de modelación es seleccionar o poner los procesos se va a tener en cuenta a la hora de desarrollar el modelo. En la literatura existen muchos modelos de lodos activados que difieren entre ellos por la manera que se describen los procesos biológicos de transformación (modelos biocinéticos). Para llegar a la selección final hay que definir de antemano las características del sistema a modelar y los fenómenos que ocurren en su interior, las variables y los parámetros a considerar, así como las simplificaciones y consideraciones tomadas en cuenta. La modelación del proceso de lodos activados fue desarrollada siguiendo las rutas metabólicas descritas en la figura 13. El modelo fue establecido según las cinéticas de formación y degradación de los PMS, propuestos en la modificación del modelo ASM1 publicada por Lu y colaboradores (Lu, 2001) se han modificado estas ecuaciones para los BMS estrictamente aerobios. Para la descripción de las ecuaciones se utilizó la misma notación matricial adoptada en los modelos ASM. Este tipo de notación, desarrollada por Peterson (Henze, 2002), es una forma muy práctica y estructurada de organizar y presentar los elementos básicos del modelo y su interrelación en una sola tabla.

La notación matricial se presenta de la siguiente forma:

1. Los componentes o variables del modelo (C_m) encabezan las columnas ($i=1, j$).
2. Los nombres de los procesos encabezan las filas ($i, j=1$).
3. En el centro de la matriz se dan los coeficientes estequiométricos β_{ij} para cada componente ($i=1, j$) respecto a cada proceso ($i, j=1$).
4. En la última columna ($i, j = n$) se presenta las expresiones de la ley de velocidad por la cual se rige cada proceso.

Cuando las unidades se escogen de forma consistente se puede verificar la continuidad y determinar el valor de los β_{ij} incógnitos a partir de la ecuación que iguala a cero la suma de los coeficientes de cada línea ($\sum \beta_{ij} = 0$). Para cada proceso, uno de los coeficientes del mismo puede fijarse a 1 ó -1 mientras que se calculan los demás. Por convención, β_{ij} será negativo

Modelación matemática

para los reactivos y positivo para los productos. El chequeo de continuidad se hace recorriendo las líneas de la matriz. Esto permite estructurar la ecuación que se utiliza para calcular la tasa neta de conversión, r_i , de cualquier componente como resultante de los diferentes procesos a partir de la ecuación 41.

$$r_i = \sum_{j=1}^n \beta_{ij} \rho_j \quad (41)$$

La tasa neta de conversión es sólo la componente del balance de masa respecto a los procesos de transformación, falta añadir los términos de transporte y de acumulación para tener la ecuación completa del balance de masa. Luego de analizar todas las corrientes de entrada y de salida y los términos de generación, la ecuación general de balance de masa para cada componente queda de la siguiente forma:

$$\frac{dCm_j}{dt} = \frac{Q_{en} Cm_{j,en} - (Q_s + Q_{PU}) Cm_{j,s}}{V} + r_i \quad (42)$$

donde: Q = Caudal; Cm_j = Concentración del componente j ; V = Volumen del biorreactor; t = tiempo; r_i = tasa neta de conversión y los sufijos: en = referido a la entrada, s = referido a la salida, PU = Purga de lodos.

Siguiendo la filosofía de los modelos ASM se han adoptado sus ecuaciones de velocidad para los diferentes procesos considerados en nuestro modelo (Henze, 2002). Para los procesos de crecimiento aerobio sus ecuaciones de velocidad utilizan la estructura del modelo de Monod en su descripción matemática, donde pueden ser limitantes tanto S_s , S_{PMS} , como la concentración de oxígeno, S_{O_2} . El oxígeno se consume en el crecimiento de los heterótrofos y el modelo no considera que se consume oxígeno directamente en el decaimiento o descomposición de los microorganismos (sólo indirectamente a través de S_s y S_{PMS} que provienen de la lisis). El modelo, como se ha representado, permite determinar el consumo de oxígeno (r_{O_2}), pero no las variaciones de S_{O_2} en el medio. Para poder predecir S_{O_2} se ha incluido el proceso de aireación en el modelo. Las tablas 8 y 9 muestran los componentes, procesos, y parámetros de la parte del modelo que describe el sistema biológico, representadas en notación matricial. A partir de esta notación organizada pueden obtenerse, empleando las ecuaciones 41 y 42, las ecuaciones diferenciales globales a utilizarse durante la simulación del proceso las cuales se presentan en la tabla 10.

Modelación matemática

Tabla 8- Modelo de la parte biológica del BMS en notación matricial

Componentes, i \ Procesos, j	1 S _{O2}	2 S _S	3 S _I	4 ^{UB} S _{PMS} = S _{PAU} + S _{PAB} S _{PAU} S _{PAB}	5 X _I	6 X _S	7 X _H	8 X _{SST}	Velocidades de los procesos ρ _j
Hidrólisis									
1- Hidrólisis aerobia		1 - f _{SI}	f _{SI}	1		-1		-i _{SSTXS}	$K_h \left(\frac{S_{O2}}{K_{O2,h} + S_{O2}} \right) \left(\frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H} \right) X_H$
Heterótrofos									
2- Crecimiento aerobio basado en S _S	1 - $\frac{1}{Y_H}$	$\frac{1}{Y_H}$		γ _{PAU,H}			1	i _{SSTBM}	$\mu_H \left(\frac{S_{O2}}{K_{O2,H} + S_{O2}} \right) \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) X_H$
3- Crecimiento aerobio basado en S _{PMS}	1 - $\frac{1}{Y_{PMS}}$			γ _{PAU,H} - $\frac{1}{Y_{PMS}}$			1	i _{SSTBM}	$\mu_{PMS} \left(\frac{S_{O2}}{K_{O2,H} + S_{O2}} \right) \left(\frac{S_{PMS}}{K_{PMS} + S_{PMS}} \right) X_H$
4- Lisis de X _H					f _{XI}	1 - f _{XI}	-1	f _{XI} ·i _{SSTXI} + (1 - f _{XI})·i _{SSTXS} - i _{SSTBM}	b _H X _H
5- Lisis produciendo S _{PMS}			f _{BI}	1 - f _{BI}			-1	f _{XI} ·i _{SSTXI} + (1 - f _{XI})·i _{SSTXS} - i _{SSTBM}	b _{H,PAB} X _H
6- Aireación	1								K _{La} (S _{O2,sat} - S _{O2})

Parámetros estequiométricos

i_{SSTXI}: Relación SST/DQO para los X_I, M(SST)M(DQO)⁻¹
i_{SSTBM}: Relación SST/DQO para la biomasa X_H, M(SST)M(DQO)⁻¹
i_{SSTXS}: Relación SST/DQO para los X_S, M(SST)M(DQO)⁻¹
f_{BI}: Fracción de PMS generados por la biomasa
f_{SI}: Producción de S_I durante la hidrólisis
f_{XI}: Fracción de DQO inerte generada por la biomasa
Y_H: Coeficiente de rendimiento heterótrofo relacionado a la degradación de S_S, M(DQO)M(DQO)⁻¹
Y_{PMS}: Coeficiente de rendimiento heterótrofo relacionado a la degradación de los PMS, M(DQO)M(DQO)⁻¹
γ_{PAU,H}: Constante de formación de los PAU para los heterótrofos

Componentes

Solubles (tamaño < 0.45μm)
S_{O2}: Oxígeno disuelto, M(O₂)L⁻³
S_S: Sustancias orgánicas fácilmente biodegradables, M(DQO)L⁻³
S_I: Sustancias orgánicas inertes solubles, M(DQO)L⁻³
S_{PMS}: Productos microbianos solubles, M(DQO)L⁻³

Particulados (tamaño > 0.45μm)
X_I: Materia inerte orgánica particulada, M(DQO)L⁻³
X_S: Sustrato lentamente biodegradable, M(DQO)L⁻³
X_H: Organismos heterótrofos, M(DQO)L⁻³
X_{SST}: Sólidos suspendidos totales, M(DQO)L⁻³

Parámetros cinéticos

- ❖ Hidrólisis aerobia
K_h, K_{O2,h}, K_X
- ❖ Crecimiento aerobio
μ_H, μ_{PMS}, K_S, K_{O2,H}, K_{PMS}
- ❖ Lisis
b_H, b_{H,PAB}

Tabla 9- Parámetros cinéticos utilizados por el modelo de la parte biológica del BMS

Parámetros cinéticos		
μ_H	Velocidad máxima de crecimiento debido a la degradación de S_S	θ^{-1}
μ_{PMS}	Velocidad máxima de crecimiento debido a la degradación de PMS	θ^{-1}
b_H	Constante de velocidad de los procesos de lisis de heterótrofos	θ^{-1}
$b_{H,PAB}$	Constante de velocidad de los procesos de lisis que generan PMS	θ^{-1}
K_S	Coefficiente medio de saturación para el crecimiento a partir de S_S	$M(DQO)L^{-3}$
$K_{O_2,H}$	Coefficiente de saturación/inhibición del oxígeno para los heterótrofos	$M(DQO)L^{-3}$
K_{PMS}	Coefficiente de saturación media para PMS como sustrato	$M(DQO)L^{-3}$
K_h	Constante de velocidad para la hidrólisis	θ^{-1}
$K_{O_2,h}$	Coefficiente de saturación/inhibición para el oxígeno durante la hidrólisis	$M(DQO)L^{-3}$
K_X	Coefficiente de saturación/inhibición para el DQO particulado	$M(DQO)M(DQO)^{-1}$

Cada de una de estas ecuaciones de la tabla 10 representan a procesos que ocurren de forma paralela y que se relacionan entre sí en la mayoría de los casos. El aumento o disminución de un componente va, sin dudas, a modificar el aumento o disminución de otro componente, de acuerdo a las velocidades de cada proceso y a los parámetros del modelo. Esto permite establecer y describir las relaciones dinámicas que ocurren dentro del biorreactor y posteriormente vincularlos mediante las variables de enlace a las otras secciones del modelo. Para el cálculo con estas ecuaciones es obligatoria la utilización de algoritmos numéricos y programas informáticos, pues presentan cierta complejidad y su resolución numérica debe ejecutarse de forma simultánea y acoplada.

Es importante señalar que la estructura matricial del modelo facilita la inclusión de otros procesos y componentes en el modelo, según lo requiera el caso, para lo cual es necesario analizar las características del biorreactor y los modos de operación del mismo. A partir de toda una base de ecuaciones existentes publicadas para la familia de modelos ASM (Henze, 2002), pueden obtenerse las ecuaciones de velocidad de los diferentes procesos y los parámetros estequiométricos y componentes que pueden servir de base para los nuevos modelos. Esto solo representa un primer paso, pues posteriormente es necesario trabajar en la estimación de los parámetros y en la calibración del modelo con los datos experimentales, para validar las consideraciones e hipótesis planteadas durante la construcción del modelo, así como analizar las limitaciones del modelo desarrollado.

Tabla 10- Ecuaciones finales de balance de masa para los componentes considerados en el modelo de lodos activados.

1	$\frac{dS_{O_2}}{dt} = \frac{Q_{en} I_{S_{O_2}} - (Q_S + Q_{PU}) S_{O_2}}{V} + \left(1 - \frac{1}{Y_H}\right) \mu_H \left(\frac{S_{O_2}}{K_{O_2,H} + S_{O_2}} \right) \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) X_H + \left(1 - \frac{1}{Y_{PMS}}\right) \mu_{PMS} \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \frac{S_{PMS}}{K_{PMS} + S_{PMS}} X_H + K_{La} (S_{O_2, Sat} - S_{O_2})$
2	$\frac{dS_S}{dt} = \frac{Q_{en} I_{S_S} - (Q_S + Q_{PU}) S_S}{V} + (1 - f_{SI}) K_h \left(\frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \right) \left(\frac{X_S / X_H}{K_X + X_S / X_H} \right) X_H - \frac{1}{Y_H} \mu_H \left(\frac{S_{O_2}}{K_{O_2,H} + S_{O_2}} \right) \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) X_H$
3	$\frac{dS_I}{dt} = \frac{Q_{en} I_{S_I} - (Q_S + Q_{PU}) S_I}{V} + f_{SI} K_h \left(\frac{S_{O_2}}{K_{O_2,H} + S_{O_2}} \right) \left(\frac{X_S / X_H}{K_X + X_S / X_H} \right) X_H + f_{BI} b_{H, PAB} X_H$
4	$\frac{dS_{PMS}}{dt} = \frac{Q_{en} I_{S_{PMS}} - (Q_S + Q_{PU}) S_{PMS}}{V} + \gamma_{PAU,H} \mu_H \left(\frac{S_{O_2}}{K_{O_2,H} + S_{O_2}} \right) \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) X_H + \left(\gamma_{PAU,H} - \frac{1}{Y_{PMS}} \right) \mu_{PMS} \left(\frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \right) \left(\frac{S_{PMS}}{K_{PMS} + S_{PMS}} \right) X_H + (1 - f_{BI}) b_{H, PAB} X_H$
5	$\frac{dX_I}{dt} = \frac{Q_{en} I_{X_I} - Q_{PU} X_I}{V} + f_{XI} b_H X_H$
6	$\frac{dX_S}{dt} = \frac{Q_{en} I_{X_S} - (Q_{PU}) X_S}{V} + K_h \left(\frac{S_{O_2}}{K_{O_2,H} + S_{O_2}} \right) \left(\frac{X_S / X_H}{K_X + X_S / X_H} \right) X_H + (1 - f_{XI}) b_H X_H$
7	$\frac{dX_H}{dt} = \frac{Q_{en} I_{X_H} - (Q_{PU}) X_H}{V} + \mu_H \left(\frac{S_{O_2}}{K_{O_2,H} + S_{O_2}} \right) \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) X_H + \mu_{PMS} \left(\frac{S_{O_2}}{K_{O_2,H} + S_{O_2}} \right) \left(\frac{S_{PMS}}{K_{PMS} + S_{PMS}} \right) X_H - b_H X_H - b_{H, PAB} X_H$
8	$\frac{dX_{SST}}{dt} = \frac{Q_{en} I_{X_{SST}} - (Q_{PU}) X_{SST}}{V} - i_{SSTXS} K_h \left(\frac{S_{O_2}}{K_{O_2,H} + S_{O_2}} \right) \left(\frac{X_S / X_H}{K_X + X_S / X_H} \right) X_H + i_{SSTBM} \mu_H \left(\frac{S_{O_2}}{K_{O_2,H} + S_{O_2}} \right) \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) X_H +$ $+ i_{SSTBM} \mu_{PMS} \left(\frac{S_{O_2}}{K_{O_2,H} + S_{O_2}} \right) \left(\frac{S_{PMS}}{K_{PMS} + S_{PMS}} \right) X_H + (f_{XI} \cdot i_{SSTXI} + (1 - f_{XI}) i_{SSTXS} - i_{SSTBM}) (b_H X_H + b_{H, PAB} X_H)$

3.1.5- Modelación de los procesos de filtración y colmatación de la membrana

La modelación de los procesos de filtración y colmatación de la membrana se encuentra muy interrelacionada con la modelación de la parte biológica del biorreactor. Se ha considerado, específicamente, la modelación de la formación de las resistencias a la filtración debido a la evolución de los procesos de colmatación, con un consiguiente aumento de la presión transmembranal. Es importante señalar que se ha implementado el modo de operación de filtración a caudal constante, lo cual considera un flujo de filtrado constante, donde se puede predecir el incremento de la PTM, sin embargo, el cambio de caudal de filtración a PTM constante no puede ser calculado. En la modelación se ha incluido la teoría de la formación de dos capas de tortas, una dinámica que puede eliminarse por la aireación y otra estable que va aumentando progresivamente en el tiempo, incrementándose la resistencia a la filtración y agudizándose el proceso de colmatación debido a la torta de filtración (Chu, 2005).

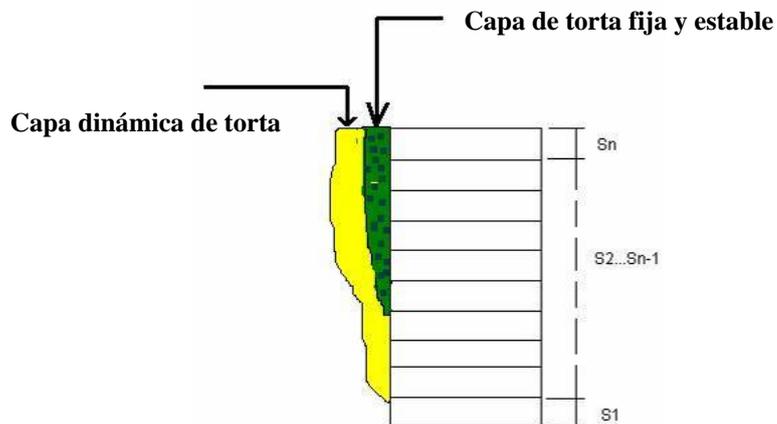


Figura 14- Esquema de una sección de la membrana sometida a la adhesión de las dos capas de torta: dinámica y estable.

A su vez considera también la presencia de múltiples resistencias a la filtración como son:

- 1- Resistencias debido a la membrana (R_m)
- 2- Resistencia debido a la colmatación al interior de los poros de la membrana (R_p)
- 3- Resistencia debido a la capa dinámica de torta (R_{td})
- 4- Resistencia debido a la capa estable de torta (R_{tf})

La utilización del principio de simulación de la formación de la torta y de la evolución progresiva de las resistencias a la filtración, en combinación con el modelo de resistencias en serie utilizado por (Li, 2006) donde para su resolución matemática empleó un método de cálculo seccional, fue retomado en la modelación del proceso de colmatación de la membrana, haciendo las modificaciones necesarias que permiten estimar:

1. Influencia de los ciclos de filtración y relajación en la formación de las resistencias a la filtración y la variación de la presión transmembranal.
2. Influencia de los ciclos de aireación de burbujas gruesas, así como la influencia de la intensidad de aireación de las burbujas gruesas en la formación o eliminación de las resistencias a la filtración y la variación de la presión transmembranal.
3. Evolución de las resistencias dinámicas y estables considerando la inclusión de PMS dentro de ambas tortas (dinámicas y estables) y la presencia de una resistencia específica de la torta variable dependiente de la concentración de X_{PMS} , X_{SST} y la presión transmembranal.

Los procesos que se consideran en esta sección del modelo son:

- 1- Formación de la torta a partir de la deposición de sus componentes integrantes. En el desarrollo de la ecuación diferencial de este proceso se considera la probabilidad de deposición de la biomasa, así como el efecto de limpieza de la fuerza de cizallamiento que se genera al inyectar las burbujas gruesas sobre la membrana.
- 2- Eliminación de gran parte de la capa dinámica de la torta debido a la aireación y los periodos de parada de la filtración o relajación. Se considera que no se logra eliminar toda la capa de torta dinámica, lo que genera la formación de la capa estable o fija que se incrementa en el tiempo. El efecto de la disminución de la compactación de la torta en los momentos de detención de la filtración se incluye en esta parte.
- 3- Incremento de la resistencia total a la filtración por aumento de las resistencias particulares a la filtración.
- 4- Incremento de la presión transmembranal por aumento de la resistencia total a la filtración manteniendo un caudal constante.

El método de cálculo seccional divide la superficie de la membrana en múltiples secciones ($S(i)$), y la resolución de las ecuaciones diferenciales se realiza considerando el efecto sobre una sección. El efecto global sobre el sistema se calcula a través de la sumatoria global de los efectos de todas las secciones. Las ecuaciones que se consideran en la modelación del proceso de colmatación, y que se refieren a la escala de una sección de la membrana, se presentan en los próximos epígrafes.

3.1.6- Desarrollo de las ecuaciones diferenciales usadas para el cálculo de deposición neta de masa de torta sobre la superficie de la membrana.

Las ecuaciones diferenciales para la estimación de las velocidades netas de formación de la capa estable de la torta se obtienen mediante el análisis de las principales fuerzas que actúan en el movimiento de las partículas de lodo dentro del licor mezclado. Al modelar la partícula

de lodo como esférica, existen dos fuerzas antagónicas que son las que van a regular de manera directa la probabilidad de adhesión de la partícula de lodo a la superficie de la membrana, estas son, la fuerza de arrastre debido a la succión y la fuerza de ascensión que se genera por el flujo turbulento. Esta fuerza de arrastre debido a la succión se describe usualmente mediante la ley de Stokes como (Metcalf, 2003):

$$F_{ar} = 3\pi\mu_s d_p J \quad (43)$$

Mientras que la fuerza de ascensión que limita la formación de la torta de lodo puede aproximarse mediante la ecuación 44 (Metcalf, 2003).

$$F_{as} = C_d \frac{\rho_s u_0^2}{2} \frac{\pi d_p^2}{4} \quad (44)$$

Para el flujo turbulento la intensidad local de cizallamiento, G , puede relacionarse con la velocidad del fluido alrededor de la partícula, u_0 , mediante la ecuación 45, a su vez el tamaño del remolino de Kolmogorov, λ , se relaciona con la reología del medio y con la intensidad de cizallamiento utilizando la ecuación 46 (Li, 2006; Logan, 1999).

$$G = \frac{u_0}{\lambda} \quad (45)$$

$$\lambda = \left(\frac{\mu_s}{\rho_s G} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (46)$$

Sustituyendo (46) en (45) y despejando u_0 se obtiene la ecuación 47, la cual se sustituye en (44) para obtener la ecuación final de la fuerza de ascensión (48), que será utilizada en el desarrollo de las ecuaciones diferenciales para la estimación de la velocidad de deposición del lodo sobre la membrana.

$$u_0^2 = \frac{\mu_s G}{\rho_s} \quad (47)$$

$$F_{as} = C_d \mu_s G \frac{\pi d_p^2}{8} \quad (48)$$

La probabilidad de que la partícula sea depositada sobre la superficie de la membrana puede estimarse mediante la siguiente expresión (49).

$$\text{Pr ob} = \frac{\text{fuerzas favorables al proceso de deposición}}{\text{total de fuerzas consideradas}} = \frac{F_{ar}}{F_{ar} + F_{as}} \quad (49)$$

Una vez que se sustituyen las ecuaciones (43) y (48) en (49) se obtiene la expresión de probabilidad como función de los valores de flux o caudal de filtrado, la intensidad de cizallamiento, el coeficiente de arrastre y el diámetro de la partícula de lodo, la cual se presenta en la ecuación (50).

$$\text{Pr ob} = \frac{24J}{24J + C_d d_p G} \quad (50)$$

La velocidad de deposición del lodo activado sobre la membrana, expresado en kg sólidos suspendidos/ m² puede, finalmente, expresarse según la siguiente ecuación diferencial (51).

$$\left(\frac{dM_{td}}{dt} \right)_d = \text{Pr ob} C J \quad (51)$$

O puede expresarse también, luego de sustituir (50) en (51), como:

$$\left(\frac{dM_{td}}{dt} \right)_d = \frac{24CJ^2}{24J + C_d d_p G} \quad (52)$$

La ecuación (52) describirá, por consiguiente, la acumulación en el tiempo del lodo sobre la superficie de la membrana, lo que constituye la masa de torta de filtración depositada en el tiempo. Sin embargo, esta acumulación descrita de esta forma solo toma en cuenta la acumulación ideal de la biomasa para formar la torta, y es necesario considerar la pérdida del espesor de la torta, debido a las capas de lodo desprendidas por el efecto de las fuerzas de cizallamiento generadas durante la inyección de las burbujas gruesas, y por la pérdida de compactación de la torta de filtración en los períodos de relajación. La velocidad de remoción del lodo, debido a la acción de la aireación, se considera un proceso de primer orden que viene representado por la siguiente ecuación (53).

$$\left(\frac{dM_{td}}{dt} \right)_r = -K_d M_{td} \quad (53)$$

En esta ecuación K_d representa el coeficiente de velocidad de remoción del lodo, que es función de la masa dinámica de torta de lodo depositada M_{td} . Este coeficiente tendrá un valor máximo para una torta de lodo de espesor apreciable, mientras que irá disminuyendo a medida

que disminuye el espesor de la torta. Este proceso puede modelarse utilizando como analogía la estructura del modelo de Langmuir según la ecuación (54) (Henze, 2002b; Li, 2006).

$$K_d = \frac{k_t M_{td}}{k_s + M_{td}} \quad (54)$$

Los parámetros k_t y k_s relacionan diferentes propiedades de la biomasa y el medio. Estos van a influir en la facilidad de remover el lodo y desprender las capas más débiles de torta. El parámetro k_t se relaciona con el coeficiente de erosión del lodo, β , que es una constante adimensional para los BMS, con la adherencia del lodo, α , y con G mediante la expresión (55).

$$k_t = \beta(1 - \alpha)G \quad (55)$$

Por su parte, k_s regula la eficiencia de remoción del lodo por la aireación, lo cual estará asociado a la cantidad y las propiedades del lodo que forma la torta, las capas más frescas de tortas serán más fáciles de remover, mientras que aquellas que han sido sometidas a un mayor número de ciclos de filtración serán mucho más difíciles de desprender, debido a una mayor cohesión dentro de la estructura de la torta. La dificultad en remover la torta será favorecida por la duración de los ciclos de filtración, por lo que este parámetro está vinculado al volumen de filtrado que se obtiene por unidad de área, V_f , y al coeficiente de compresión de la torta, γ , como muestra la ecuación (56), considerando que $V_f = Jt$, la ecuación (56) se transforma en la (57) que será utilizada en las sustituciones posteriores (Li, 2006).

$$k_s = \gamma V_f t \quad (56)$$

$$k_s = \gamma J t^2 \quad (57)$$

Finalmente, al sustituir (55) y (57) en (54) la ecuación de K_d resultante se sustituye en (53), y se obtiene la ecuación diferencial (58) que permite calcular la masa de torta que logra removerse por unidad de área debido al efecto de la aireación.

$$\left(\frac{dM_{td}}{dt} \right)_r = - \frac{\beta(1 - \alpha)GM_{td}^2}{\gamma J t^2 + M_{td}} \quad (58)$$

La combinación de las ecuaciones (52) y (58) permiten calcular la acumulación neta de lodo sobre la superficie de la membrana (59), una vez que ambos efectos de deposición y remoción

se combinen durante el proceso de filtración-aireación. Esta acumulación neta va a constituir las capas de lodo que permanecerán como torta estable o fija sobre la membrana, las que tendrán el mayor efecto sobre el proceso de colmatación y sobre el aumento de la presión transmembranal, donde solo es factible su eliminación mediante la limpieza química de la membrana.

$$\frac{dM_{tf}}{dt} = \frac{24CJ^2}{24J + C_d d_p G} - \frac{\beta(1-\alpha)GM_{gd}^2}{\gamma Jt^2 + M_{gd}} \quad (59)$$

Durante el proceso de relajación, al no estar presente la fuerza de succión, la compresión de la torta disminuye y el coeficiente de compresión puede reducirse aproximadamente a un décimo de su valor inicial, por lo que debe introducirse un parámetro corrector o índice de reducción del coeficiente de compresión, Ψ , que para este caso se considerará igual a 0.1. Por tanto, la ecuación diferencial que va a describir la remoción de la torta mientras el sistema no está filtrando será (60).

$$\frac{dM_{tf}}{dt} = -\frac{\beta(1-\alpha)GM_{gd}^2}{\Psi \gamma Jt^2 + M_{gd}} \quad (60)$$

Todas estas ecuaciones diferenciales son controladas y activadas durante la simulación por las ecuaciones que describen los procesos periódicos que ocurren en los sistemas BMS, dichas funciones serán explicadas posteriormente. El aporte más importante de estas ecuaciones es que permiten estimar la deposición del lodo, y esa cuantificación de la masa que se deposita por unidad de área de la membrana permite, a su vez, cuantificar el incremento de las resistencias a la filtración y la estimación del incremento de la presión transmembranal de forma indirecta.

Durante la aireación de burbujas gruesas, el módulo de membrana sumergido ejerce cierta influencia sobre los patrones de flujo y los perfiles de ascensión de las burbujas que se generan a su alrededor, e igualmente sobre la turbulencia que se crea en el interior del biorreactor. Como en la mayoría de los casos el aire se inyecta desde una ubicación inferior a la del módulo, es necesario considerar la presencia de regiones sometidas a diferentes valores de intensidad de cizallamiento. Estas diferencias son generadas por la modificación que ejerce el módulo de la membrana a la trayectoria de ascenso de las burbujas de aire. La figura 15 muestra la distribución no uniforme de los valores de G a lo largo de la superficie de la membrana. Esta distribución es función de la geometría del módulo y puede considerarse que

a partir de un valor de fracción de área igual a ε_a , G alcanza su valor máximo, mientras que para valores inferiores a ε_a el valor de G disminuye según el patrón de flujo que se establezca alrededor del módulo.

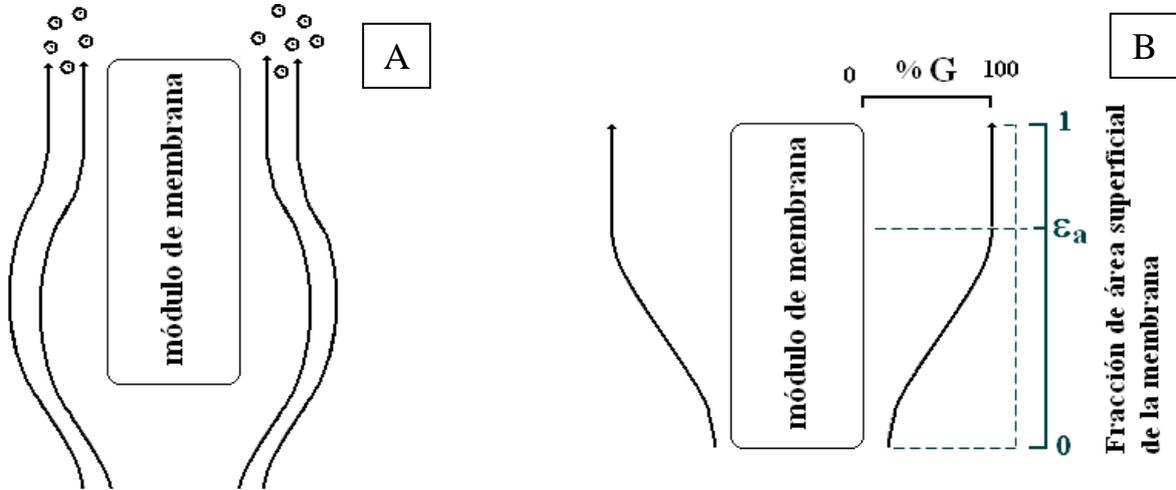


Figura 15- A: Influencia del módulo de membrana sobre la trayectoria de ascensión de las burbujas de aire. B: Variación de la intensidad de cizallamiento alrededor del módulo sumergido de la membrana.

La variación de los valores de G en la proximidad del módulo de membrana puede estimarse, para el caso en que los mismos se asemejen a cuerpos cilíndricos, como una función sinusoidal para los valores de G calculados para longitudes inferiores a ε_a , donde se asume que el menor valor posible de la intensidad de cizallamiento será una décima parte del valor máximo de G . Las ecuaciones que se utilizaron para describir esta variable se muestran a continuación (61-62).

Estas ecuaciones deben ser modificadas para los casos de módulos con distinta geometría o que posean sistemas de aireación diferentes con inyectores de aire ubicados a múltiples alturas del módulo de membrana, los cuales no son frecuentes por las complejidades de tipo estructural y las modificaciones que introducen a la hidrodinámica del sistema.

$$G = \begin{cases} \left[0.1 + 0.45 \left(1 + \text{sen} \frac{(2\varepsilon_i - \varepsilon_a)\pi}{2\varepsilon_a} \right) \right] \cdot \sqrt{\left(\frac{\rho_s g q_a}{\mu_s} \right)} & ; \varepsilon_i < \varepsilon_a \\ \sqrt{\left(\frac{\rho_s g q_a}{\mu_s} \right)} & ; \varepsilon_i \geq \varepsilon_a \end{cases} \quad (61)$$

donde:

$$q_a = \left[\frac{Q_{BG}}{A} \right] \quad (62)$$

Durante la simulación y para el cálculo de G y la PTM, es muy importante estimar las propiedades reológicas y la densidad de licor mezclado y del filtrado. Existen varios reportes acerca de como estimar estas propiedades atendiendo a la concentración del lodo (Krauth, 1993; Lübbecke, 1995; Ohle, 1999; Shimizu, 1996; Ueda, 1996; Xing, 2001). Debido a las temperaturas y concentraciones consideradas en nuestro trabajo, las correlaciones de Ohle (Ohle, 1999) y Kraut (Krauth, 1993) fueron seleccionadas. Frecuentemente el efecto de las temperaturas sobre el proceso de filtración en BMS no se incluye en los modelos. Estos sistemas son sensibles a la influencia de la temperatura del licor mezclado. Por tanto, incluir esta variable en el cálculo de la viscosidad del agua (63) que está íntimamente relacionada con la viscosidad del lodo (64) permite una mejor estimación de la evolución de las resistencias durante la filtración, incluso si la influencia de la temperatura sobre el sistema biológico y el metabolismo no fue incluida directamente en la modelación.

$$\mu_w = 0.001[1.78e^{(-0.041(T_s)0.875)}] \quad (63)$$

$$\mu_s = \mu_w [1.05e^{(0.08X_{SSR})}] \quad (64)$$

$$\rho_s = \rho_w [0.99959e^{(0.0004397 X_{SSR})}] \quad (65)$$

3.1.7- Estimación de la resistencia total a la filtración y los valores de la PTM.

En el epígrafe 3.1.5 se han señalado las resistencias consideradas en el proceso de colmatación de la membrana. Las mismas son incluidas en la ecuación (66) para posibilitar el cálculo de la resistencia total a la filtración mediante un método seccional. Este método divide la superficie de la membrana en fracciones de área, S, de igual tamaño (fig. 14), calculando mediante el uso de la ecuación (66) la resistencia total para cada sección.

$$R_{TS(i)} = R_{m(i)} + R_{pi(i)} + R_{idi(i)} + R_{if(i)} \quad (66)$$

Considerando la presencia de una distribución no uniforme del lodo depositado para una misma presión transmembranal, debido a la variación de la intensidad de cizallamiento existente a todo lo largo de la membrana, es de esperar una distribución no homogénea de los valores de caudal de filtrado tomando en cuenta todas las secciones. La estimación del valor de caudal total de la membrana incluyendo el efecto de cada sección se calcula mediante la ecuación (67). Al modelar el biorreactor para un proceso de operación a caudal constante,

para mantener un caudal total fijo, en un sistema donde existe un incremento progresivo de las resistencias a la filtración, es necesario un aumento de la presión de succión, lo que se traduce en un aumento de la presión transmembranal.

$$J_T = \sum_{i=1}^n J_i S_i \quad (67)$$

Para el cálculo de las resistencias consideradas para cada sección deben utilizarse las ecuaciones presentadas en (68) donde se hace uso de los valores de masa depositadas por unidad de área, que se calculan utilizando las ecuaciones diferenciales mostradas en el epígrafe 3.1.6 y las resistencias específicas a la filtración de las capas dinámicas y fijas de la torta (r_{tf} , r_{td}). Para el caso de la resistencia debido a la obstrucción de los poros, ésta será proporcional al volumen de filtrado obtenido. Finalmente, el valor de la resistencia de la membrana es un valor constante proporcionado por el fabricante.

$$R_{m(i)} = cte; R_{pi(i)} = r_p \sum J t_f; R_{tf(i)} = r_{tf} M_{tf}; R_{td(i)} = r_{td} M_{td} \quad (68)$$

Existen dos formas de realizar el cálculo de las resistencias $R_{tf(i)}$ y $R_{td(i)}$ según el valor de las resistencias específicas adoptadas, por ejemplo, pueden utilizarse valores promedios constantes de r_{tf} y r_{td} estimados mediante la prueba de filtración frontal, lo cual estimará con resultados menos precisos la tendencia de la evolución de la PTM durante la filtración. Por otro lado, es posible utilizar la ecuación semiempírica obtenida por análisis dimensional (69), la cual relaciona estos valores de resistencia específica a la filtración con las concentraciones S_{PMS} , X_{SST} , y la PTM. Esta ecuación inicialmente incluía entre sus variables a la concentración de las SPE enlazadas al flóculo de lodo. Sin embargo, tomando en consideración la teoría unificada de Laspidou y Rittman y los criterios de Cho (Cho, 2003; Cho, 2005; Cho, 2005b; Laspidou, 2002) puede asumirse que las SPE enlazadas están formadas por PAU y PAB. Durante la evaluación de la ecuación semiempírica (69), la expresión $(S_{PAU} + S_{PAB} / 0.8 * X_{SST})$, o lo que es lo mismo $(S_{PMS} / 0.8 * X_{SST})$, se asumen como válidas para estimar la cantidad de SPE enlazadas al lodo, expresadas como mg SPE/g SSV.

$$r_{td} = \frac{PTM}{\mu^2} \left(a + b \left(1 - EXP \left(-c \left(\frac{S_{PMS}}{0.8 X_{SST}} \right) \right) \right)^d \right); r_{td} = r_{tf} \quad (69)$$

El procedimiento para estimar las constantes a, b, c, d de la ecuación (69) fue tomado de la literatura (Cho, 2003; Cho, 2005). En nuestro caso fue necesario modificar el rango de PTM y la concentración X_{SST} , con la consiguiente modificación de los valores de los parámetros de la ecuación.

Tabla 11- Condiciones experimentales usadas para estimar los parámetros de la ecuación (66)

	Exp-1	Exp-2	Exp-3
X_{SST} (g/L)	3,5,7,9,11	7	7
SPE enlazadas (mgDQO/gVSS)	40 ± 8	40 ± 8	Variante en el tiempo
PTM (kPa)	30	20,30,40,50,60	30

Una vez que se ha determinado el valor de las resistencias totales para cada sección, el valor de la resistencia global del sistema puede calcularse a partir de la expresión (70). Con los valores globales de caudal y resistencia se evalúa, finalmente, la ley de Darcy (71), que permite calcular el valor de la presión transmembranal del sistema durante la filtración.

$$\frac{1}{R_T} = \sum_{i=1}^n \left(\frac{S_{(i)}}{R_{TS(i)}} \right) \quad (70)$$

$$PTM = \mu J_T R_T \quad (71)$$

3.1.8- Modelación de los procesos intermitentes que controlan el funcionamiento del BMS.

La totalidad de los BMS funcionan bajo ciclos de filtración-relajación, con la inyección de las burbujas gruesas intercalada dentro de estos ciclos. En dependencia de la duración de los periodos de filtración esta inyección coincidirá a veces con la filtración, o simplemente se hará coincidir con los periodos de relajación. No existe una metodología establecida, pero puede enfocarse el problema de la remoción de la torta mediante la aireación siguiendo dos filosofías de trabajo, la primera consiste en fijar intervalos frecuentes de aireación con baja intensidad para facilitar una constante turbulencia alrededor de la membrana, o la segunda, permitir una cierta deposición de la torta sobre la membrana y luego desprenderla mediante inyecciones de aire menos frecuentes pero de una mayor intensidad de aireación. Ninguna de estas dos formas de operación impide que con el tiempo el proceso de colmatación se vuelva irreversible, y la selección de la filosofía a utilizar estará en función del tipo de residual a tratar, de las características del sistema y la membrana, así como de consideraciones de

Modelación matemática

carácter económico, una vez que la aireación tiene una elevada influencia sobre los costos de operación del proceso.

En la figura 15 se muestra, de manera simplificada, como se alternan los diferentes ciclos de funcionamiento del sistema. En este caso se ha considerado la inyección del aire exclusivamente en los periodos de relajación.

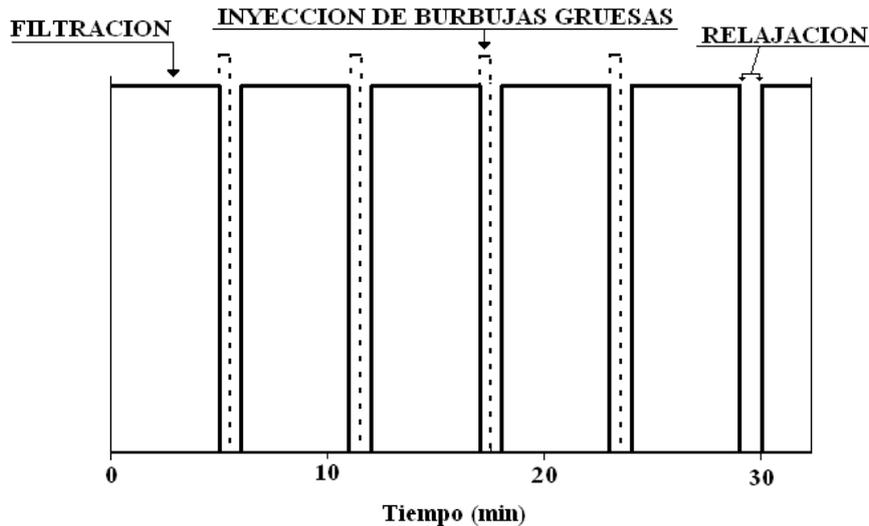


Figura 16- Esquema del funcionamiento intermitente de los procesos de un BMS

Para la modelación de los BMS es imprescindible incluir estas operaciones cíclicas, las cuales a la hora de simular el modelo integral van a servir de procesos controladores del sistema, y definen la duración de la alimentación al sistema, la cantidad de filtrado, la velocidad de deposición del lodo sobre la membrana, entre otros importantes aspectos. Como el comportamiento de estos procesos responde a procesos periódicos, éstos pueden modelarse desarrollando ecuaciones con la estructura matemática de las funciones periódicas. Estas funciones permiten establecer los periodos de activación o tiempo de duración de cada proceso, los tiempos de detención, así como la intensidad con la cual se trabaja en cada proceso, entiéndase flujos de trabajo de cada proceso. Las ecuaciones (72) y (73) muestran las funciones periódicas desarrolladas para los procesos cíclicos de filtración e inyección de las burbujas gruesas. En el caso de la filtración, se ha tomado el flux o caudal de filtración como variable principal de la función, tomando en cuenta a la presencia protagónica de la misma en las demás ecuaciones del modelo. Para el caso de los procesos de inyección de burbujas gruesas, la variable principal de la función periódica es el flujo de aire, el cual, vinculado con el área de la membrana, brinda información sobre la intensidad de la aireación alrededor del módulo de filtración.

$$J(t) = \begin{cases} 0 & ; t_f + m(t_f + t_r) < t < m(t_f + t_r) \\ J_T & ; m(t_f + t_r) \leq t \leq t_f + m(t_f + t_r) \end{cases} \quad \forall m: m \in \mathbf{N} \quad (72)$$

$$Q_{BG}(t) = \begin{cases} 0 & ; t_{BG} + m(t_{BG} + Int_{BG}) < t < m(t_{BG} + Int_{BG}) \\ Q_{BG} & ; m(t_{BG} + Int_{BG}) \leq t \leq t_{BG} + m(t_{BG} + Int_{BG}) \end{cases} \quad \forall m: m \in \mathbf{N} \quad (73)$$

Durante la modelación se considera que el caudal de agua residual alimentada coincide con el caudal de agua filtrada, de esta forma se mantiene un equilibrio en el nivel del licor mezclado dentro del tanque, lo cual es consecuente con lo que se observa en la práctica. Por tanto, la ecuación (72) es capaz de describir ambos procesos, filtración y alimentación de agua residual, de manera simultánea.

3.2- Valores de los parámetros del modelo utilizados durante la simulación.

La estimación de todos los parámetros de un modelo de esta complejidad es una tarea ardua y costosa. Por razones prácticas durante las simulaciones fue utilizado un grupo de coeficientes y parámetros basados en estudios realizados en sistemas similares, fundamentalmente aquellos que describen a los lodos activados, y han sido extensamente estudiados, o aquellos que tienen poco peso en los resultados finales. Los parámetros más sensibles, o sea, que tienen una marcada influencia sobre los resultados del modelo, fueron estimados por nuestras pruebas de laboratorio, al igual que aquellos que describen las características geométricas o estructurales del reactor y la membrana. La tabla 12 muestra de forma agrupada dichos parámetros y sus valores, nomenclatura y fuente de procedencia.

La precisión en el proceso de predicción de un sistema mediante la simulación solo es posible después de ajustar los parámetros del modelo a cada instalación, por tanto, es práctica común en los trabajos de modelación presentar un grupo de valores por defecto que permitan simular con los modelos y presentar sus potencialidades. En nuestro caso se adoptaron los valores de algunos parámetros que históricamente no han presentado mucha variabilidad según las diversas fuentes consultadas (Cho, 2003; Henze, 2002; Lu, 2001; Li, 2006). Todos estos parámetros que han sido previamente publicados provienen de sistemas con lodos activados y de BMS. Por otra parte, los más sensibles, fueron calibrados en el marco de este trabajo mediante respirometría y por regresión lineal y no lineal.

Tabla 12 - Nomenclatura, parámetros y coeficientes usados en el modelo y las simulaciones.

Símbolo	Significado y unidades	Valor	Referencia
Lodos activados			
f_{BI}	Fracción de PMS generados por la biomasa (adim)	0.005	(Lu, 2001)
f_{SI}	Producción de SI en la hidrólisis (adim)	0.0	(Cho, 2003)
f_{XI}	Fracción de DQO inerte generada por la biomasa (adim)	0.08	(Henze, 2002)
i_{SSTXI}	Relación SST/DQO para los X_I (gSST / gDQO)	0.75	(Cho, 2003)
i_{SSTBM}	Relación SST/DQO para los X_H (gSST / gDQO)	1.24	(Cho, 2003)
i_{SSTXS}	Relación SST/DQO para los X_S (gSST / gDQO)	0.75	(Cho, 2003)
K_{La}	Coefficiente global de transferencia de oxígeno (h^{-1})	120	Este trabajo
K_h	Coefficiente de hidrólisis ($día^{-1}$)	3.0	(Henze, 2003)
$K_{O_2,H}$	Coefficiente de saturación/inhibición del oxígeno para los heterótrofos (gO_2 / m^3)	0.2	(Henze, 2002)
K_S	Coefficiente medio de saturación para el crecimiento de los heterótrofos a partir de las S_S ($gDQO / m^3$)	20.0	(Henze, 2002)
K_{PMS}	Coefficiente de saturación media para el crecimiento de los heterótrofos a partir de los PMS ($gDQO / m^3$)	30	(Henze, 2002)
K_X	Coefficiente de saturación/inhibición para la DQO particulada (adim)	0.03	(Henze, 2002)
$S_{O_2,sat}$	Concentración de saturación del oxígeno (gO_2 / m^3)	10	Este trabajo
Y_H	Coefficiente de rendimiento heterótrofo relacionado a la degradación de las S_S ($gDQO / gDQO$)	0.67	Este trabajo
Y_{PMS}	Coefficiente de rendimiento heterótrofo relacionado con los PMS ($gDQO / gDQO$)	0.50	(Lu, 2001)
$b_{H,PAB}$	Constante de velocidad de los procesos de lisis que generan PAB ($día^{-1}$)	0.22	(Lu, 2001)
b_H	Constante de velocidad de los procesos de lisis y descomposición para los heterótrofos ($día^{-1}$)	0.4	(Lu, 2001)
μ_H	Máxima velocidad de crecimiento debido a la degradación de las S_S ($día^{-1}$)	6.0	(Henze, 2002)
μ_{PMS}	Máxima velocidad de crecimiento debido a la degradación de los PMS ($día^{-1}$)	0.7	(Lu, 2001)
$\gamma_{PAU:H}$	Constante de formación de PAU para los heterótrofos (adim)	0.38	(Lu, 2001)

Modelación matemática

Tabla 12 (continuación) - Nomenclatura, parámetros y coeficientes usados en el modelo y las simulaciones.

Símbolo	Significado y unidades	Valor	Referencia
Procesos intermitentes y colmatación de la membrana			
Am	Área de la base de la membrana (m ²)	0.0013	Este trabajo
a	Constante empírica	1156.2	Este trabajo
b	Constante empírica	1.36×10 ⁴	Este trabajo
c	Constante empírica	172.4	Este trabajo
d	Constante empírica	150.9	Este trabajo
Cd	Coefficiente de arrastre (adim)	0.04	Este trabajo
dp	Tamaño de partícula (m)	100 μm	Este trabajo
K _{ST}	Coefficiente de adhesión de las partículas del lodo (adim)	0.67	Este trabajo
Mtd	Masa de lodo en la capa dinámica de la torta (kg/m ²)		
Mtf	Masa de lodo en la capa fija de la torta (kg/m ²)		
n	Número total de secciones en que se dividió la superficie de la membrana para el cálculo seccional	128	Este trabajo
qa	Intensidad de aireación (l/(m ² s))		
Q	Flujo de filtración (l/s)		
Q _{BG}	Flujo de burbujas gruesas (l/s)		
Rtd	Resistencia de la capa dinámica de la torta (m ⁻¹)		
Rm	Resistencia intrínseca de la membrana (m ⁻¹)	1.2×10 ¹²	Este trabajo
Rp	Resistencia debido a la obstrucción de los poros (m ⁻¹)		
Rtf	Resistencia de la capa fija de la torta (m ⁻¹)		
rp	Resistencia específica debido a la obstrucción de los poros en términos de volumen filtrado (m ⁻²)	3.0×10 ¹¹	Este trabajo
rtf	Resistencia específica de la capa fija de la torta (m/kg)		
rtd	Resistencia específica de la capa dinámica de la torta (m/kg)		
R _T	Resistencia total a la filtración (m ⁻¹)		
R _{TS(i)}	Resistencia a la filtración para la sección (i) de la membrana (m ⁻¹)		
int _{BG}	Intervalo de tiempo entre dos inyecciones de burbujas (s)		
t _{BG}	Tiempo de inyección de las burbujas gruesas (s)		
tf	Tiempo de filtración (s)		
tr	Tiempo de parada de la filtración (s)		
β	Coefficiente de erosión para las capas de lodo activado (adim)	3.5×10 ⁻⁴	(Li, 2006)
ε _a	Fracción de la superficie de la membrana con intensidad de cizallamiento reducida	2/3	(Li, 2006)
ε _i	Fracción de área de membrana acumulada respecto a la sección (i)		
γ	Coefficiente de compresión para los lodos activados (kg/(m ³ s))	2.5×10 ⁻⁵	(Li, 2006)
μ	Viscosidad del agua filtrada (Pa s)		
μ _s	Viscosidad de la suspensión del lodo activado (Pa s)		
μ _w	Viscosidad del agua (Pa s)		
μ _s	Densidad de la suspensión del lodo activado (kg/m ³)		

3.3- Sensibilidad a los parámetros vinculados a las ecuaciones que describen el sistema biológico.

El análisis de sensibilidad realizado a los parámetros vinculados a las ecuaciones que describen el sistema biológico mostró que el parámetro Y_H presenta la mayor influencia sobre los resultados de la simulación para las variables consideradas, especialmente sobre la PTM y los SST (figuras 17 y 18). Para facilitar el análisis en las figuras 16-19 se presentan solamente los coeficientes que presentaron valores de sensibilidad mayores al 10% respecto a alguna de las variaciones efectuadas. Solo el parámetro Y_H muestra valores de sensibilidad superiores al 50% que pueden considerarse como una influencia muy significativa. Las pequeñas variaciones en los valores de los otros parámetros no producen grandes variaciones en las respuestas finales, por lo que el modelo muestra un grado de robustez considerable atendiendo a la mayoría de los parámetros del sistema biológico.

Puede verse que la K_{La} aparece en todas las figuras, y en algunas con valores de sensibilidad próximos al 50% (figuras 18 y 20). Esta influencia de la K_{La} es lógica para un sistema completamente aireado, donde se ha considerado la respiración aerobia como la principal, y la transferencia de oxígeno dentro del BMS juega un rol importante. Es por eso que antes de simular es obligatorio estimar la K_{La} del sistema, sobretodo porque este parámetro es específico de cada BMS, pues está vinculado a la geometría del biorreactor, las características del sistema de aireación, entre otros aspectos.

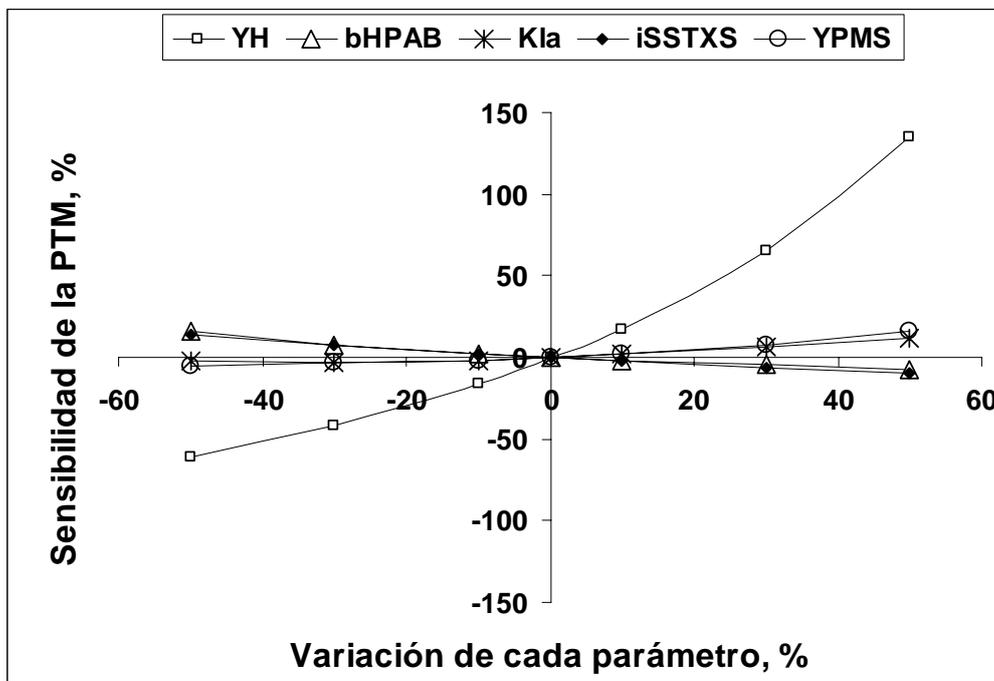


Figura 17- Sensibilidad de la PTM respecto a los parámetros (considerando un tiempo de simulación de 12 días).

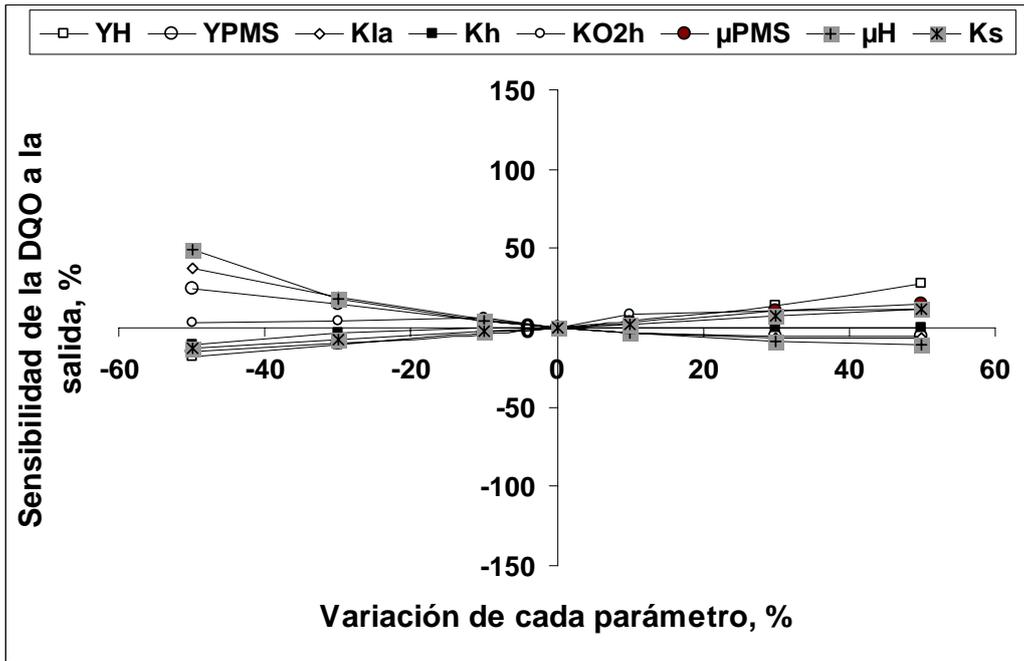


Figura 18- Sensibilidad de la DQO respecto a los parámetros (considerando un tiempo de simulación de 12 días).

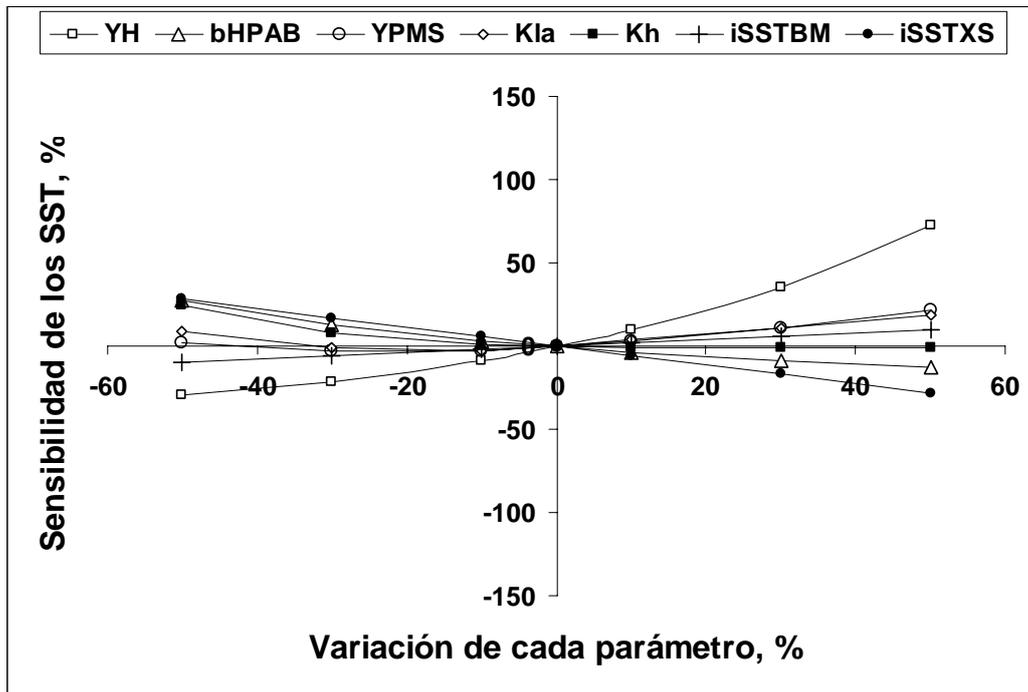


Figura 19- Sensibilidad de la SST respecto a los parámetros (considerando un tiempo de simulación de 12 días).

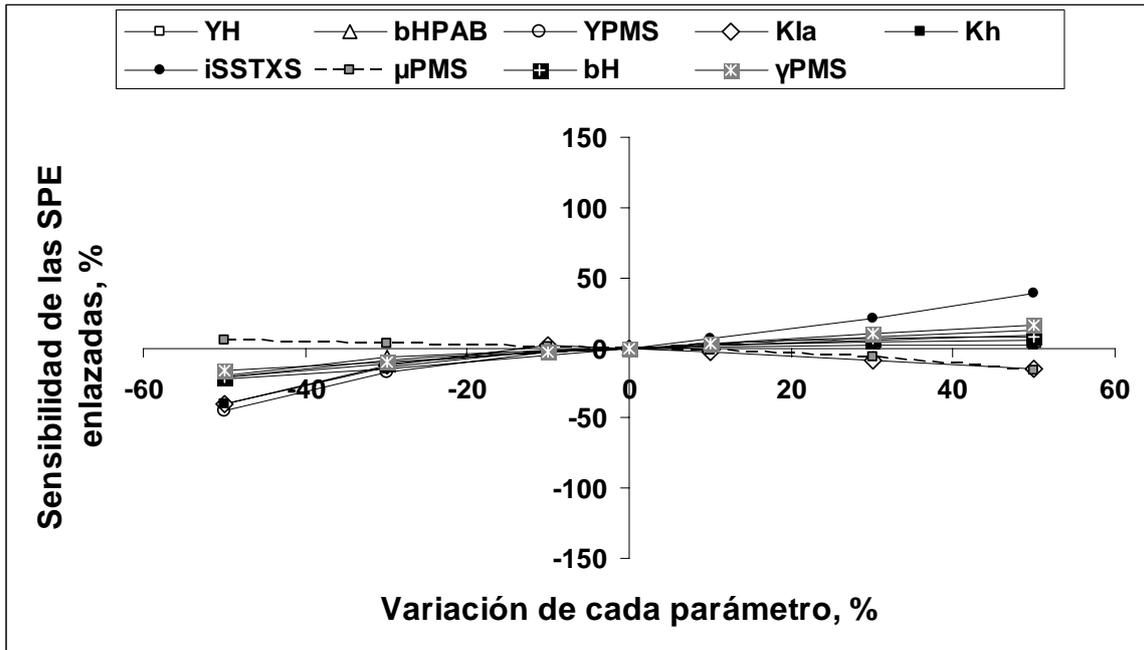


Figura 20- Sensibilidad de la SPE enlazadas respecto a los parámetros (considerando un tiempo de simulación de 12 días).

Para la presentación y ejecución el modelo o en simulaciones no rigurosas, los valores de los otros parámetros que no presentan alta sensibilidad pueden adoptarse de la literatura, considerándose siempre que se introducirán determinados errores en los resultados, aunque no demasiados atendiendo a los resultados del análisis de sensibilidad.

Existen estudios muy detallados (Cho, 2003; Henze, 2002; Lu, 2001; Ruano, 2007) que se han enfocado a estimar estos parámetros y se cuenta en la actualidad con un grupo de valores por defecto de los parámetros biocinéticos para el cálculo con modelos dinámicos de lodos activados, y que han heredado parte de la estructura matemática de la familia de modelos ASM. El estado del arte de los modelos dinámicos para los procesos convencionales de lodos activados son los modelos ASM. Aunque estos modelos fueron presentados por primera vez hace 20 años, incluso en la actualidad existe un rico debate científico con el objetivo de alcanzar consenso en determinados aspectos polémicos, como son la calibración de los parámetros y la calidad de la simulación (Ruano, 2007), lo que demuestra la complejidad de este tema.

Como se observa, el coeficiente Y_H es el parámetro más importante a tener en cuenta en la calibración del modelo de los lodos activados. Este coeficiente presenta la mayor influencia sobre los resultados finales. Y_H es el coeficiente de rendimiento heterótrofo relacionado con la degradación de las sustancias orgánicas solubles fácilmente biodegradables, y su valor va a estar directamente ligado al incremento de la biomasa heterótrofa, y esta a su vez con la

concentración de los sólidos suspendidos totales. Por tanto, Y_H influirá en la formación de la torta y en el incremento de la PTM. Este encadenamiento de influencias determina que este parámetro deba ser bien estimado antes de simular con el modelo. Lo más importante del análisis de sensibilidad es que brinda una guía a futuros estudios con el modelo, señalando donde es necesario profundizar, y que parámetros es obligatorio calibrar con mayor énfasis. Además, nos permite tener una idea de los errores en que se incurren cuando se utilizan determinados parámetros tomados de otros autores, y que provienen de sistemas o condiciones operacionales que no se asemejan lo suficiente al sistema que se esté estudiando.

3.3.1- Sensibilidad a los parámetros vinculados a las ecuaciones que describen la colmatación de la membrana

La figura 21 muestra los resultados del análisis de sensibilidad realizado a los parámetros que están vinculados a las ecuaciones que estiman el desarrollo de la colmatación. En particular se ha medido la influencia de estos parámetros sobre la estimación de la PTM. Puede verse que la resistencia específica a la filtración r_{tf} tiene una influencia significativa sobre los valores de la PTM, esto ocurre así cuando se simula el sistema considerando r_{tf} y r_{td} como parámetros con valores constantes. En particular, la resistencia específica de la torta fija presenta la mayor influencia sobre la PTM. El modelo asume que $r_{td} = r_{tf}$, lo cual es una aproximación a la realidad. Hasta el momento no existen procedimientos experimentales que permitan estimar la resistencia r_{td} , sin embargo, la resistencia r_{tf} puede estimarse en el laboratorio mediante las pruebas de filtración frontal. Los valores obtenidos por este ensayo se identifican con los rangos de valores de la resistencia específica de la torta fija.

Tomando en consideración que la contribución en el tiempo y el grosor de la torta dinámica es mucho menor que la torta fija, la contribución de la torta dinámica a la resistencia total también será menor, por tanto puede adoptarse la igualdad en los valores de r_{tf} y r_{td} . Esto garantiza la simplicidad en los cálculos y no tiene mucha trascendencia en los resultados de la simulación. Lo cual está avalado por los valores del análisis de sensibilidad, donde r_{tf} es la que presenta las mayores influencias sobre los resultados de la PTM. En este caso fueron igualmente presentadas las variables que presentaron un valor de sensibilidad mayor al 10%, sin embargo la influencia relativamente baja de β sobre la PTM, sugiere que puede utilizarse valores adoptados de la literatura sin introducir errores considerables durante la resolución numérica del modelo.

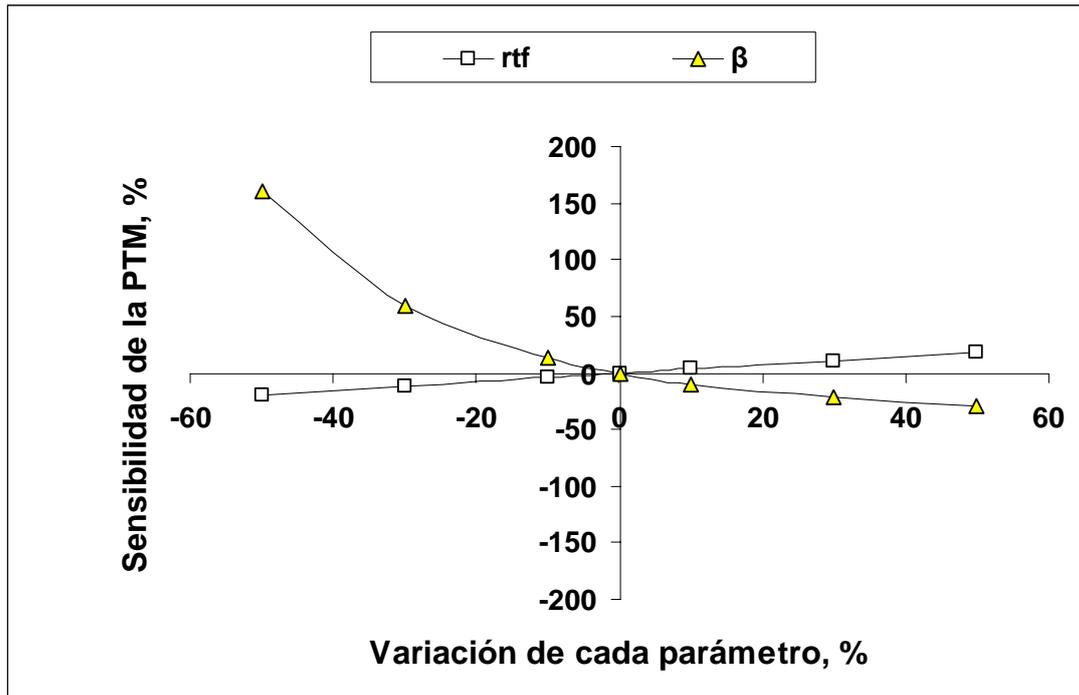


Figura 21- Sensibilidad de los parámetros a la PTM (considerando un tiempo de simulación de 12 días).

3.4- Estimación de los parámetros más sensibles.

Con el objetivo de minimizar los errores durante la simulación se realizó la calibración de los parámetros que fueron detectados por el análisis de sensibilidad como las más influyentes en los resultados finales. Las metodologías de estos procesos de calibración fueron detalladas en el capítulo materiales y métodos.

3.4.1- Estimación del coeficiente de rendimiento heterótrofo Y_H .

Una serie de ensayos respirométricos se realizaron durante la calibración del parámetro Y_H , obteniéndose una baja variabilidad en los resultados obtenidos. Los lodos activados con los que se inoculó nuestro BMS, provienen del tanque de aireación de la planta de tratamiento de residuales de Brax, una instalación convencional de tratamiento por lodos activados. Estos lodos se han especializado en la degradación de residuales urbanos y sus características pueden considerarse como estables mostrando un alto nivel de eficiencia en la asimilación de los sustratos, esto puede observarse en el elevado valor obtenido del coeficiente de rendimiento heterótrofo Y_H . La tabla 13 muestra el resultado de las mediciones respirométricas, realizadas a diferentes concentraciones y la figura 22 los resultados del procedimiento de regresión lineal para la estimación de la pendiente de la recta que es igual a $(1-Y_H)$.

Tabla 13 - Resultados estadísticos de las mediciones respirométricas

Parámetros DQO degradada (mg/l)	Promedio del oxígeno consumido (mg/l)	Desviación estándar	Mínimo	Máximo
50	16.7	1.7	15	19
100	35.3	2.1	33	38
150	50.7	1.2	49	52
200	67.7	2.1	65	70
300	95.8	2.5	93	99
400	131	1.6	129	133

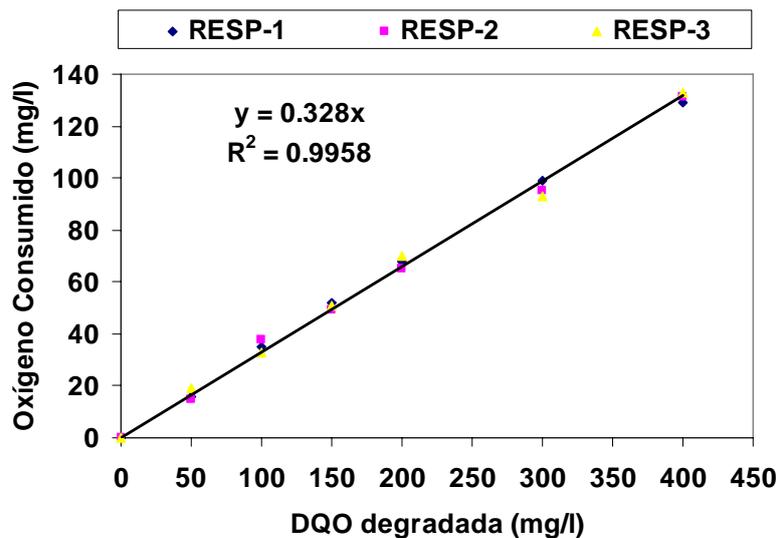


Figura 22- Determinación de los valores de Y_H mediante ensayos de respirometría.

Pendiente= 0.328

$Y_H = 1 - 0.328 = 0.672$

3.4.2- Estimación de la K_{La} del sistema.

El procedimiento de regresión no lineal utilizando la ecuación (34) produjo los siguientes resultados:

Tabla 14 - Resultados de la regresión no lineal realizada para la estimación de la K_{La} .

Parámetros	K_{La} (min^{-1})	OCDB (mg/l min)	$S_{O_2,Ini}$ (mg/l)	$S_{O_2,Sat}$ (mg/l)	SRC	%ERM
Valores	1.6	0.29	0.23	8.5	0.30	3.8

La figura 23 muestra los resultados de la regresión no lineal siguiendo el procedimiento de Levenberg-Marquard (Marquardt, 1963), puede observarse en la tabla 14 la calidad del ajuste realizado atendiendo a los valores obtenidos de la suma de residuos al cuadrado (SRC) y el % error relativo medio (% ERM).

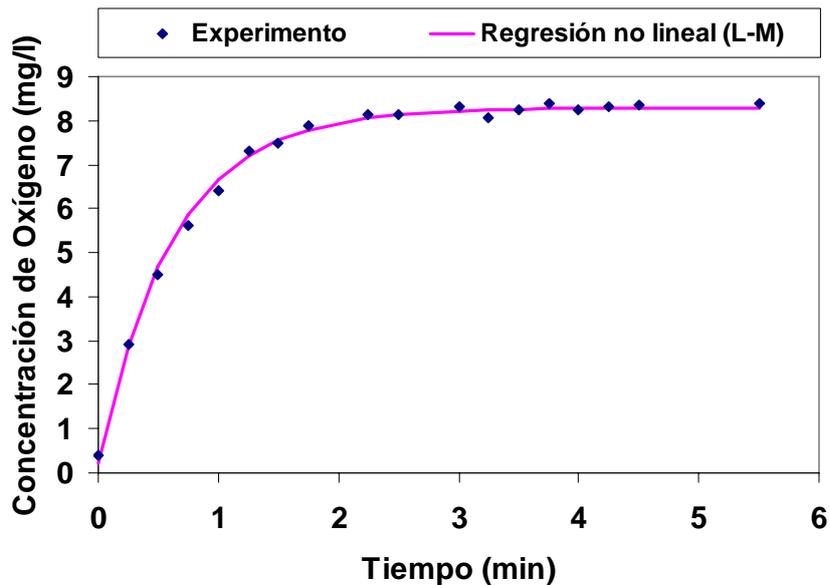


Figura 23- Resultados del ajuste por regresión no lineal realizado para la determinación de la K_{La} .

El valor de la K_{La} fue estimado inyectando solamente al sistema la aireación destinada a mantener los requerimientos de oxígeno de los microorganismos durante su metabolismo. La aireación de burbujas gruesas no se incluyó pues esta aireación es de alta intensidad pero ocurre en un corto intervalo de tiempo, evaluar la K_{La} con ambas aireaciones en funcionamiento sobredimensionaría excesivamente el valor de este coeficiente. No obstante, considerando que en ocasiones ambos flujos de aireación coinciden y la posibilidad de una mayor concentración de saturación del oxígeno por disminución de la temperatura del licor mezclado, al valor obtenido por regresión lineal se le adicionó un 25 % como factor de sobrediseño, lo cual toma en cuenta los aspectos antes mencionados (Metcalf, 2003), por lo que el valor final adoptado de K_{La} para las simulaciones fue:

$$K_{La} = 1.6 \text{ (min}^{-1}\text{)} = 96 \text{ h}^{-1} \times 1.25 = 120 \text{ h}^{-1}$$

3.4.3- Estimación de los parámetros de la ecuación que estima el valor de la resistencia específica de la torta.

La estimación de los parámetros de la ecuación (69) se hizo mediante el procedimiento tomado de la literatura (Cho, 2003; Cho, 2005), el ajuste de los datos experimentales a la ecuación semiempírica se realizó mediante regresión no lineal empleando el algoritmo de Levenberg-Marquardt. El % de error relativo medio obtenido fue de un 23.4 %. La figura 23 presenta los resultados obtenidos durante el proceso de estimación de los parámetros. Los valores de las constantes a, b, c, d, fueron presentados con anterioridad en la tabla 12.

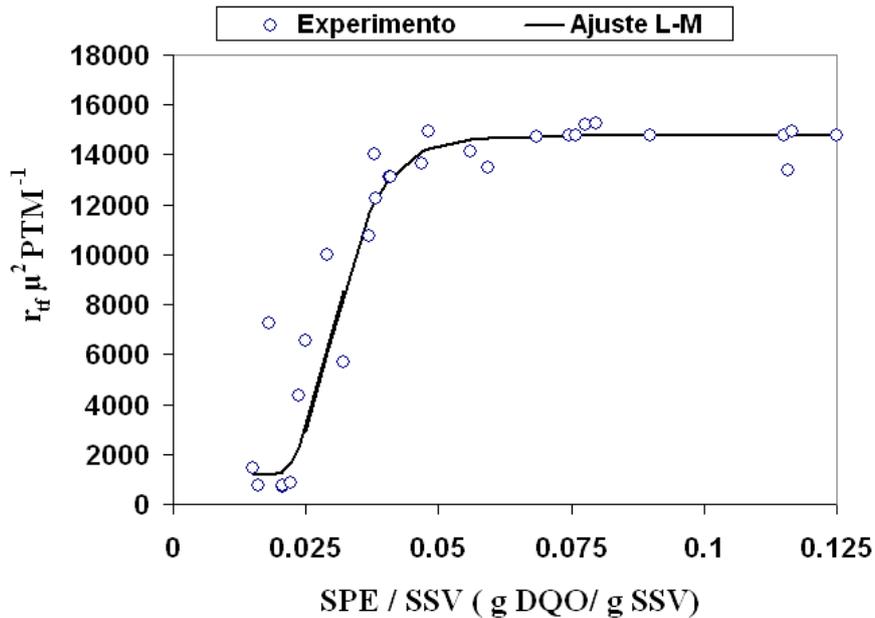


Figura 23- Resultados del ajuste por regresión no lineal realizado para la determinación de los parámetros de la ecuación semiempírica (69).

3.5- Consideraciones y limitaciones del modelo desarrollado.

Un análisis de las ecuaciones del modelo muestra que en su forma actual se han hecho algunas consideraciones y presenta limitaciones que se deben tener en cuenta a la hora de analizar los resultados de la simulación o en aras de futuras mejoras.

Principales consideraciones:

- 1-Retención absoluta de toda la biomasa y partículas por la membrana (se asume que no hay sólidos suspendidos totales, X_{SST} , en el efluente).
- 2-Los X_{SST} se consideran como los principales integrantes de la torta de filtración y los colmatantes más importantes de la membrana.
- 3-La resistencia de la torta es proporcional a la masa acumulada en la superficie de la membrana y la capa de la torta no se distribuye de manera homogénea sobre la superficie de la membrana.
- 4- No todos los colmatantes se acumulan en la superficie de la membrana debido a la fuerza de cizallamiento inducida por la aireación.
- 5- La edad del lodo es calculada como la división del volumen del reactor por el volumen del lodo que se extrae por día. Como no hay recirculación del lodo, la concentración de los X_{SST} en el biorreactor es igual a la concentración de la purga.
- 6- Se consideró en todo momento un proceso completamente aerobio, con predominio de las bacterias heterótrofas. De ser necesario describir procesos de nitrificación u otros tipos de

bacterias, este modelo puede modificarse pero antes deben introducirse en la tabla de la notación matricial las ecuaciones correspondientes a esos procesos y metabolismos.

7- Para el caso de las resistencias específicas a la filtración se asume durante los cálculos que $r_{tf} = r_{td}$, lo cual constituye una aproximación. Es de esperar que ambas capas de torta presenten diferentes características estructurales y diferentes valores de porosidad. En el laboratorio los valores de resistencia específica, calculados mediante la filtración frontal, corresponden a los rangos de valores de r_{tf} . Hasta el presente no existe un procedimiento analítico para determinar r_{td} . No obstante analizando que a través del tiempo la contribución de la capa dinámica a la resistencia total es mucho menor que la contribución de la capa fija, se puede considerar esta aproximación como válida, lo que facilita simplicidad en los cálculos y tiene un bajo impacto en los resultados finales.

Principales limitaciones:

- 1) Este modelo puede simular el proceso de filtración a flujo constante y la variación de presión transmembranal. El cambio del modo de operación a presión constante no puede ser predicho en las condiciones actuales.
- 2) Los parámetros cinéticos usados en los modelos ASM, muchos de los cuales son heredados por este modelo, se estiman en cierto estado estacionario y se consideran constantes. Por lo tanto, los modelos que utilizan estos parámetros no pueden simular cambios muy bruscos en las condiciones de funcionamiento tales como características de la alimentación, velocidad de carga orgánica, sin antes recalibrar los parámetros. Sin embargo, el cambio de las condiciones de frontera tales como la calidad del residual de entrada, el tiempo de residencia hidráulica, edad del lodo, los sólidos suspendidos totales y la cantidad de SPE puede ser reflejado sobre el modelo físico de colmatación de la membrana, que se ha acoplado y que se calcula mediante el método seccional.
- 3) La simulación usando la ecuación (69) para la estimación dinámica de los valores de resistencia específica, debe ser restringido a los rangos de PTM y X_{SST} usados durante la estimación de los parámetros de la ecuación. De lo contrario es necesario recalibrar los parámetros o se aconseja simular con valores promedios estimados de las resistencias r_{td} y r_{tf} .
- 4) Los parámetros relacionados con las características de la membrana, como son la resistencia de la membrana, la fracción estimada de intensidad de cizallamiento reducida, o el área seccional de la membrana sujeta a la intensidad de la aireación, fueron estimados para la membrana de nuestro BMS. Estos valores necesitan ser redefinidos para cada nueva membrana.

CAPÍTULO 4

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Resultados y discusión

4.1- Caracterización del BMS.

Durante el trabajo experimental con el biorreactor fue necesario caracterizar la biomasa presente en el sistema, lo que permitió conocer las condiciones en que se encontraban los lodos activados para la validación del modelo y para estimar los valores de las variables y parámetros a utilizar durante la simulación del sistema. El seguimiento analítico se realizó tanto en los periodos de experimentación como en la etapa de adaptación del lodo activado. Las mediciones realizadas fueron: 1- Granulometría de los lodos; 2- Estimación de la resistencia específica de la torta de lodo a la filtración; 3- Demanda química de oxígeno; 4- Concentración de la biomasa; 5- Concentración de las sustancias húmicas; 6- Concentración de las proteínas; 7- Concentración de los azúcares totales.

4.1.1- Influencia del área de filtración de la membrana utilizada en las respuestas del BMS experimental.

Para la realización de los experimentos se contó con dos tipos de membrana de diferente área de filtración (0.1 m^2 y 0.3 m^2). Durante el periodo previo a los experimentos de validación se utilizaron ambos tipos de membranas, y se probaron diferentes combinaciones de variables operacionales (tabla 15). Los resultados obtenidos en relación al aumento de la PTM y los SST se muestran en la figura 24.

Tabla 15- Valores de las variables operacionales de la serie de experimentos E-1 al E-6

VARIABLES	EXPERIMENTOS					
	Membrana 0.1 m^2			Membrana 0.3 m^2		
	E1	E2	E3	E4	E5	E6
tf (min)	12	18	18	12	12	10
tr (min)	4	4	4	4	4	3
Int _{BG} (min)	8	6	6	8	8	8
t _{BG} (min)	1	1	1	2	1	1
qa ($\text{l/m}^2\text{s}$)	9	11	15	9	11	15
EL (día)	30	40	55	40	50	50
Intervalo de SST (g/l)	3.7-4.5	3.8-5.2	4.8-6	4.7-6.9	6.8-9.2	9.2-9.5

De los resultados obtenidos pudo concluirse que no era aconsejable la utilización de la membrana de 0.1 m^2 , para el caudal y las condiciones utilizadas, pues ni los resultados de incremento de la PTM obtenidos ni la velocidad de crecimiento de la biomasa fueron representativos de los sistemas BMS convencionales. Tomando en consideración el volumen de trabajo de nuestro biorreactor y la cantidad de biomasa existente, el flujo de alimentación al sistema fue insuficiente para favorecer un crecimiento adecuado de los microorganismos y

Resultados y discusión

mantener una concentración de trabajo superior a los 6 g/l. El valor promedio de carga de lodo de trabajo durante la utilización de la membrana de 0.1 m² fue de, $B_X = 0.047$ g/g día, mientras que con la membrana de 0.3 m² se trabajó como promedio con un valor de $B_X = 0.076$ g/g día.

Por otra parte, por razones prácticas y económicas, se decidió utilizar en los experimentos diseñados para la validación del modelo condiciones operacionales exigentes que favorecieran una rápida evolución de la colmatación de la membrana, de esta forma se obtenían respuestas rápidas en el incremento de la PTM. La membrana de 0.1 m² presenta un menor número de fibras huecas en su estructura, por esta causa se observó que la turbulencia alrededor de las mismas, así como la agitación de las fibras huecas debido a la inyección de las burbujas de aire, eran demasiado elevadas y no se correspondían con los valores que se obtienen en un BMS real. Esta elevada agitación, que no se utiliza por razones económicas en la industria, favoreció excesivamente la remoción de la torta de filtración, por lo que los valores de incremento de la PTM obtenidos no fueron representativos de un sistema real (figura 24). Por estas causas, se decidió utilizar para los experimentos de validación exclusivamente la membrana de 0.3 m², pues la misma reproduce satisfactoriamente el comportamiento y las velocidades de colmatación que se obtienen en los sistemas reales.

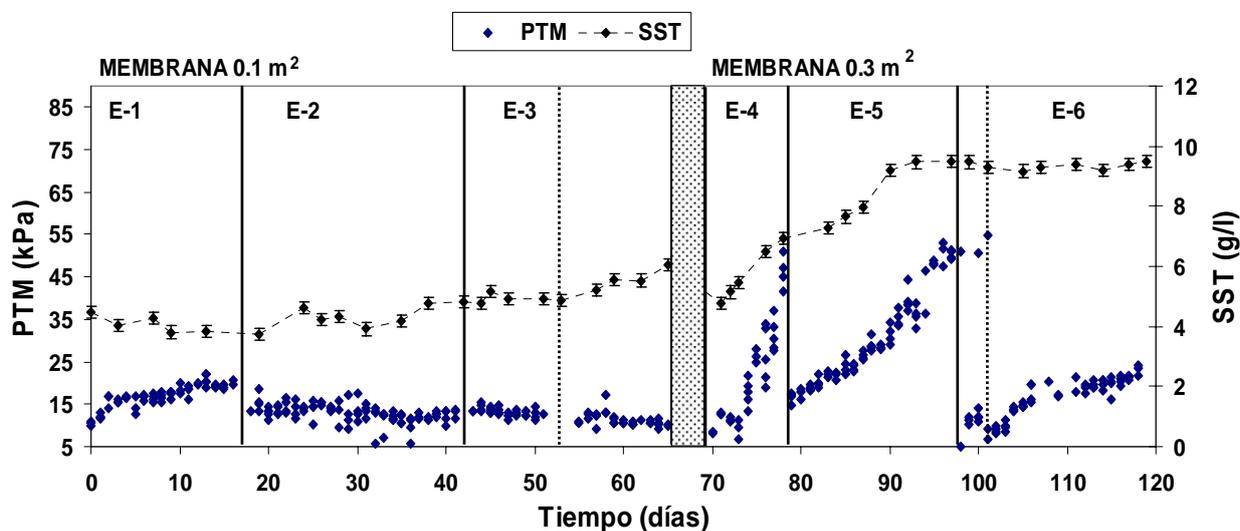


Figura 24- Evolución de la presión transmembranal y la concentración de sólidos suspendidos totales durante los experimentos E-1 al E-6. La banda gruesa de puntos indica el cambio de la membrana de 0.1 m² por la membrana de 0.3 m². Las líneas discontinuas delgadas indican paradas por razones técnicas. Las líneas continuas indican el inicio y fin de cada experimento.

4.1.2- Granulometría de los lodos.

El análisis granulométrico mostró que los tamaños de partículas de lodo siguen una distribución normal (figura 25). El diámetro medio equivalente calculado sobre el volumen, $d(0.5)$, correspondió a 100 μm (figura 26, tabla 16). Este valor es similar a otros anteriormente reportados para estos sistemas (Li, 2006). La variabilidad de $d(0.5)$ fue baja, por lo que se decidió adoptar este diámetro de partícula de lodo para los cálculos y las simulaciones desarrolladas. Igualmente, se encontró una baja variabilidad en la superficie específica de las partículas de lodo, obteniéndose como promedio un valor de $0.098 \text{ m}^2/\text{kg}$.

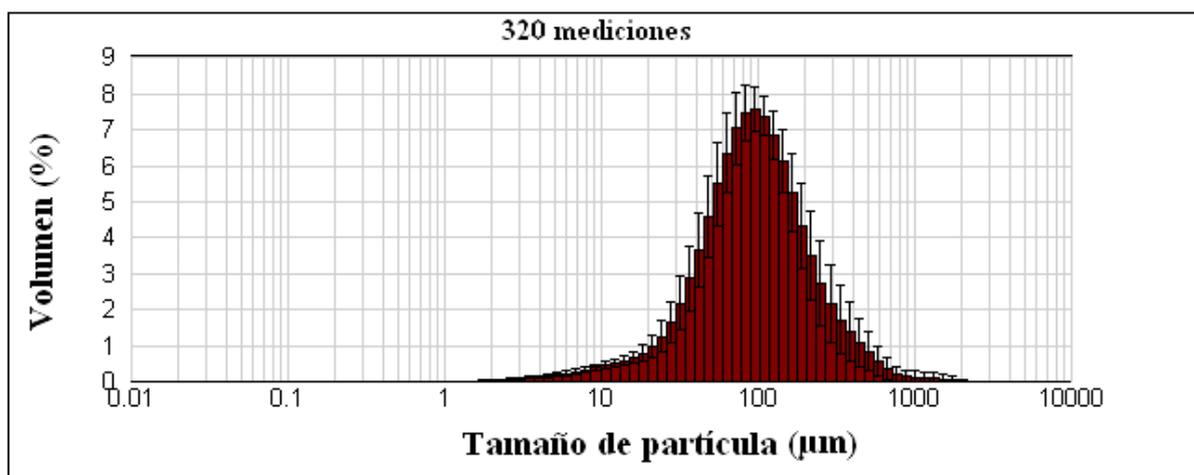


Figura 25- Distribución de tamaños de partículas obtenidos mediante el análisis por granulometría láser de los lodos activados

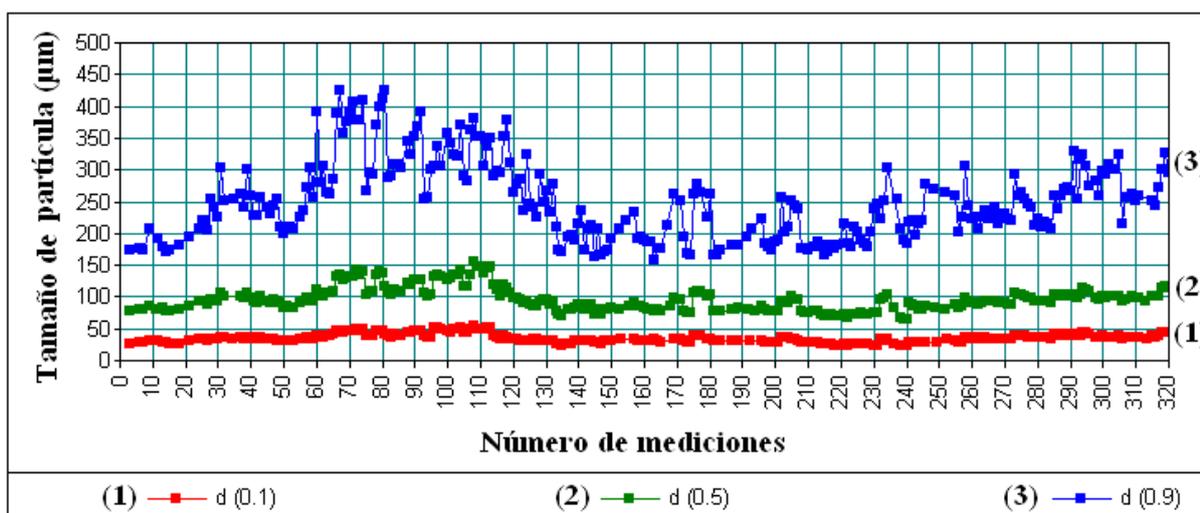


Figura 26- Resultados de las mediciones granulométricas realizadas al lodo activado del BMS

Resultados y discusión

Tabla 16- Tamaño y área específica de las partículas de lodo

Parámetros Variables	Promedio	Desviación estándar	Mínimo	Máximo	Coefficiente de variación
d (0.1) (µm)	36.1	7.0	24.6	53.9	19.5 %
d (0.5) (µm)	100.2	20.5	71.1	154.5	20.3 %
d (0.9) (µm)	261.2	70.4	159.0	425.2	26.9 %
Área específica de las partículas (m²/kg)	0.098	0.018	0.065	0.134	18.1 %

4.1.3- Resistencia específica a la filtración.

Las mediciones de la resistencia específica a la filtración de la torta de lodo, realizadas mediante la prueba de filtración frontal, mostraron una gran variabilidad en los resultados. Los valores mostrados en la tabla 17 están en concordancia con los reportados por otros autores (Stephenson, 2000), por lo que puede considerarse el valor promedio de resistencia específica como adecuado para la simulación de nuestro sistema.

Tabla 17- Resultados estadísticos de las mediciones de la resistencia a la filtración

Parámetros Variables	Promedio	Desviación estándar	Mínimo	Máximo	Coefficiente de variación
Resistencia específica de la torta (m/kg)	8.48×10^{13}	2.30×10^{14}	4.97×10^{11}	1.48×10^{15}	271.7 %

La resistencia específica es altamente dependiente de las condiciones de la biomasa, la concentración de los polisacáridos y las sustancias poliméricas extracelulares, tanto las solubles como las enlazadas a los flóculos de lodo (Hernández, 2006). Igualmente, la concentración de sólidos suspendidos totales, así como el periodo de trabajo en que se hallaba el biorreactor (adaptación de la biomasa o el periodo de operación estable), fueron aspectos que tuvieron una influencia directa en los valores de resistencia específica encontrados. La figura 27-A muestra un ejemplo de la variabilidad de los resultados obtenidos mediante la prueba de filtración frontal para mediciones consecutivas donde, luego de un incremento sostenido de los valores de resistencia específica, comenzó a obtenerse un descenso gradual de estos valores a partir del día 35. Luego del periodo de adaptación de los lodos, el sistema comenzó a trabajar en operación estable, la biomasa se estabilizó y los valores de resistencia específica disminuyeron su fluctuación y adoptaron valores relativamente bajos. Este fenómeno puede observarse a partir del día 50 (figura 27-B).

Resultados y discusión

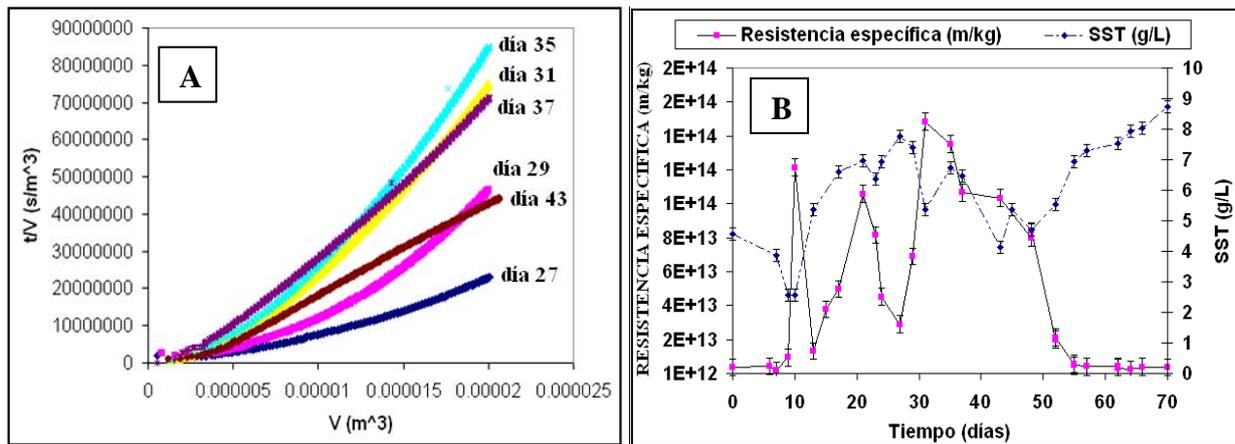


Figura 27-A: Curvas de t/V vs V obtenidas mediante la prueba de filtración frontal y utilizadas para el cálculo de los valores de resistencia específica a la filtración, B: Variación de los valores de la resistencia específica y los sólidos suspendidos totales, durante la operación del BMS ($t_f= 12$ min, $t_r= 4$ min, $EL= 30$ días, $Int_{BG}= 8$ min, $t_{BG}= 2$ min, $q_a= 15$ l/m² s).

No obstante, no pueden establecerse relaciones sencillas entre el comportamiento de la resistencia específica y las otras variables, debido a las relaciones sinérgicas que existen entre ellas (Shane, 2007). Las muestras que fueron tomadas cuando la temperatura del lodo era superior a 18 °C, con la concentración de SST > 8 g/L y diámetro promedio de los flóculos en el entorno de los 100 μ m, condiciones en la que la resistencia específica tuvo valores de 1.0×10^{12} - 3.5×10^{13} m/kg. Para las temperaturas en el rango de 8-13 °C y diámetro promedio de los flóculos inferiores a 85 μ m los valores medidos de resistencia específica fueron del orden de 5.0×10^{14} - 3.5×10^{15} m/kg, este intervalo de valores es el mayor que se encontró durante la operación del biorreactor. De manera general, el aumento de la resistencia a la filtración a causa de la disminución de la temperatura puede explicarse por la generación de sustancias poliméricas extracelulares, que se hace más intensa a bajas temperaturas. Igualmente el crecimiento de la biomasa es menos importante y el tamaño de las partículas es pequeño, por tanto, la torta formada por partículas de menor diámetro tendrá una menor porosidad lo que aporta una mayor resistencia al paso del fluido. A esto puede adicionarse el efecto del aumento de la viscosidad del licor mezclado debido a la disminución de la temperatura (Shane, 2007).

4.1.4- Demanda Química de Oxígeno (DQO) y carga del lodo.

Los valores medidos de la DQO a la entrada del biorreactor pueden ser considerados moderados, lo que se corresponde con las características del agua residual de entrada utilizada, (tabla 14). Estos valores presentan una variabilidad entre 84 y 300 mg/l, para el

Resultados y discusión

agua residual de entrada. De la tabla 18 puede observarse los altos niveles obtenidos de remoción (%R = 89 %), tomando como criterio los valores promedios de la DQO a la salida (sustancias orgánicas solubles fácilmente biodegradables + sólidos orgánicos solubles e inertes). Igualmente, en la figura 28 puede observarse la estabilidad en los valores de la DQO de salida del biorreactor, independientemente de los valores de entrada al sistema, lo cual es una característica típica de los BMS. Estos valores de la DQO de salida medidos al agua filtrada, presentan la menor variabilidad y mayor estabilidad en los resultados obtenidos.

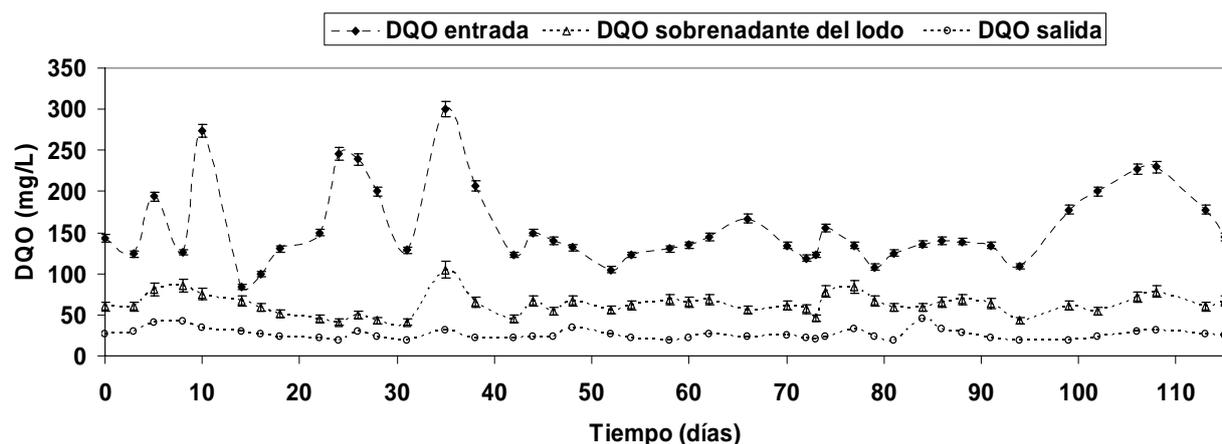


Figura 28- Resultados de las mediciones de la DQO realizadas a las corrientes de entrada, sobrenadante del lodo y salida del biorreactor. Comportamiento medido en condiciones operacionales variadas.

Tabla 18- Resultados estadísticos de las mediciones efectuadas de la DQO soluble

Parámetros Variables	Promedio	Desviación estándar	Coficiente de variación	Mínimo	Máximo
DQO ent (mg/l)	215.4	120.8	56.1%	84.0	614.0
DQO sob (mg/l)	69.2	31.9	46.1%	37.0	200.0
DQO fil (mg/l)	25.0	7.5	29.8%	12.0	45.0

donde: ent= entrada, sob= sobrenadante del lodo, fil= filtrado de salida

Muy relacionado con los valores de la DQO soluble del residual de entrada y la concentración de la biomasa presente dentro del reactor se encuentra la carga del lodo. Este parámetro describe el flujo másico de sustrato en el tanque de aireación, expresado como DQO por unidad de sólido orgánico en el lodo en la unidad de volumen, puede estimarse mediante la siguiente ecuación:

Resultados y discusión

$$B_x = \frac{Q_0 DQO_0}{V f_{B/SST} SST} \quad (74)$$

donde: B_x = carga de los lodos (g/g día), Q_0 = flujo de residual (l/día), DQO_0 = DQO del agua residual de entrada, V = volumen de trabajo del biorreactor, $f_{B/SST}$ = fracción de la biomasa en los sólidos suspendidos totales (0.8), SST = sólidos suspendidos totales.

En nuestro caso, los valores calculados de carga másica se encontraron casi en su totalidad dentro del intervalo de baja carga, 0.05-0.1 g/g día, (tabla 19). En la figura 29 se muestra, a modo de ejemplo, el comportamiento de la carga del lodo durante un periodo consecutivo de 115 días.

Tabla 19- Resultados estadísticos de la carga de los lodos

Parámetros Variables	Promedio	Desviación estándar	Coefficiente de variación	Mínimo	Máximo
B_x (g/g día)	0.06	0.023	39.0%	0.026	0.126

De manera general, debido las altas concentraciones de biomasa con que se operan los BMS, estas operan a baja carga de lodos o en casos extremos a media carga (Metcalf, 2003; Stephenson 2000), específicamente las instalaciones BMS dedicadas al tratamiento de aguas residuales urbanas. Puede considerarse por tanto que las condiciones de carga de lodo con se operó el BMS experimental, se correspondió para todas las condiciones operacionales utilizadas con la de los sistemas reales.

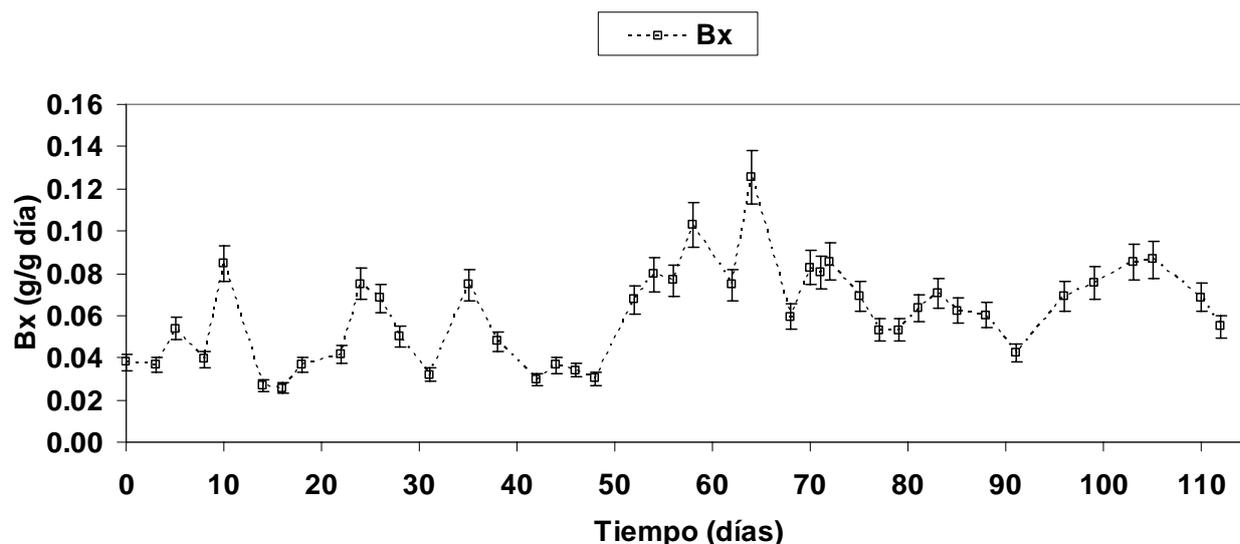


Figura 29- Evolución de la carga del lodo en el BMS durante un periodo de 115 días a diversas condiciones operacionales.

Resultados y discusión

4.1.5- Concentración de los sólidos suspendidos totales (SST).

Una medición frecuente en las plantas de tratamiento de residuales es la concentración de sólidos suspendidos totales. Para los BMS se considera que aproximadamente un 80-89 % de esta concentración es de biomasa activa (Metcalf, 2003). Los resultados estadísticos de esta variable se presentan en la tabla 20. El seguimiento analítico a los SST mostró que las concentraciones de trabajo se encontraron dentro del intervalo de concentraciones habituales para este tipo de sistema, 5-12 g/l (Stephenson, 2000). En algunos experimentos se trató de mantener una concentración de SST que no difiriera en 1 g/l de la concentración de inicio del experimento, lo cual se controló ajustando la purga de lodos. No obstante, la mayoría de las corridas experimentales fueron realizadas permitiendo una variación de estas concentraciones de sólidos suspendidos totales para no modificar la edad del lodo, esto será especificado para cada caso. Los valores mínimos de concentración de lodo se obtuvieron al inicio de la inoculación del BMS y durante los periodos de estabilización del sistema alrededor de 30-45 días. Nuestro BMS es un sistema completamente aireado, la concentración de oxígeno no fue una limitante y, por tanto, se favoreció el desarrollo normal de los microorganismos aerobios y heterótrofos. Se observó y cuantificó la presencia de SST en el agua residual de entrada, que como promedio tuvo un valor de 0.06 g/l (tabla 20). Este valor se corresponde con los de otras fuentes que oscilan entre 0.01-1 g/l, lo cual está muy relacionado con la procedencia del agua de entrada y la presencia de un sistema de pre-tratamiento en las estaciones de depuración (Metcalf, 2003; Marrot, 2004).

Tabla 20- Resultados estadísticos de las mediciones de los sólidos suspendidos totales.

Parámetros Variables	Promedio	Desviación estándar	Coefficiente de variación	Mínimo	Máximo
SST ent (g/l)	0.06	0.04	62.6 %	0.01	0.18
SST (g/l)	7.28	1.85	25.4 %	2.56	12.48

4.1.6- Sustancias húmicas.

Provenientes de la descomposición de la materia vegetal presente en las aguas residuales se introducen sustancias húmicas al sistema las que pueden ser degradadas por los microorganismos o se adsorben en los flóculos del lodo. Como puede observarse en la figura 20, existe una disminución de las concentraciones de húmicos de entrada tomando en cuenta las concentraciones medidas en el sobrenadante del lodo y el agua tratada.

Sin embargo, las concentraciones medidas a la salida del biorreactor no presentan diferencias significativas con las concentraciones del sobrenadante. Esto sugiere que las sustancias

Resultados y discusión

húmicas que se encuentran en el sobrenadante (figura 30, tabla 21), y que no forman parte de los flóculos de los lodos, no son retenidas de manera importante por la membrana de filtración y su influencia sobre el proceso de colmatación podría no ser relevante. Por otra parte, las sustancias húmicas que son extraídas de los flóculos de lodo sí presentaron altos valores, nótese que las concentraciones están referidas a mg por cada gramo de SST (figura 31, tabla 21). Estos resultados no concuerdan con los presentados por Wilén y *col*, referente a que las sustancias húmicas tienen una débil tendencia a integrar los flóculos, manteniéndose en el seno del líquido durante la filtración e influyendo en la obstrucción de los poros de la membrana (Wilén, 2003). Tomando en cuenta nuestros resultados, puede considerarse que la influencia de las sustancias húmicas que se mantienen disueltas en el licor mezclado, sobre la colmatación de la membrana, estará condicionada por el tamaño de los poros de la membrana utilizada. Para el caso de nuestra membrana de microfiltración ($0.1 \mu\text{m}$ de diámetro de poro) esta influencia no fue significativa.

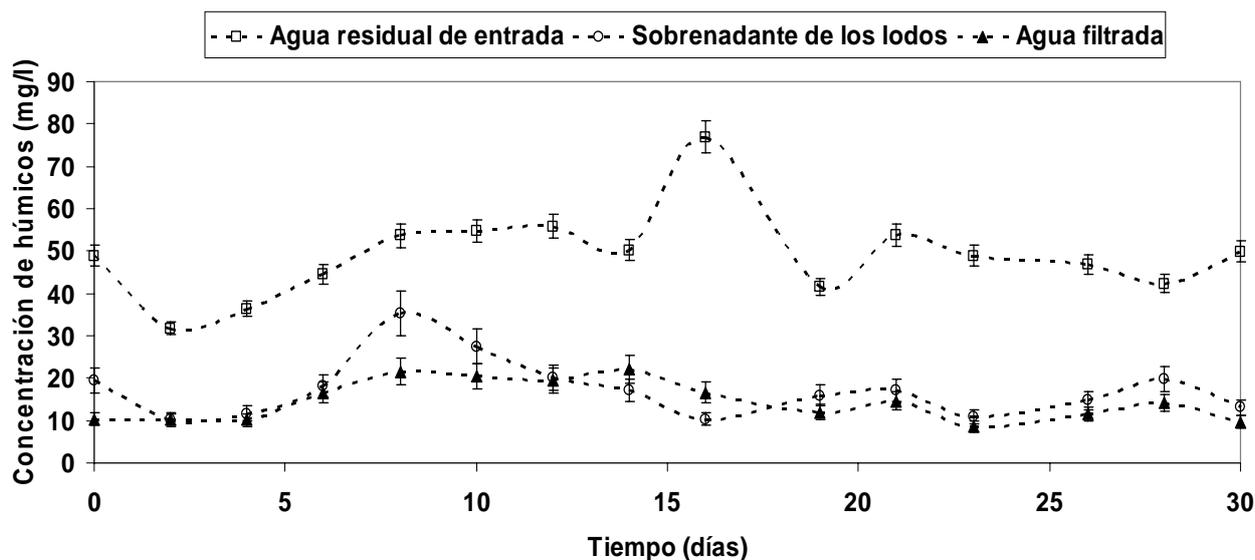


Figura 30- Resultados de las mediciones de húmicos realizadas a las corrientes de entrada, sobrenadante del lodo y salida del biorreactor (concentraciones referidas a ácido húmico). [tf= 12 min, tr= 4 min, EL= 30, Int_{BG}= 8 min, t_{BG}= 2 min, qa= 15 l/m² s]

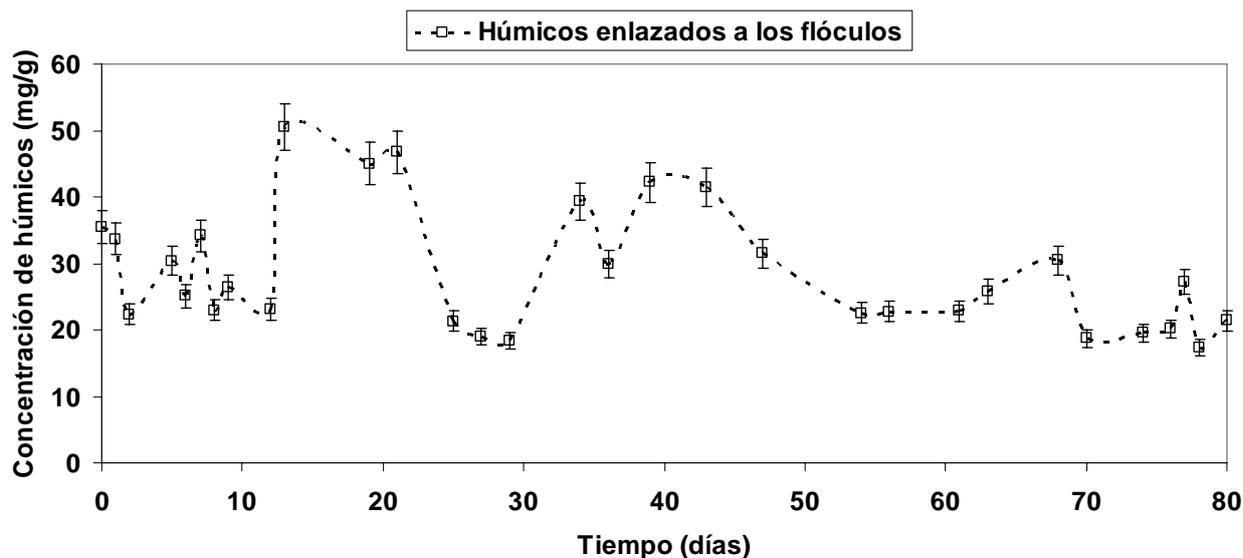


Figura 31- Comportamiento de la concentración de hùmicos enlazados a los flùculos del lodo (concentraciones referidas a ácido hùmico), los resultados se corresponde a diversas condiciones operacionales.

Tabla 21- Resultados estadísticos de las mediciones de sustancias hùmicas (concentraciones referidas a ácido hùmico).

Parámetros	Promedio	Desviación estándar	Coefficiente de variación	Mínimo	Máximo
Hùmicos ent (mg/l)	48.9	13.4	27.5%	33.8	77.2
Hùmicos sob(mg/l)	17.8	8.3	46.9%	10.3	35.4
Hùmicos floc (mg/g SST)	33.0	13.5	41.1%	17.3	61.5
Hùmicos fil (mg/l)	14.1	4.7	33.4%	8.7	21.6

donde: ent= entrada, sob= sobrenadante del lodo, floc= flùculos, fil= filtrado de salida

4.1.7- Proteínas.

El comportamiento de las concentraciones de proteínas reveló una fluctuación constante de los valores medidos de esta SPE. Las concentraciones encontradas en el residual de entrada y el sobrenadante del lodo no presentaron, para la mayoría de las mediciones (87 %), diferencias significativas apreciables, encontrándose gran similitud entre los valores mínimos, promedios y máximos registrados (figura 32, tabla 22). Para el caso de las proteínas presentes en el filtrado se observó una disminución de su concentración, por lo que puede considerarse que la membrana y la torta de lodo logran retener parte de estas proteínas. Igualmente, como parte del proceso metabólico, un porcentaje de estas proteínas retenidas son utilizadas por los microorganismos, tanto para la formación de flùculos como para su metabolismo celular. El método utilizado para la cuantificación de las proteínas no discrimina entre diferentes

Resultados y discusión

tamaños moleculares, pero es lógico pensar que las proteínas que logran atravesar las membranas son las de menor tamaño molecular (tamaño $< 0.1 \mu\text{m}$).

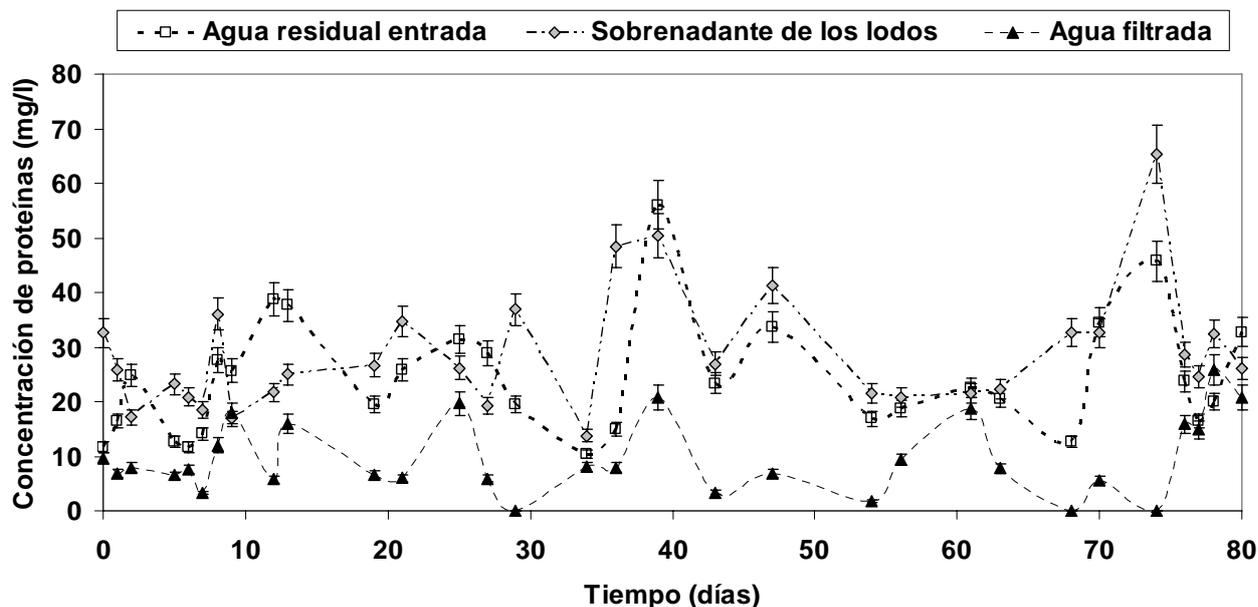


Figura 32- Comportamiento de las concentraciones de proteínas estimadas en las corrientes de entrada, sobrenadante del lodo y salida del biorreactor (concentraciones referidas a albumina de suero bovino), los resultados se corresponde a diversas condiciones operacionales.

Para el caso de las proteínas enlazadas a los flóculos, las concentraciones medidas, referidas en mg de proteínas por gramo de SST, fueron superiores a las concentraciones de las proteínas disueltas en las corrientes líquidas (figura 31, tabla 22). Estas concentraciones de proteínas enlazadas a los flóculos, al igual que los valores de los húmicos en esa misma zona, concuerdan con los resultados obtenidos por otros investigadores (Hernández, 2006). Según las hipótesis más recientes (Laspidou, 2002; Rosenberger, 2006), estos SPE enlazados juegan un rol muy importante en la formación de los flóculos, pero también le proporcionan a la torta de lodo gran parte de su resistencia a la filtración. Esto fue observado experimentalmente, para altos valores de resistencia específica a la filtración se alcanzan altos valores de SPE enlazadas. Igualmente, se observó una consistencia gelatinosa en la torta de filtración, que le confiere propiedades colmatantes, para los lodos con valores de proteínas y húmicos superiores a 50 mg/g y 45 mg/g respectivamente. Respecto a la influencia de las condiciones de operación, pudo observarse que tanto la carga de los lodos, como el tiempo de retención de los sólidos o edad del lodo, tuvieron una influencia marcada sobre la concentración de los SPE, tanto disueltos como los enlazados.

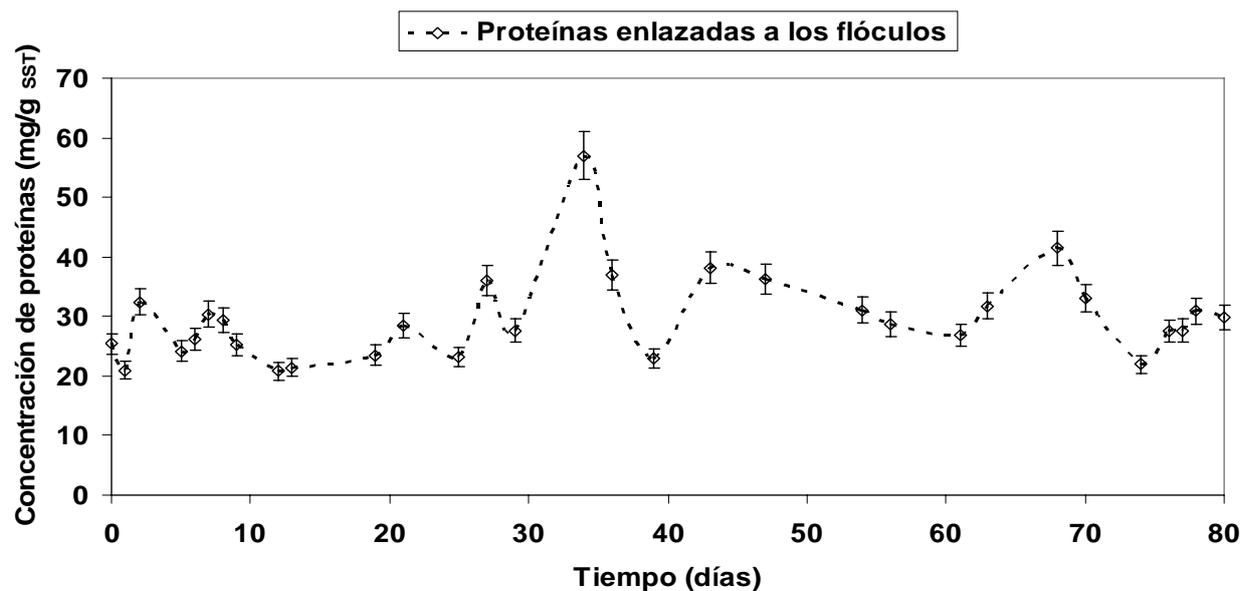


Figura 33- Comportamiento de las concentraciones de proteínas extraídas de los flocos de los lodos (concentraciones referidas a albumina de suero bovino), los resultados se corresponde a diversas condiciones operacionales.

Tabla 22- Resultados estadísticos de las mediciones de las proteínas (concentraciones referidas a albumina de suero bovino).

Parámetros	Promedio	Desviación estándar	Coefficiente de variación	Mínimo	Máximo
Proteínas ent (mg/l)	23.2	11.4	49.3%	6.9	56.0
Proteínas sob (mg/l)	29.6	11.5	38.9%	13.8	65.3
Proteínas floc (mg/g SST)	31.7	10.4	32.8%	21.2	65.8
Proteínas fil (mg/l)	9.9	7.2	72.6%	0.0	25.7

donde: ent= entrada, sob= sobrenadante del lodo, floc= flocos, fil= filtrado de salida

4.1.8- Azúcares totales.

Los valores de las concentraciones de azúcares totales en la corriente de entrada presentan la más alta variabilidad de los valores medidos (tabla 23), lo cual está vinculado a las características fluctuantes del residual de entrada. Pudo observarse una disminución considerable de las concentraciones de salida de los azúcares totales respecto a la entrada y las concentraciones en el sobrenadante del lodo. Las causas de este comportamiento son complejas y multifactoriales, esta disminución sugiere una retención en la membrana de los polisacáridos de mayor tamaño presentes en el sistema. Por otra parte, las concentraciones promedios de azúcares enlazadas a los flocos son inferiores a los valores promedios medidos para los húmicos y las proteínas, a pesar de que las concentraciones de entrada son

Resultados y discusión

similares para los tres tipos de SPE (tabla 21-23), esto se puede explicar a la mayor velocidad de consumo de los azúcares por parte de la biomasa, y la posible utilización preferencial de estos azúcares como sustratos fácilmente biodegradables (Nielson, 1997)

Tabla 23- Resultados estadísticos de las mediciones de azúcares totales (concentraciones referidas a glucosa).

Variables \ Parámetros	Promedio	Desviación estándar	Coefficiente de variación	Mínimo	Máximo
Azúcares ent (mg/l)	33.9	58.9	173.5%	2.9	200.6
Azúcares sob (mg/l)	23.8	16.7	70.3%	4.7	79.6
Azúcares floc (mg/g SST)	25.2	22.7	90.0%	9.0	67.0
Azúcares fil (mg/l)	2.6	2.2	83.4%	0.12	6.6

donde: ent= entrada, sob= sobrenadante del lodo, floc= flóculos, fil= filtrado de salida

4.2- Simulación del proceso y validación del modelo desarrollado.

Una vez que los modelos fueron desarrollados, y se implementaron los algoritmos necesarios para la resolución numérica de sus ecuaciones, se llevaron a cabo una serie de experimentos para validar los resultados obtenidos de la simulación y analizar el grado de descripción del proceso que se obtiene mediante el uso de los modelos. Estos experimentos requirieron de, al menos, 10 días de duración cada uno, de esta forma se obtuvieron variaciones significativas del incremento de la PTM en el sistema. La PTM fue escogida como la principal variable de comparación entre los resultados de la simulación y los experimentos, debido a su importancia en el funcionamiento de los BMS, ya que usualmente dicha variable es la que determina la parada del proceso de filtración y del tratamiento de residuales. Para el caso del BMS en estudio el valor crítico de la PTM es de 60 kPa, ya que un valor superior pone en peligro la integridad estructural de las fibras huecas.

Se siguieron dos filosofías de simulación atendiendo a los esquemas conceptuales desarrollados (figura 11 y figura 12). En el primer caso fueron consideradas como constantes las variables que describen la parte biológica del sistema (figura 11). La segunda filosofía se correspondió con el esquema conceptual de la figura 12, donde se consideraron las variaciones en el tiempo de todas las partes integrantes del sistema. Las condiciones experimentales utilizadas, que a su vez se corresponden con las usadas en la simulación con el modelo, se muestran en las tablas 25-26. La comparación entre los resultados experimentales y las simulaciones se presentan en las figuras 34-40.

Resultados y discusión

4.2.1- Evaluación de los modelos mediante la comparación con los resultados experimentales.

Para evaluar la flexibilidad de los modelos se utilizaron diversas condiciones operacionales con énfasis fundamentalmente en la variación de la sincronización de los ciclos intermitentes de filtración-parada y los ciclos de inyección de burbujas gruesas. Igualmente, se utilizaron diferentes valores de intensidad de aireación, incrementando los valores en un 45 y 60 %, tomando como referencia el menor valor utilizado de $6 \text{ l/m}^2\text{s}$. La edad del lodo utilizada estuvo entre 30-50 días, lo que se encuentra dentro del intervalo usual de trabajo de los BMS. Durante la simulación se evaluaron los modelos de forma tal que respondieran a los esquemas conceptuales de las figuras 11 y 12, los algoritmos globales se presentan en los anexos 5 y 6. El modelo en su forma restringida, MODELO-R (figura 11), permite simular el aumento de la PTM considerando como constantes los valores correspondientes al sistema biológico. Por lo tanto, esta filosofía de simulación no es capaz de evaluar la evolución en el tiempo de las variables biológicas, ni las relacionadas con el aumento de las resistencias a la filtración. La información de entrada al modelo será los valores promedios de las variables, que son medidas durante la experimentación. Esto posibilita en la práctica contar con un modelo que permita una rápida evaluación en planta de la evolución de la PTM, a partir de los valores promedios conocidos de las características de la concentración de SST, la resistencia específica de la torta de filtración, así como todas las variables operacionales, las que se introducen según como han sido fijadas en la instalación.

El modelo en su forma integral, MODELO-I (figura 12), puede estimar no solo el incremento de la PTM, sino además la evolución de las variables biológicas del sistema y la degradación de las aguas residuales, haciendo uso del modelo de lodos activados presentado en las tablas 8 y 10. Igualmente estima la evolución de la resistencia específica de la torta como función de los SST, la PTM, las SPE enlazadas a los flóculos y la viscosidad del licor mezclado, esto se realiza mediante la ecuación semiempírica (69). El uso del modelo en su forma integral, al ser una simulación más rigurosa del proceso, requiere una mayor cantidad de información y datos de inicialización, especialmente en la evaluación de las características promedios del agua residual de entrada. No obstante, su utilización se justifica no solo por la cantidad de información que brinda, sino porque permite analizar de forma abarcadora la influencia interrelacionada de las variables sobre el comportamiento del sistema y el proceso de colmatación de la membrana. La tablas 24-26 presentan un resumen de los valores de las variables utilizados durante los experimentos de validación de los modelos. Las figuras 32-38

Resultados y discusión

muestran los resultados de cuatro de los experimentos realizados para validar el modelo y medir el grado de predicción que brindan sus ecuaciones.

Tabla 24- Resumen de las características medidas de la alimentación y de las condiciones usadas durante la simulación. El superíndice 0 expresan la concentración medida en el residual de entrada

CARACTERISTICAS DE LA ALIMENTACION							
Exp	X_{SST}^0 (mg/l)	X_S^0 (mg/l)	X_I^0 (mg/l)	S_S^0 (mg/l)	S_I^0 (mg/l)	S_{PMS}^0 (mg/l)	
A	media	35	70	55	230	30	60
	intervalo	25-40	55-78	48-73	160-240	25-35	50-74
B	media	40	90	25	110	18	23
	intervalo	30-45	70-100	20-38	80-125	15-24	20-40
C	media	50	70	40	220	10	60
	intervalo	45-65	60-75	35-57	178-249	8-17	55-64
D	media	42	80	24	130	22	40
	intervalo	35-48	67-88	19-32	110-145	19-31	35-47

El superíndice 0 expresan la concentración medida en el residual de entrada

Tabla 25- Resumen de las características medidas de la alimentación y de las condiciones usadas durante la simulación.

CARACTERISTICAS DEL LODO					
Exp	X_{SST}^{R0} (mg/l)	X_{SST} (mg/l)	$r_{td}=r_{if}$ (m/kg)	Temperatura (°C)	
A	media	7500	8300	5×10^{13}	13
	intervalo	-	7500-8900	4×10^{13} - 2×10^{14}	11-14
B	media	4000	4400	1.5×10^{13}	14
	intervalo	-	4000-4600	7×10^{12} - 3×10^{13}	12-16
C	media	5500	6200	2×10^{14}	9
	intervalo	-	5500-7000	7×10^{13} - 4×10^{14}	8-13
D	media	6500	6300	2×10^{13}	12
	intervalo	-	6000-6700	1×10^{13} - 3×10^{13}	11-15

El superíndice R0 expresa la concentración medida en el biorreactor al inicio de cada experimento

Resultados y discusión

Tabla 26- Resumen de las variables operacionales utilizadas durante la experimentación que representan las condiciones usadas durante la simulación.

VARIABLES OPERACIONALES							
Experimentos	qa (lm^2s^{-1})	t _f (min)	t _{rel} (min)	Int _{BG} (min)	t _{BG} (min)	EL (días)	J _T ($\text{m}^3\text{m}^2\text{día}^{-1}$)
A	6	16	2	8	2	30	0.3
B	11	6	3	6	1	40	0.25
C	11	10	4	8	2	40	0.25
D	15	12	4	8	2	50	0.25

En las figuras (34-37) puede observarse una buena correspondencia entre los valores experimentales y los valores estimados por simulación, encontrándose para los casos analizados valores de errores relativos medios de la PTM inferiores al 20% (tabla 27), lo cual puede considerarse como aceptable en la predicción del comportamiento de un sistema de tal complejidad. Estas figuras presentan además la sincronización de los ciclos intermitentes de filtración y parada así como los de inyección de burbujas gruesas.

Luego del análisis de las figuras (34-37) puede observarse que el MODELO-R logra un mejor nivel de predicción de los valores de la PTM (tabla 27). Esta mejor calidad en el ajuste puede considerarse relativa, una vez que los valores introducidos de las variables biológicas se corresponden a los valores promedios medidos durante la experimentación, por lo que la simulación se realiza bajo condiciones de menor incertidumbre. Simular de esta forma tiene como utilidad práctica el uso del modelo en instalaciones donde se cuente con información histórica de las características del lodo, o se pueda evaluar rápidamente su concentración y resistencia a la filtración. Por otra parte, el MODELO-I estima estos valores de las variables por lo que introduce un mayor número de errores en los resultados, no obstante, esta aparente desventaja en relación con el MODELO-R representa su mayor fortaleza una vez que es capaz de predecir de manera simultánea la evolución de múltiples variables del sistema a partir de la información de las características del residual de entrada y la concentración inicial del lodo, así como los valores de las variables operacionales establecidas.

Analizando los resultados de las figuras (34-37) se observa que el MODELO-I muestra una subestimación de los valores de la PTM en comparación con los obtenidos por vía experimental. Esto se debe a que la forma intermitente de utilización de los ciclos de aireación en el BMS permite una cierta deposición del lodo sobre la membrana que es posteriormente eliminado por una fuerte intensidad de aireación. Estos altos valores de intensidad de aireación pueden modificar el tamaño de las partículas del lodo, que a su vez incrementan el

Resultados y discusión

valor de la resistencia específica de la torta. Sin embargo, la influencia de la modificación en el tiempo de la porosidad de la torta, debido a la disminución del tamaño de los flóculos del lodo, no fue considerada durante la modelación. Además, la relación entre la intensidad de cizallamiento y la intensidad de aireación, calculada según la ecuación (62), se obtuvo considerando un régimen laminar, debido a la falta de información para la modelación en régimen turbulento, por lo que la utilización de esta ecuación introduce cierto grado de error durante la simulación del proceso (Li, 2006).

Tanto la experimentación (Shane, 2007) como la simulación convergen en la influencia de la intensidad de aireación y de la duración del tiempo de inyección sobre la velocidad de colmatación de la membrana. Altos valores de ambas variables retardan el aumento de la PTM, lo que evidencia una menor velocidad de colmatación de la membrana.

Durante los experimentos B y C con similares valores de intensidad de aireación, pudo observarse una mayor velocidad de colmatación para el experimento B, a pesar de que el lodo en el experimento C tenía una mayor resistencia a la filtración. Esto puede explicarse fundamentalmente por la diferencias en la duración efectiva del tiempo de inyección de las burbujas gruesas. Para el caso del experimento B (figura 37) los ciclos establecidos garantizaron solo 7 min de inyección de burbujas gruesas por cada intervalo de 50 min, mientras que en el experimento C, los ciclos fijados garantizaron unos 10 min de inyección en igual intervalo de tiempo. Esto compensó la diferencia en las propiedades de filtrabilidad del lodo y produjo resultados relativamente inferiores de la PTM.

Otro factor a analizar es la influencia de la duración del tiempo de inyección que para B fue de 1 min mientras que para C fueron de 2 min. Menores tiempos de inyección de burbujas gruesas disminuyen la eficiencia de remoción de la torta, ya que las mismas propiedades adhesivas del lodo le brindan a la torta cierta flexibilidad y resistencia a la acción de las burbujas de aire, la cual disminuye con el aumento del tiempo de acción de las burbujas sobre la torta (Shane, 2007). Sin embargo, los resultados de la simulación sugieren que ambos modelos priorizan el valor de la resistencia específica de la torta de filtración a la hora de estimar los resultados de la PTM. Y para el experimento C, que poseía el lodo más colmatante, ambos modelos estimaron un mayor incremento de la PTM, no obstante la estimación de estos valores puede ser considerada como buena.

En general, incluso utilizando altos valores de intensidad de aireación, el problema de la colmatación no puede evitarse en los BMS, debido a la presencia de múltiples mecanismos de formación de resistencias a la filtración, como son los procesos de obstrucción irreversible de

Resultados y discusión

los poros, que no puede eliminarse utilizando las inyecciones de burbujas gruesas sino por limpieza química. La aeración para garantizar el metabolismo, así como la inyección de burbujas gruesas, tienen una alta incidencia en los costos de operación del proceso, lo que obliga a la búsqueda de combinaciones de la intensidad de aireación y la duración del tiempo de inyección que permitan la operación del BMS del modo más económico posible. La utilización del modelo desarrollado puede facilitar esta tarea.

Durante la etapa de la validación se realizaron experimentos que permitieran evaluar la flexibilidad del modelo ante cambios en las condiciones de operación y de las características del sistema biológico.

Las condiciones de trabajo más críticas fueron las del experimento A, donde se fijó el tiempo de filtración más largo, la etapa de parada más corta, la menor intensidad de aireación de burbujas gruesas y el mayor caudal de filtración. Igualmente, se hicieron coincidir las inyecciones intermitentes de burbujas gruesas con los tiempos de filtración. En esta etapa la aireación es menos efectiva por el efecto opuesto de la fuerza de succión a la que se somete el sistema. Estas condiciones aseguraron un rápido incremento de la PTM, con el doble o el triple de velocidad observada en los otros dos experimentos. Ambos modelos lograron predecir satisfactoriamente este rápido incremento de la colmatación de la membrana ante estas condiciones de operación adversas (figura 34).

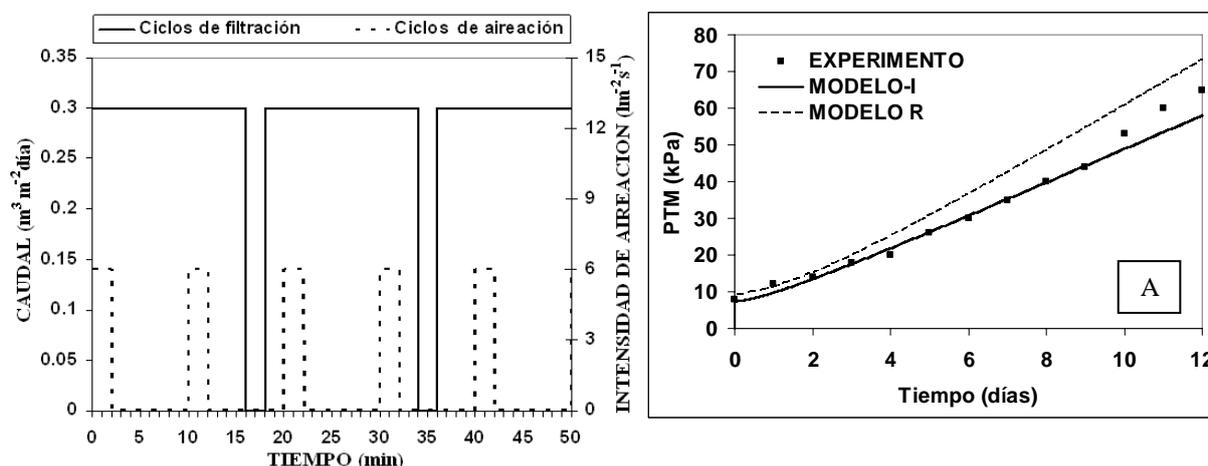


Figura 34- Comparación entre los resultados de la PTM obtenidos durante la experimentación y los valores estimados por los modelos I y R (experimento A).

Resultados y discusión

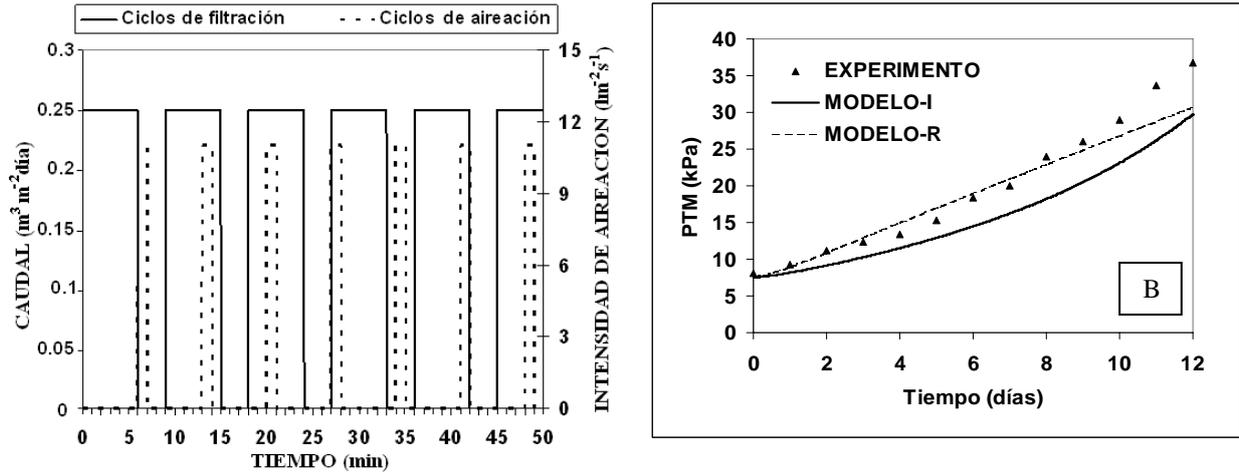


Figura 35- Comparación entre los resultados de la PTM obtenidos durante la experimentación y los valores estimados por los modelos I y R (experimento B).

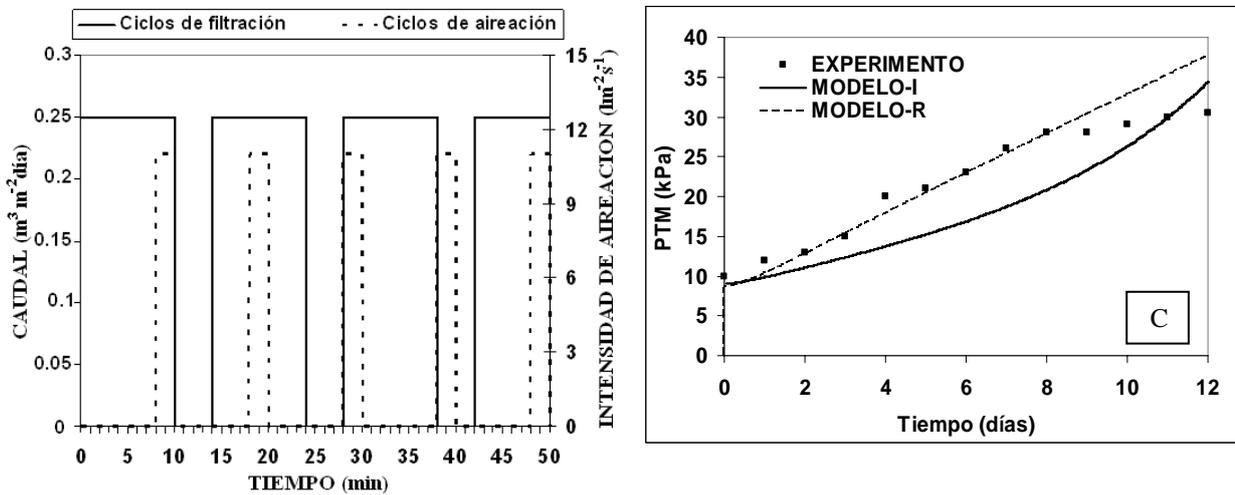


Figura 36- Comparación entre los resultados de la PTM obtenidos durante la experimentación y los valores estimados por los modelos I y R (experimento C).

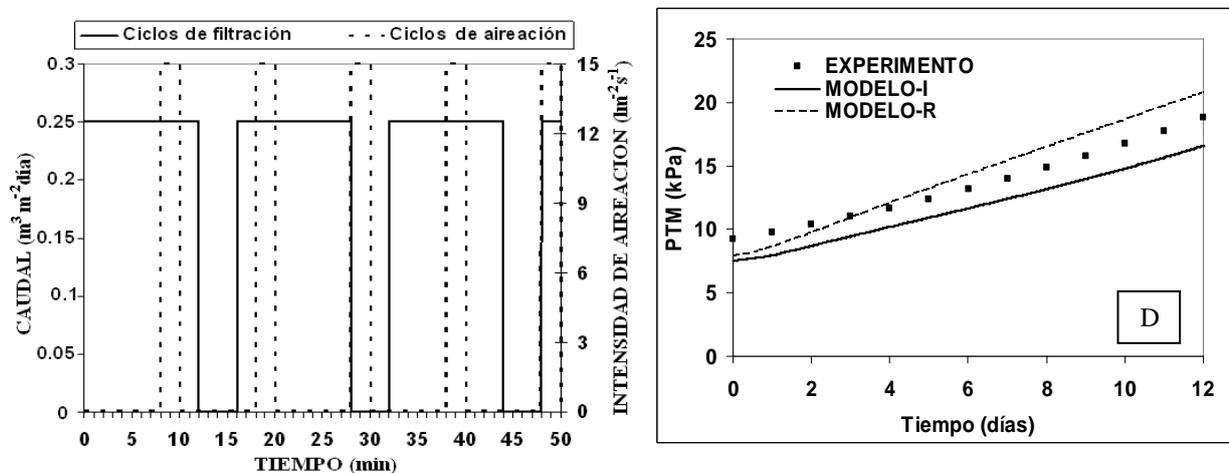


Figura 37- Comparación entre los resultados de la PTM obtenidos durante la experimentación y los valores estimados por los modelos I y R (experimento D).

Resultados y discusión

Durante el cálculo de la PTM se estiman con el MODELO-I de forma paralela otras variables y respuestas del sistema. Entre las más importantes se encuentran los SST, las SPE enlazadas a los flóculos y la DQO soluble del sobrenadante del lodo. Las figuras (38-40) muestran el comportamiento del modelo en la estimación de estas variables para los experimentos seleccionados. Analizando la figura 38 se observa una buena estimación por parte del modelo de la evolución de los SST en el sistema. Esto es muy importante pues esta concentración va a influir directamente en la etapa de estimación de la formación de las capas dinámicas y fijas de la torta de filtración. Por tanto, el cálculo correcto de los valores de las resistencias a la filtración debido a la torta de lodo y, por consiguiente, el incremento de la PTM, está muy ligado a la exactitud con que el modelo pueda predecir esta variable.

Igualmente, el cálculo de los valores de las SPE enlazadas a los flóculos juega un papel importante en la estimación de los valores de la resistencia específica de ambas capas de lodo, dinámica y fija, para el caso en que no se simule considerando valores promedios de estos parámetros. La figura 39 presenta la respuesta del modelo en relación a esta variable, donde puede verse que se logra atrapar el comportamiento del sistema de manera adecuada, no obstante lo difícil que significa predecir una variable tan compleja (tabla 37).

La concentración de SPE enlazada puede verse afectada por variaciones en las características de la alimentación, la temperatura del lodo, o incluso por cambios muy complejos en el metabolismo de los microorganismos. Estas variaciones no están contempladas en el modelo y por esta causa los valores del % error relativo medio para el caso de los SPE enlazados son superiores a los obtenidos en el cálculo de los SST. Las intensidades de aireación utilizadas son relativamente altas, lo cual, en determinados casos, puede influir sobre las características de los flóculos del lodo y la reología del sistema. Los microorganismos, al ser sometidos a fuerzas de cizallamientos importantes con el objetivo de mantener la cohesión de los flóculos, se ven obligados a excretar una mayor cantidad de SPE utilizadas para unirse entre sí (Rosenberger, 2005). Este incremento de la concentración de SPE puede observarse posteriormente en la cuantificación de las SPE extraídas de los flóculos, pero el modelo no toma en cuenta estos aspectos y puede subestimar las concentraciones reales de las SPE enlazadas.

En el caso de la estimación de la DQO soluble presente en el sobrenadante del lodo, se observan los mayores errores de estimación por parte del modelo (figura 40, tabla 27). Se ha considerado que la DQO soluble es la suma de las sustancias orgánicas fácilmente biodegradables y las sustancias orgánicas inertes solubles. Para el caso de los BMS, las altas

Resultados y discusión

concentraciones de biomasa y edades de lodo con que se trabaja, superiores en comparación a los lodos activados, garantizan que casi la totalidad de las S_S se degraden y a la salida se obtenga una DQO formada casi en un 90% de S_I (Stephenson, 2000). Conjuntamente a esto, considerando que las partículas solubles son aquellas menores a $0.45 \mu\text{m}$, las sustancias inertes solubles que se encuentren en el rango entre $0.1 \mu\text{m}$ y $0.45 \mu\text{m}$ son retenidas por la membrana de microfiltración ($0.1 \mu\text{m}$ de diámetro de poro promedio). Este efecto de incremento de la DQO inerte soluble debido al efecto de acumulación de las S_I de mayor tamaño dentro del BMS no está contemplado en la forma actual del modelo. Por esta razón, en los resultados de la simulación se obtiene una subestimación de la DQO soluble del sobrenadante de los lodos (figura 40, tabla 27).

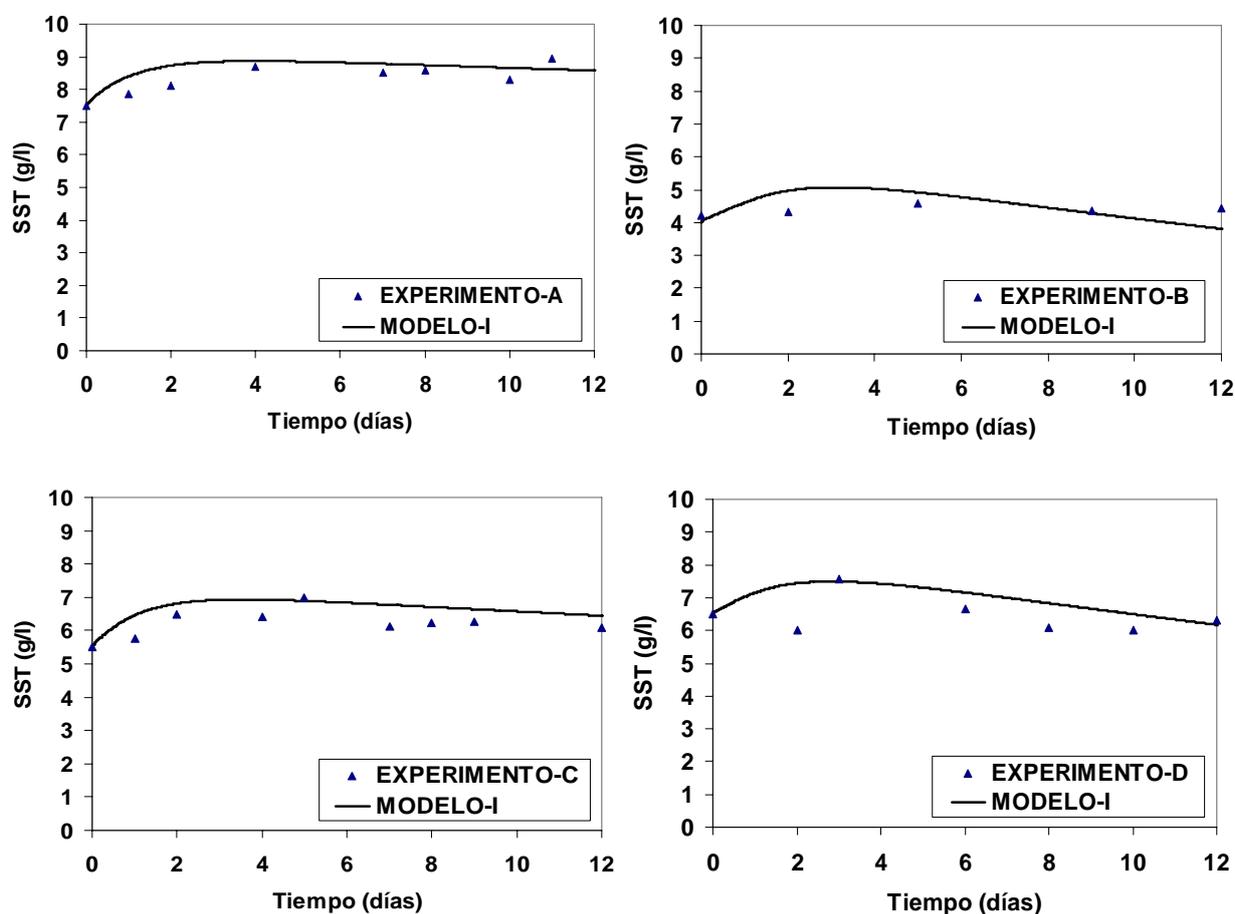


Figura 38- Comparación entre los resultados experimentales de los SST y los valores estimados por el modelo integral.

Resultados y discusión

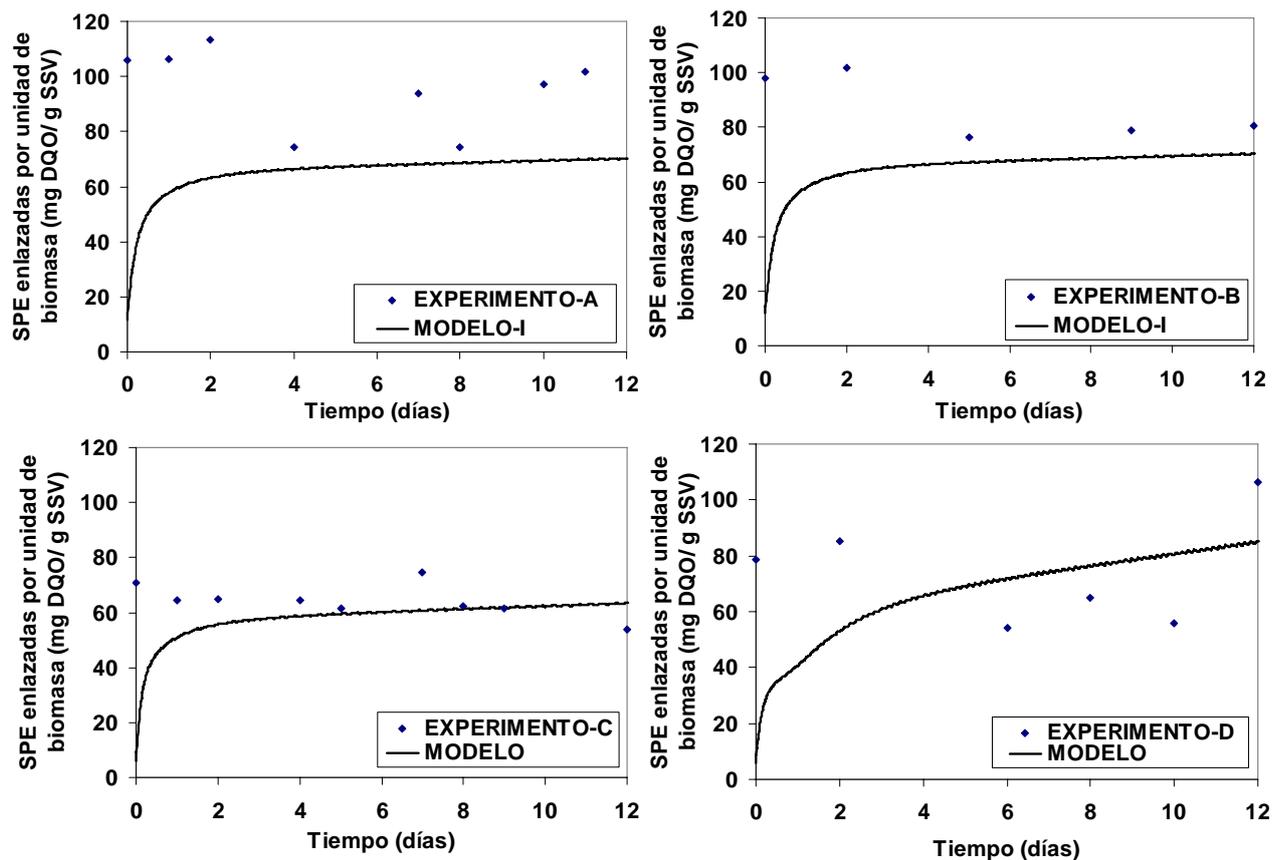


Figura 39- Comparación entre los resultados experimentales de las SPE enlazadas a los flóculos y los valores estimados por el modelo integral.

Analizando la tabla 27 se observa que el promedio de todos los % de errores relativos medios obtenidos para un mismo experimento son inferiores al 20 % para todos los casos analizados. Consideramos que estos resultados pueden ser mejorados una vez que se calibren de forma más detallada todos los parámetros. Los valores de los parámetros del modelo utilizados en nuestras simulaciones pueden servir como valores por defecto en el caso de un análisis global de un sistema. Sin embargo, la adecuación del modelo a otras situaciones e instalaciones con otras características del lodo y la alimentación, conlleva inexorablemente a la recalibración de muchos de los parámetros o al menos los más sensibles del modelo.

Resultados y discusión

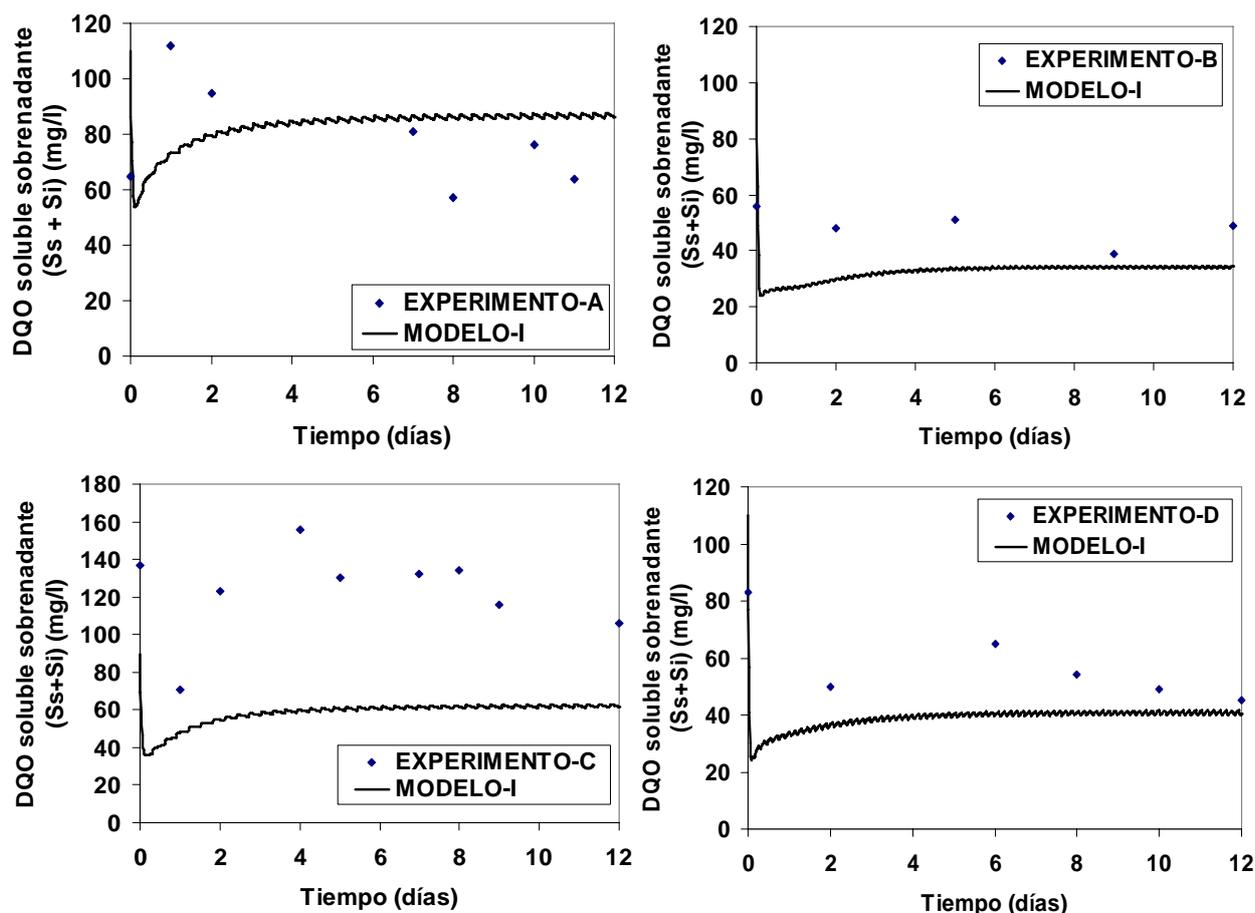


Figura 40- Comparación entre los resultados experimentales de la DQO soluble en el sobrenadante del lodo y los valores estimados por el modelo integral.

Tabla 27- Evaluación de la calidad de predicción del modelo tomando en consideración los % de errores relativos medios de estimación obtenidos para las variables seleccionadas.

VARIABLES	EXPERIMENTOS				% Error N*
	A	B	C	D	
PTM (Mod-R)	17.0	8.6	7.3	9.0	10.5
PTM (Mod-I)	5.6	18.4	17.7	13.1	13.7
SST	3.7	8.8	6.4	7.8	6.67
SPE enl	34.6	31.1	15.9	33.3	28.7
DQO sob	29.3	25	48	17.7	30
% Error M**	18.04	18.38	19.06	16.18	

*El % Error N representa el promedio de todos los % de errores relativos medios obtenidos en el conjunto de experimentos para una misma variable.

**El % Error M representa el promedio de todos los % de errores relativos medios obtenidos para un mismo experimento considerando todos los resultados obtenido por el modelo integral (Modelo-I).

Resultados y discusión

4.2.2- Influencia de las variables de proceso del BMS en el proceso de colmatación de la membrana.

Unos de los objetivos más importantes de la modelación y la simulación de los procesos es facilitar el análisis de distintos escenarios de operación de un sistema determinado, en el cual la evaluación real es muy costosa o requiere de un gran consumo de tiempo. Con la finalidad de evaluar la influencia de los principales parámetros del proceso en la evolución de la PTM se realizó un análisis numérico utilizando el modelo R. Seis estrategias fueron diseñadas para analizar el efecto de cada variable en la evolución de la colmatación: (A) influencia de la intensidad de aireación, (B) influencia de la adherencia del lodo, (C) influencia de los SST, (D) influencia del caudal de filtración, (E) influencia de la temperatura del licor mezclado, y (F) influencia de la resistencia específica de la torta a la filtración. La tabla 28 muestra los parámetros y los rangos de variación de cada variable utilizada durante todas las simulaciones. De manera indirecta este estudio sirve para analizar el comportamiento del modelo, así como la lógica de sus resultados una vez que se amplía el intervalo de valores de las variables operacionales.

Tabla 28- Parámetros utilizados durante las simulaciones.

VARIABLES	VALORES USADOS DURANTE LA SIMULACIÓN					
	A	B	C	D	E	F
qa (l/(m ² s))	5-15	11	11	11	11	11
K _{ST} (-)	0.6	0.3-0.7	0.6	0.6	0.6	0.6
SST (g/l)	6.5	6.5	5-11	6.5	6.5	6.5
J _T (m ³ /(m ² día))	0.3	0.3	0.3	0.15-0.75	0.3	0.3
T _S (°C)	15	15	15	15	10-20	15
r _{tf} =r _{td} (m/kg)	3×10 ¹³	3×10 ¹³	3×10 ¹³	3×10 ¹³	3×10 ¹³	1×10 ¹² -1×10 ¹⁴

Int_{BG} = 6 min, t_{BG} = 1min, t_f = 12 min, t_r = 4 min

Los resultados de la simulación son consistentes con otras investigaciones. La figura 41 muestra que elevados caudales de filtración, altas concentraciones de SST y bajas intensidades de aireación aumentan significativamente la PTM (figura 41A, 41C, 41D). Este comportamiento es consistente con los resultados de Germain (2005) y Ueda (1996), quienes demostraron que un incremento en el caudal de filtración y una reducción en la velocidad de aeración podían causar una severa colmatación de la membrana. También que la filtración de un lodo demasiado adherente o una biomasa con una alta resistencia específica aceleran el proceso de la colmatación (figura 41B, 41F). La adherencia del lodo, tiene una significativa influencia en la colmatación de la membrana. Esta es una propiedad físico-química del lodo y en el sistema real puede variar durante el proceso de filtración. El modelo la considera

Resultados y discusión

constante por lo que una incorrecta estimación de este parámetro puede afectar la estimación de la velocidad de adhesión del lodo sobre la superficie de la membrana, el efecto de la intensidad de aireación, y por consiguiente, el valor real de la PTM.

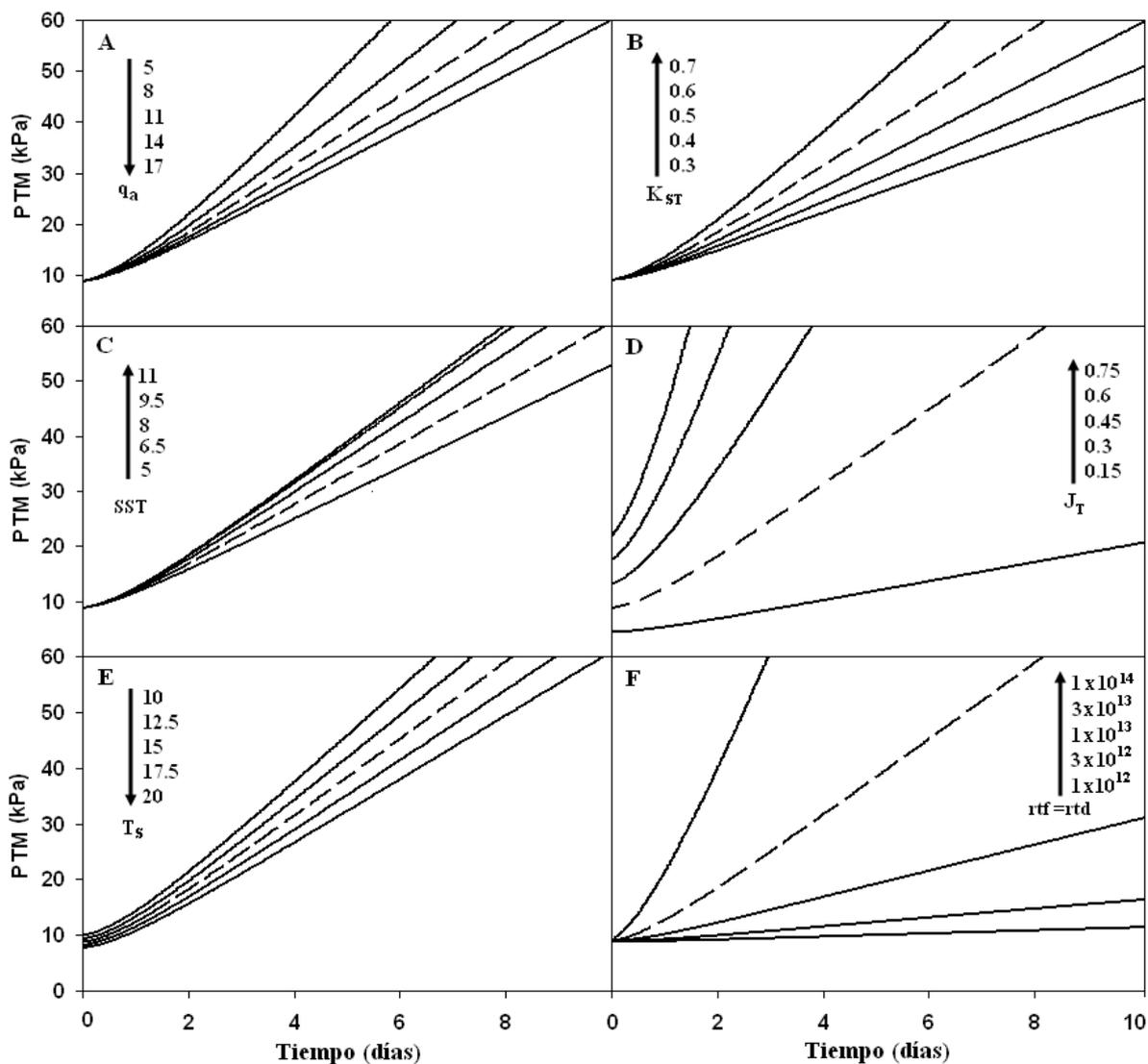


Figura 41- Efectos de las variables del proceso en el aumento de la PTM durante la filtración en el BMS. La línea discontinua representa al mismo experimento en todos los casos con las siguientes condiciones [$q_a = 11$ (l/m^2 s), $K_{ST} = 0.6$, SST = 6.5 (g/L), $J_T = 0.3$ (m^3/m^2 día), $T_s = 15$ ($^{\circ}C$), $r_{td} = r_{tf} = 3 \times 10^{13}$ (m/kg)], análisis con el modelo R.

La adherencia del lodo está relacionada con la diversidad de los microorganismos del sistema, diferentes poblaciones tienen diferentes características de adhesión (Ma, 2006; Zubair, 2007), y es también función de la concentración y la composición de las SPE. Lee y col. encontraron que la edad del lodo tenía un impacto significativo en la colmatación (Lee, 2003), y consideran que edades de lodo inadecuadas producen lodos suspendidos con alta adherencia.

Resultados y discusión

Por lo que desarrollar técnicas y encontrar las condiciones operacionales que permitan desarrollar un lodo de baja adherencia puede ser interesante para minimizar la colmatación de la membrana.

Las simulaciones sugieren que el efecto de la temperatura es apreciable. Las temperaturas más elevadas favorecen la filtración y producen bajos incrementos de la PTM (figura 41E). Esta variable tiene un rol importante en el metabolismo y la composición del lodo. Sin embargo, durante la modelación solamente se consideró la influencia de la temperatura en las viscosidades del filtrado y del licor mezclado. Aun así, considerar la influencia de la temperatura en las características reológicas del lodo, incluso si esto constituye solo una consideración parcial de la relevancia de esta variable, posibilita una mejor estimación de la evolución de la PTM.

Para analizar la influencia de otras variables sobre el comportamiento del sistema biológico y sobre la PTM, se realizaron simulaciones utilizando el modelo I. Las tablas 29 y 30 muestran los valores de las variables y las características de la alimentación utilizadas durante este otro grupo de simulaciones. Para el caso de las características de la alimentación esta se adoptó como similar para todas las simulaciones, y los valores fueron tomados del comportamiento real medido en el sistema. Referente a las condiciones operacionales, se adoptaron dos filosofías de simulación, variar el caudal de filtración (A) y variar la edad del lodo (B). Los resultados de estas simulaciones se muestran en la figura 44.

Tabla 29- Resumen de las características de la alimentación y de las condiciones usadas durante la simulación.

Simulaciones	VARIABLES DE INICIALIZACION						
	X_{SST}^0	X_{SST}^{R0}	X_S^0	X_I^0	S_S^0	S_I^0	S_{PMS}^0
A, B	35	6500	100	32	230	38	45

Los superíndices 0 expresan la concentración medida en el residual de entrada y RO en el biorreactor.

Tabla 30- Resumen de las variables operacionales utilizadas durante la simulación.

Simulaciones	VARIABLES OPERACIONALES						
	qa	t_f	t_{rel}	Int_{BG}	t_{BG}	EL	J_T
A	6	14	3	8	1	40	0.1-0.5
B	6	14	3	8	1	10-100	0.3

Resultados y discusión

Durante esta etapa de las simulaciones se obtuvieron resultados similares de la influencia del caudal de filtración sobre la PTM. Para el caso de la influencia del caudal sobre los SST, un aumento del mismo provoca el incremento de la concentración de SST por diversas razones (figura 42A). El aumento del volumen de filtrado induce un incremento similar de residual de entrada, esto eleva el valor de la carga de los lodos y, por consiguiente, el crecimiento de la biomasa se ve favorecido. Adicionalmente, el efecto acumulativo en el sistema, de la biomasa que se introduce en la alimentación, se hace más importante para altos valores de caudal de filtración.

La figura 42A'' muestra la concentración de SPE enlazados por unidad de biomasa. A altos valores de caudales el incremento de la concentración de la biomasa ocurre más rápido que el aumento de las SPE, la velocidad de formación de las SPE es menor que la velocidad de crecimiento y acumulación de la biomasa, por estas razones la relación [SPE enlazadas/biomasa] disminuye.

Ha sido demostrado experimentalmente y estimado por simulación (figura 42A) que el caudal de filtración, para las condiciones evaluadas, es el factor que regula de forma más significativa el incremento de la PTM. En las simulaciones, las altas concentraciones de SPE por unidad de biomasa se corresponden a bajos valores de caudal. Por tanto, incluso cuando las concentraciones de SPE son altas, los pobres valores de caudal de filtración no posibilitan una velocidad de colmatación más elevada. Esto está directamente relacionado con el incremento de la concentración de la biomasa y la influencia de la torta de filtración en el proceso de colmatación, la cual está relacionada con la concentración de la biomasa en el BMS.

Resultados y discusión

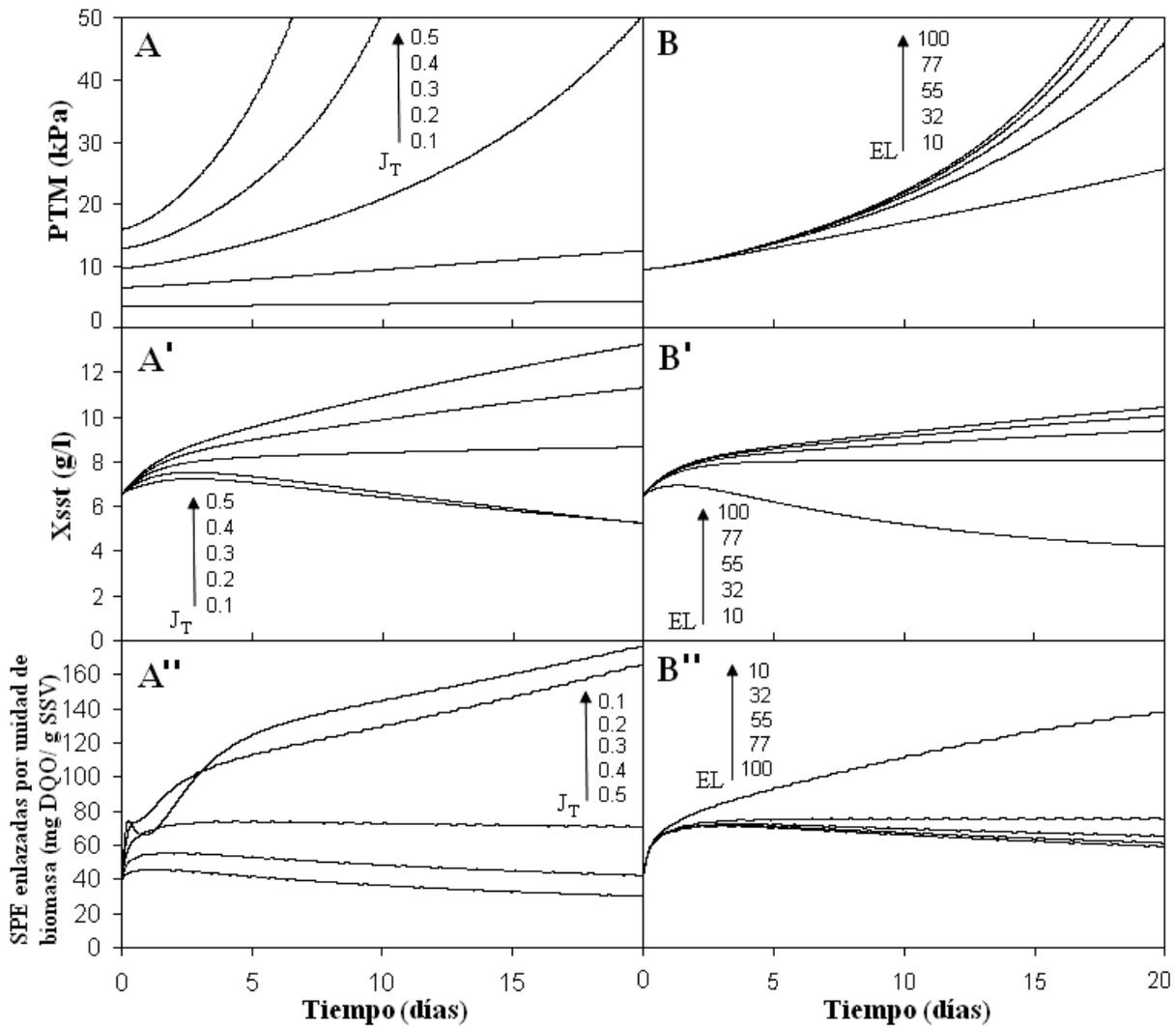


Figura 42- Efectos del caudal de filtración y la edad del lodo en el aumento de la PTM y la evolución de los SST y las SPE enlazadas.

En la figura 42B'' puede verse, que para un mismo valor de caudal el más alto valor de las SPE enlazadas se corresponde a la edad de lodo más pequeña. Este comportamiento ya ha sido observado previamente (Lu, 2001; Massé, 2006; Shin, 2003). Por otra parte, las SPE enlazadas disminuyen a elevadas edades de lodo. Esta reducción se puede deber a la baja velocidad de formación de las sustancias microbianas o a la degradación como sustrato de las SPE por microorganismos sometidos a baja carga de lodos. A altas concentraciones de biomasa la alimentación de entrada es consumida rápidamente y los microorganismos pueden utilizar como alimento las SPE enlazadas así como las liberadas en la lisis celular.

Sin embargo, cuando la edad de lodo es superior a 55 días, la concentración de las SPE enlazadas no tiene una variación significativa. A altas edades de lodo, no solo la biomasa, sino también las partículas inertes orgánicas se acumulan en el BMS conjuntamente a ciertas

Resultados y discusión

sustancias inhibidoras. Por esto, entre otras razones, la biomasa activa aumenta lentamente (figura 42B') y la relación (sustrato/microorganismo) cambia ligeramente (Lu, 2001; Ng, 2006; Rosenberger, 2006). Como resultado, la influencia de la edad del lodo en el proceso de colmatación puede ser menos significativa para valores superiores a 55 días (figura 42B).

4.2.3- Optimización “*in-silico*” de las variables operacionales del BMS, utilizando el modelo I.

Una ventaja importante de la modelación y la simulación es que permite, una vez que un modelo ha sido validado para un sistema determinado, estimar mediante los cálculos las condiciones óptimas de operación. Para la optimización se utilizan determinadas funciones objetivo que pueden responder a criterios económicos o relaciones que se establecen con una o más variables del proceso, entre otros aspectos.

Cuando las funciones matemáticas que describen un proceso son relativamente sencillas, con un bajo número de variables y parámetros, la optimización puede realizarse utilizando diversos métodos matemáticos y los máximos o mínimos, ya sean locales o globales, pueden estimarse de manera relativamente rápida. Una vez que aumenta la complejidad de las funciones matemáticas, y el número de parámetros y variables se hace considerable, aumentan igualmente los requerimientos de cómputo y el proceso se complejiza. Este incremento de la complejidad del proceso de optimización tiene diversas aristas. Primeramente, es necesario el uso de algoritmos de optimización más flexibles que sean capaces de trabajar con una alta cantidad de parámetros de forma simultánea (algoritmos evolutivos, algoritmos genéticos). Desgraciadamente estos algoritmos en dependencia de la cantidad de parámetros y la estructura de las ecuaciones pueden consumir cantidades de tiempo considerables durante los cálculos. Otro aspecto a tener en cuenta es la potencia de cómputo necesaria, la cual conspira contra la aplicación frecuente de los modelos matemáticos complejos en las plantas de tratamiento convencionales y de bajo volumen de operación de aguas residuales.

Por tanto, una solución satisfactoria a esta problemática la brinda la filosofía del diseño de experimento para la simulación. Mediante este procedimiento se puede hacer de manera rápida una estimación de los valores óptimos de determinadas variables o parámetros (Kleijnen, 1999). El procedimiento es una aproximación y puede introducir errores, una vez que se obtiene con un modelo la entrada de datos a otro modelo, pero es muy rápido y útil cuando la realización de los experimentos en el sistema real consume mucho tiempo, es costosa o difícil de ejecutar (Kelton, 2000). El éxito de la optimización será mayor cuanto

Resultados y discusión

mejor sea la capacidad de descripción del sistema real que ofrezca el modelo a utilizar durante las simulaciones. Finalmente, estas condiciones óptimas deben validarse por experimentación directa para confrontar los resultados de los cálculos con las respuestas reales.

Tomando en consideración las características cambiantes del lodo y la alimentación de entrada en un proceso de tratamiento de residuales con un BMS, es lógico esperar que las condiciones óptimas de las variables operacionales en el sistema real varíen con el tiempo. Por tanto, esta variabilidad de las condiciones óptimas demuestra la necesidad de utilizar métodos que permitan la estimación rápida de las mejores condiciones de operación, lo cual garantiza una pronta adecuación a los nuevos requerimientos del sistema.

Un diseño de experimento factorial D-óptimo fue implementado para realizar la optimización del sistema. La tabla 31 presenta un resumen de los factores considerados durante el diseño de los experimentos durante la obtención de la matriz de los experimentos, la cual se muestra en el anexo 7. El diseño se realizó después de determinar las características iniciales del sistema en que se validaría la condición de óptimo. Las variables respuestas consideradas para la optimización fueron: la PTM, el volumen de filtrado acumulado al final de cada experimento y la energía consumida por metro cúbico de agua filtrada durante el proceso, considerando la filtración y la inyección de burbujas gruesas.

Tabla 31- Resumen de los factores considerados durante el diseño de los experimentos, atendiendo a los intervalos habituales de trabajo del BMS experimental.

FACTORES CONSIDERADOS EN EL DISEÑO DE EXPERIMENTOS					
	t_f (min)	t_r (min)	Int _{BG} (min)	t_{BG} (min)	EL (día)
Límite inferior	5	2	4	1	20
Límite superior	16	5	10	3	70

* Experimentos = 26, $q_a = 9$ (l/(m² s)), $J_T = 0.25$ (m³/(m² día))

Los resultados de dos experimentos de optimización (OPT) realizados se muestran a continuación. Los mismos fueron seleccionados con la finalidad de poner en evidencia la variabilidad de las condiciones óptimas de operación, una vez que las características del sistema se modifican de manera significativa. La tabla 32 muestra un resumen de las características medidas de la alimentación y la concentración inicial de los SST dentro del BMS al inicio de cada experimento, las cuales fueron utilizadas como variables de entrada del modelo. Puede observarse que la concentración de los SST dentro del BMS difería considerablemente al inicio de cada experimento.

Resultados y discusión

Tabla 32- Resumen de las características medidas de la alimentación y de las condiciones usadas durante el procedimiento de experimentación “*in-silico*” y la optimización.

Experimentos	VARIABLES DE INICIALIZACION (mg/l)						
	X_{SST}^0	X_{SST}^{R0}	X_S^0	X_I^0	S_S^0	S_I^0	S_{PMS}^0
OPT-1	30	8300	90	45	190	20	45
OPT-2	25	6000	100	30	155	25	60

Los superíndices 0 expresan la concentración medida en el residual de entrada y RO en el biorreactor.

Durante esta etapa se consideraron diferentes criterios de optimización: minimizar la PTM y maximizar el flujo de filtración, todo esto con el menor consumo energético posible. La ecuación (75) muestra la función utilizada para la estimación global del consumo de energía debido a la filtración y la aireación intermitente de burbujas gruesas. Como se utilizaron múltiples criterios de optimización de manera simultánea, fue necesario utilizar una función objetivo que permitiera obtener un resultado final que satisficiera lo mejor posible todos los criterios de optimización fijados, algunos de los cuales se contraponen. Esta función objetivo llamada función de deseabilidad (Myers, 2002) se explicó en materiales y métodos.

$$CE = \left[\frac{\overbrace{0.666(Q_{fil} * PTM)}^{\text{CONSUMO DE ENERGIA FILTRACION}}}{VF} \left(\frac{tf}{tf + tr} \right) + \frac{\overbrace{0.666(Q_{air} * \Delta P_{air})}^{\text{CONSUMO DE ENERGIA AIREACION}}}{FV} \left(\frac{t_{BG}}{t_{BG} + Int_{BG}} \right) \right] t_{EXP} \quad (75)$$

donde: CE= Consumo de energía (kW/m³_{FILTRADO} h), VF= Volumen de filtrado obtenido al final del experimento (l), PTM= Presión transmembranal (bar), Q_{air}= Flujo de aireación (l/h), Q_{fil}= Flujo de filtración (l/h), ΔP_{air}= Presión de inyección del aire (bar), t_f= tiempo de filtración (min), t_r= tiempo de parada de la filtración (min), t_{EXP}= tiempo de duración del experimento (día), 0.666 es un factor de conversión que garantiza, una vez sustituida las variables en las unidades propuestas, obtener los resultados del CE en (kW/m³_{FILTRADO} h).

Los resultados obtenidos de la optimización de las variables operacionales se muestran en la tabla 33, los modelos obtenidos mediante el diseño de experimento y un resumen estadístico de los mismos se presenta en los anexos 9 y 10. Igualmente, se han presentado los valores estimados de las variables respuestas que se obtendrían según el modelo si el BMS trabajara en las condiciones óptimas predichas.

Resultados y discusión

Puede observarse los altos valores de deseabilidad obtenidos, superiores a 0.85 para ambos casos, lo cual significa que los criterios de optimización fijados fueron satisfechos de forma simultánea de manera aceptable (Myers, 2002). En ambos casos se obtuvieron los mismos intervalos de inyección de aire y duración del tiempo de la inyección, sin embargo los ciclos de filtración varían, estimándose para el caso del experimento OPT-1 un tiempo de filtración mayor en un 37 % al tiempo de filtración del experimento OPT-2. Esto produce un mayor volumen de agua filtrada, pero también un mayor aumento de la velocidad de colmatación de la membrana, evidenciándose en una diferencia de un 19 % de la PTM del experimento OPT-1 respecto al experimento OPT-2.

Puede calcularse a partir de los valores de la tabla 37 la diferencia de concentraciones de los SST al inicio de cada experimento (OPT-1 mayor en un 27 % a OPT-2), y las características de la alimentación de entrada, donde las sustancias orgánicas fácilmente biodegradables eran solo superior en un 19% en OPT-1, mientras que al contrario las sustancias orgánicas lentamente biodegradables fueron un 10% inferiores en ese mismo experimento.

Esto significa que la carga de lodo era inferior en OPT-1 respecto a OPT-2. El modelo infirió, basado en las relaciones con las que fue estructurado, un mayor consumo de las SPE enlazada por parte del lodo y una disminución de los valores de la resistencia específica de la torta de lodo. Esto favorece la filtración y condujo a un aumento relativo del tiempo de filtración del experimento OPT-1 en comparación al experimento OPT-2. Por su parte la edad del lodo fue estimada como ligeramente inferior para OPT-1, con el objetivo de garantizar que no se formara una acumulación excesiva de los lodos ni de los productos inertes del metabolismo, tomando en consideración que la concentración de SST al inicio del experimento era elevada. Las figuras 43 y 44 muestran otros resultados obtenidos en el proceso de optimización, así como los resultados de la validación experimental para OPT-1.

Los resultados de los experimentos de comprobación de los valores óptimos estimados, se presentan en las figuras 44-B y 46-B. Se adoptó la PTM para la comparación de los resultados de la simulación y la optimización por ser la única de las tres variables respuestas que engloba el efecto de la colmatación de la membrana. Los valores de errores relativos medios de estimación calculados fueron de 5.87% y 12.26 % para OPT-1 y OPT-2 respectivamente, lo cual puede calificarse como satisfactorio para este tipo de sistema, y considerando los errores que introducen el método de optimización durante la evaluación de los resultados de los experimentos “*in-silico*”.

Resultados y discusión

Tabla 33- Resultados de la optimización realizada mediante la experimentación “*in-silico*”. Los resultados de las variables respuestas son referidos a los valores estimados al cabo de 12 días de experimentación.

EXP	Valores óptimos de las variables operacionales					Valores estimados de las variables respuestas para las condiciones óptimas		
	tf (min)	tr (min)	Int _{BG} (min)	t _{BG} (min)	EL (día)	VF (12 d) (l)	PTM (12 d) (kPa)	CE(12 d) (kW/m ³ h)
OPT-1	16	2	8	2	30	762	37	0.262
OPT-2	10	2	8	1	40	627	30	0.294

Deseabilidad para OPT-1 = 0.954, deseabilidad para OPT-2 = 0.862

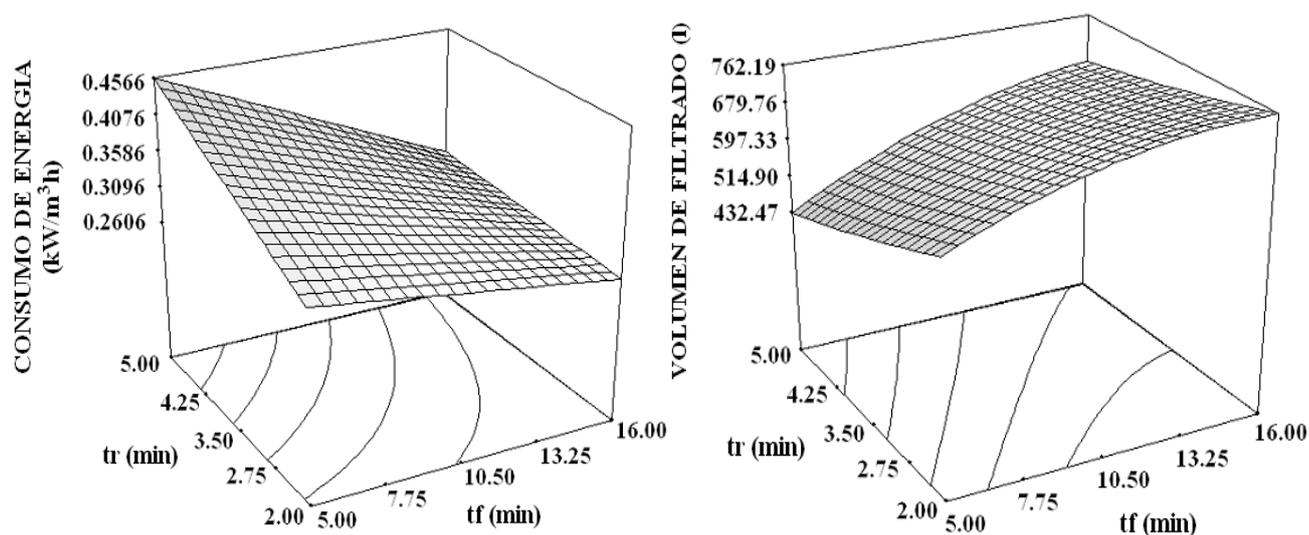


Figura 43- Gráficos de superficie de respuesta elaborados a partir de los resultados obtenidos de la experimentación “*in-silico*” y la evaluación de la matriz de resultados. Se ha utilizando los valores calculados por simulación a partir del diseño de experimentos. Los resultados se corresponden con los cálculos realizados a partir de las condiciones de entrada del experimento OPT-1.

Resultados y discusión

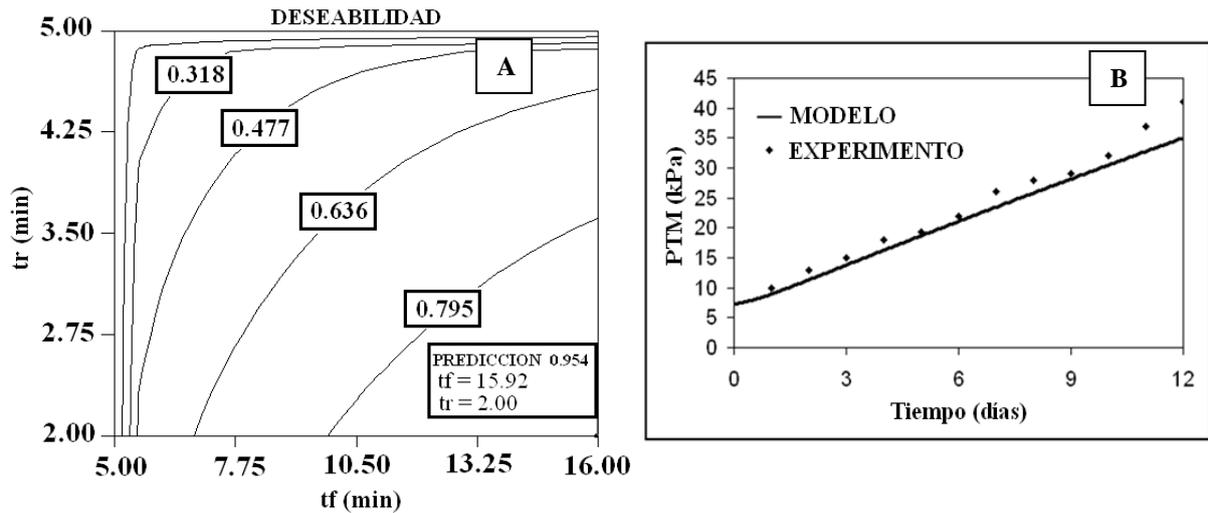


Figura 44- **A**: Gráfico de contorno obtenido a partir de los resultados de la experimentación “*in-silico*” y la evaluación de la matriz de resultados, se presenta el valor de la deseabilidad obtenida para las condiciones óptimas. **B**: Comparación entre los resultados obtenidos por simulación y del experimento realizado utilizando los valores optimizados de las variables operacionales consideradas en el diseño del experimento. Los resultados se corresponden con los cálculos realizados a partir de las condiciones de entrada del experimento OPT-1.

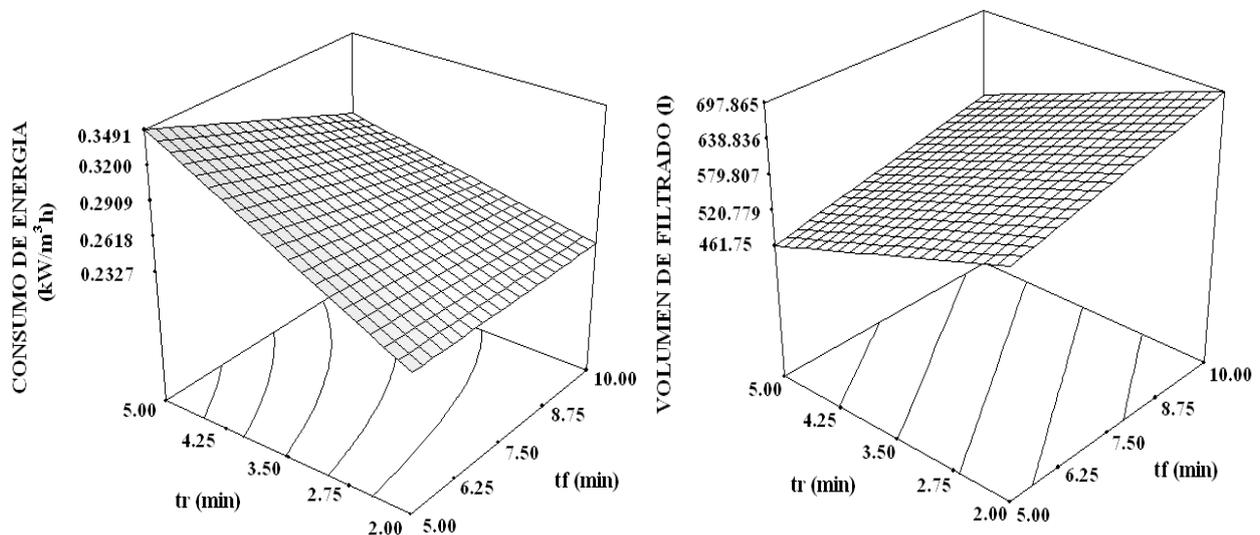


Figura 45- Gráficos de superficie de respuesta elaborados a partir de los resultados obtenidos de la experimentación “*in-silico*” y la evaluación de la matriz de resultados. Se ha utilizado los valores calculados por simulación a partir del diseño de experimentos. Los resultados se corresponden con los cálculos realizados a partir de las condiciones de entrada del experimento OPT-2.

Resultados y discusión

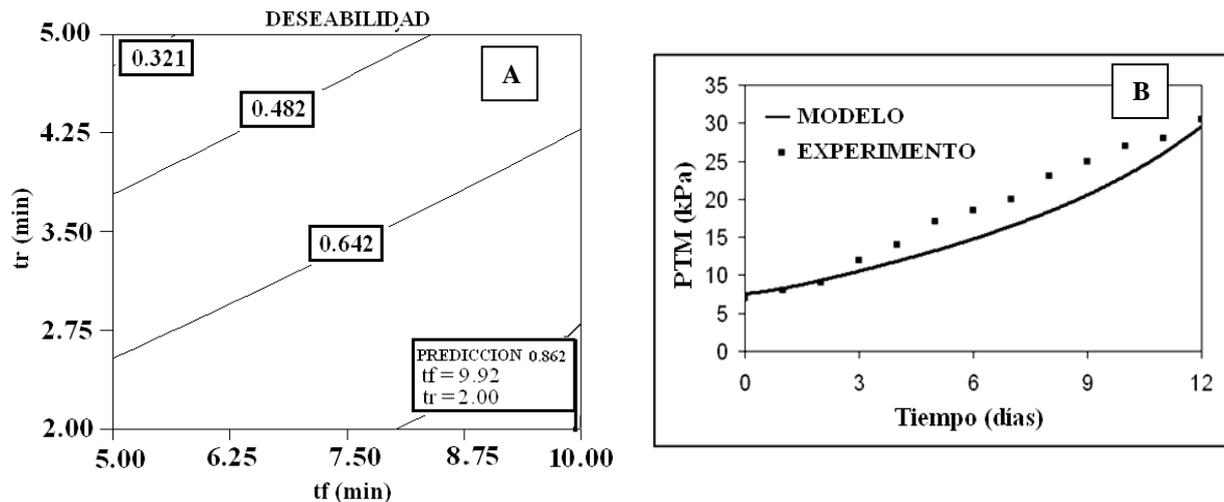


Figura 46- **A**: Gráfico de contorno obtenido a partir de los resultados de la experimentación “*in-silico*” y la evaluación de la matriz de resultados, se presenta el valor de la deseabilidad obtenida para las condiciones óptimas. **B**: Comparación entre los resultados obtenidos por simulación y del experimento realizado utilizando los valores optimizados de las variables operacionales consideradas en el diseño del experimento. Los resultados se corresponden con los cálculos realizados a partir de las condiciones de entrada del experimento OPT-2.

Las superficies de respuestas mostradas en la figuras 45 y 46, son solo un ejemplo de los resultados obtenidos, se presentan exclusivamente las variables t_f y t_r en los ejes tomando en consideración la importancia del tiempo de filtración y de parada en el proceso de tratamiento y colmatación de la membrana. Gráficos similares pueden construirse con los otros factores considerados en el diseño de experimentos. Las relaciones no lineales que se establecen entre estas variables y las variables respuestas puede observarse en todos los gráficos presentados, lo que avala la realización de estudios y simulaciones para la optimización del proceso.

CONCLUSIONES GENERALES

Conclusiones generales

1. Se desarrollaron dos nuevos modelos dinámicos que describen el comportamiento de BMS para el tratamiento de aguas residuales. El primer modelo describe el proceso de filtración en función de las propiedades hidrodinámicas del sistema, pero considerando constante las características biológicas del sistema. El segundo modelo integral describe el funcionamiento del BMS teniendo en cuenta la dinámica de funcionamiento de los parámetros físicos y biológicos. Ambos modelos permiten cuantificar la influencia y el efecto de la aireación sobre el proceso de colmatación de las membranas, de la sincronización de los ciclos de filtración y de la aireación de burbujas gruesas.
2. La validación de los modelos con los resultados experimentales a diferentes condiciones de operación demostró que es posible simular el funcionamiento del BMS para el tratamiento de aguas residuales reales con errores medios de estimación menores al 20 %. La utilización de los modelos desarrollados posibilita el estudio de múltiples escenarios de trabajo, con una precisión aceptable, favoreciendo el estudio y control de las condiciones operacionales de los sistemas BMS.
3. Se optimizó el funcionamiento de un BMS piloto instalado en una instalación municipal de tratamiento de aguas residuales urbanas, utilizando el modelo integral. La selección de las condiciones óptimas de operación para dos escenarios distintos de trabajo se basó en la optimización múltiple con un valor del criterio de deseabilidad mayor al 87 %. La simulación de las condiciones óptimas de operación describió de forma adecuada los resultados reales con un error promedio de estimación menor del 13 %.

RECOMENDACIONES

Recomendaciones

1. Desarrollar nuevos modelos integrales que consideren otros modelos biocinéticos y procesos de degradación que responden a otros esquemas de tratamiento de residuales utilizando los BMS, por ejemplo, el trabajo en condiciones anóxicas y la nitrificación.
2. Continuar el desarrollo de las ecuaciones que estiman las fuerzas de cizallamiento generadas por la aireación y las variaciones en la porosidad de la torta de filtración en aras de mejorar el nivel de predicción de los modelos.
3. Implementar los modelos desarrollados en módulos de cálculo estandarizados que posibiliten su utilización práctica en aplicaciones informáticas profesionales.
4. Emplear los modelos desarrollados en instalaciones de mayor escala, para evaluar la factibilidad del uso de los mismos como herramientas de escalado de la tecnología BMS.
5. Profundizar en los estudios de simulación y optimización de sistemas BMS evaluando otras condiciones de operación y comparando los resultados obtenidos a diferentes escalas.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Referencias bibliográficas

- (Albasi, 2002) Albasi C., Bessière Y., Desclaux S., Remigy J. C., “Filtration of biological sludge by immersed hollow-fibre membranes: influence of initial permeability choice of operating conditions”, *Desalination*, 146, 427-431,(2002).
- (Bacchin, 1996) Bacchin P., Aimar P., Sanchez V. “Influence of surface interaction on transfer during colloid ultrafiltration”. *Journal of Membrane Science*, 115, 1, 49-63 (1996).
- (Bacchin, 2002) Bacchin, P., Si-Hassen D., Starov V., Clifton M. J., Aimar P. “A unifying model for concentration polarization, gel-layer formation and particle deposition in cross-flow membrane filtration of colloidal suspensions”. *Chemical Engineering Science*, 57, 1, 77-91, (2002).
- (Belfort, 1994) Belfort, G., Davis R.H. and Zydney. A.L. “The behavior of suspensions and macromolecular solutions in crossflow microfiltration”. *Journal of Membrane Science*, 96, 1, 1-58, (1994).
- (Bolton, 2006) Bolton G., LaCasse D., Kuriyel R. “Combined models of membrane fouling: Development and application to microfiltration and ultrafiltration of biological fluids”, *Journal of Membrane Science*, 277, 75-84, (2006).
- (Bouhabila, 1998) Bouhabila E. H., Ben Aim R., Buisson H.”Microfiltration of activated sludge using submerged membrane with air bubbling (application to wastewater treatment)”, *Desalination*, 118, 315-322, (1998).
- (Brookes, 2003) Brookes A., Jefferson B., Le-Clech P., Judd S., “Fouling of membrane bioreactors during treatment of produced water”, in: *Proceedings of IMSTEC*, Sydney, Australia, (2003).
- (Cabassud, 2004) Cabassud C., Massé A., Espinosa-Bouchot M., Spérandio M. “Submerged membrane bioreactors: interactions between membrane filtration and biological activity, in: *Proceedings of Water Environment - Membrane Technology Conference*”, Seoul, Korea, (2004).
- (Chang, 2000) Chang I. S, Fane A. G. “Characteristics of microfiltration of suspensions with inter-fibre two-phase flow” *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 75, 533-540, (2000).
- (Chang, 2002) Chang I. S, Judd S. J. “Air sparging of a submerged MBR for municipal wastewater treatment”, *Process Biochemistry*, 37, 915-920, (2002).
- (Chang-b, 2002) Chang I. S., Le Clech P., Jefferson B., Judd S. “Membrane fouling in membrane bioreactors for wastewater treatment”, *Journal Environmental Engineering, ASCE* 128, 1018-1029, (2002).
- (Cho, 2002) Cho B. D., Fane A. G. “Fouling transients in nominally sub-critical flux operation of a membrane bioreactor”, *Journal of Membrane Science*, 209, 391-403, (2002).

Referencias bibliográficas

- (Cho, 2003) Cho J., Ahn K.-H., Seo Y., and Lee Y., “Modification of ASM No.1 for a submerged membrane bioreactor system: including the effects of soluble microbial products on membrane fouling”, *Wat. Sci. Tech.*, 47, (12), 177–181, (2003).
- (Cho, 2005) Cho J., Song K.-G, Yun, H. Ahn K.-H., Kim J.Y. and Chung T.H., “Quantitative analysis of biological effect on membrane fouling in submerged membrane bioreactor”, *Water Sci. Technol*, 51, 9–18, (2005).
- (Cho, 2005b). Cho J., Song K.-G. and Ahn K.-H., “The activated sludge and microbial substances influences on membrane fouling in submerged membrane bioreactor: unstirred batch cell test”, *Desalination*, 183, 425–429, (2005).
- (Choi, 2005) Choi H., Zhang K., Dionysiou D.D., Oerther D.B., Sorial G.A. “Influence of cross flow velocity on membrane performance during filtration of biological suspension”, *Journal of Membrane Science*, 248, 89-199, (2005).
- (Chu, 2005) Chu H.P., X.Y. Li. “Membrane fouling in a membrane bioreactor (MBR): Sludge cake formation and fouling characteristics”, *Biotechnology and Bioengineering*. 90, 323-331, (2005).
- (Cicek, 1998) Cicek, N., Franco J.P., Suidan M.T., Urbain V. “Using a membrane bioreactor to reclaim wastewater”, *Journal American Water Works Association*, 90, 11, 105-113, (1998).
- (Cicek, 1999) Cicek N., Franco J. P., Suidan M. T., Urbain V., Manem J. “Characterization and comparison of a membrane bioreactor and a conventional activated-sludge system in the treatment of wastewater containing high molecular weight compounds”, *Water Environment Research*, 71, 64-70, (1999).
- (Cicek-b, 1999) Cicek N., Dionysiou D., Suidan M. T., Ginestet P., Audic J. M. “Performance deterioration and structural changes of a ceramic membrane bioreactor due to inorganic abrasion”, *Journal of Membrane Science*, 163, 19-28, (1999).
- (Clara, 2005) Clara M., Strenn B., Gans O., Martinez E., Kreuzinger N., Kroiss H.. “Removal of selected pharmaceuticals, fragrances and endocrine disrupting compounds in a membrane bioreactor and conventional wastewater treatment plants”. *Water Research*, 39, 4797–4807, (2005).
- (Defrance, 2000) Defrance L., Jaffrin M. Y., Gupta B., Paullier P., Geaugey V. “Contribution of various constituents of activated sludge to membrane bioreactor fouling”. *Bioresource Technology*, 73, 105-112, (2000).
- (Dignac, 1998) Dignac M. F., Urbain V., Rybacki D., Bruchet A. “Chemical description of extracellular polymers: implication on activated sludge floc structure”, *Water Science and Technology*, 38, 9, 45-53, (1998).
- (Drew, 1991) Drew D. A., Schonberg J. A., Belfort G. “Lateral inertial migration of a small sphere in fast laminar flow through a membrane duct”, *Chemical Engineering Science*, 46, 3219-3244, (1991).

Referencias bibliográficas

- (Elmaleh, 1998) Elmaleh, S., Vera L., Villaroel-Lopez R., Abdelmoumni L., Ghaffor N., Delgado S. “Dimensional analysis of steady state flux for microfiltration and ultrafiltration membranes”, *Journal of Membrane Science*, 139, 37-45, (1998).
- (Fane, 1987) Fane A. G., Fell C. J. D. “A review of fouling and fouling control in ultrafiltration”, *Desalination*, 62, 117-136, (1987).
- (Fane, 2002) Fane A.G., Chang S., Chardon E. “Submerged hollow fibre membrane module—design options and operational considerations”, *Desalination*, 146, 231-236, (2002).
- (Frolund, 1995) Frolund B., Griebe T., Nielsen P. H. “Enzymatic activity in the activated sludge floc matrix”, *Applied Microbiology and Biotechnology*, 43, 755-761, (1995).
- (Frolund, 1996) Frolund B., Palmgren R., Keiding K., Nielsen P. H. “Extraction of extracellular polymers from activated sludge using a cation exchange resin”, *Water Research*, 30, 8,1749-1758,(1996),.
- (Flemming, 2000) Flemming H.-C., Wingender J. “Extracellular Polymeric Substances (EPS) – The Construction Material for Biofilms”, *Vom Wasser*, 94, 245-266, (2000).
- (Flemming, 2001) Flemming, H.C., J. Wingender. “Relevance of microbial extracellular polymeric substances (EPSs) - Part I: Structural and ecological aspects”, *Water Science and Technology*, 43, 1-8, (2001).
- (Germain, 2005) Germain, E., Stephenson T. and Pearce P., Biomass characteristics and membrane aeration: toward a better understanding of membrane fouling in submerged membrane bioreactors (MBRs), *Biotechnol. Bioeng.*, 90, 316–322, (2005).
- (Gorner, 2003) Gorner T., Donato P., Ameil M.-H., Montarges-Pelletier E., Lartiges B.S. “Activated sludge exopolymers: separation and identification using size exclusion chromatography and infrared micro-spectroscopy”, *Water Research*, 37, 88-2393, (2003).
- (SMWW, 1999) “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater”, American Water Works Association, USA,(1999)
- (Gui, 2002) Gui P., Huang X., Chen Y., Qian Y, “Effect of operational parameters on sludge accumulation on membrane surfaces in a submerged membrane bioreactor”, *Desalination*, 151, 185-194, (2002).
- (Henze, 2002) Henze M., Gujer W., Mino T., Van Loosdrecht M.V. “Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. IAWQ scientific and technical report N° 9, edited by IWA Task Group on mathematical modelling for design and operation of biological wastewater treatment”, IWA publishing, London, UK, 130 pp, (2002)
- (Henze, 2002b) Henze M., Harremoës P., Jansen J.L.C., Arvin E., ‘Wastewater Treatment: Biological and Chemical Processes’, Springer, Berlin, (2002).

Referencias bibliográficas

- (Hermia, 1982) Hermia, J. "Constant pressure blocking filtration laws: application to power-law non-newtonian fluids", *Trans. Inst. Chem. Eng.* 60, pp 183, (1982)
- (Hernández, 2006) Hernández M. E., "Thèse présentée pour obtenir le titre de Docteur de l'Institut National Polytechnique de Toulouse", INPT, Francia, (2006).
- (Ishiguro, 1994) Ishiguro K., Ima K., S. Sawada. "Effects of biological treatment conditions on permeate flux of UF membrane in a membrane/activated sludge wastewater treatment system", *Desalination*, 98, 119-126, (1994).
- (Jang, 2005) Jang N., Ren X., Choi K., Kim I. S., "Comparison of membrane biofouling in nitrification and denitrification for the membrane bioreactor (MBR), in: *Proceedings of IWA – Aspire*", Singapore, (2005).
- (Joss, 2005) Joss A., Keller E., Alder A. C., Gobel A., Mc Ardell C. S., Ternes T., Siegrist H.. "Removal of pharmaceuticals and fragrances in biological wastewater treatment". *Water Research*, 39, 3139–3152, (2005).
- (Judd, 2005) Judd S. "Fouling control in submerged membrane bioreactors", *Water Science and Technology*, 51, 27-34, (2005).
- (Katsuki, 2005) Katsuki K., Hara H., Watanabe Y. "Removal of pharmaceutical compounds by submerged membrane bioreactors (MBRs)", *Desalination*, 178, 135-140, (2005).
- (Kelton, 2000) Kelton W. D. and Law A. M. "Experimental design for simulation", Ed. McGraw-Hill, New York, 2000.
- (Kleijnen, 1999) Kleijnen Jack P. C. "Experimental design for sensitivity analysis, optimization, and validation of simulation models", *Handbook of simulation*, Ed. Wiley, New York, (1999).
- (Krauth, 1993) Krauth K. and Staab K. F., "Pressurized bioreactor with membrane filtration for waste-water treatment", *Water Res.*, 27, 405–411,(1993).
- (Laspidou, 2002) Laspidou C. S., Rittmann B. E. "A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products, and active and inert biomass", *Water Research*, 36, 2711-2720, (2002).
- (Le-Clech, 2003) Le-Clech P, Jefferson B., Judd S. J. "Impact of aeration, solids concentration and membrane characteristics on the hydraulic performance of a membrane bioreactor", *Journal of Membrane Science*, 218, 117-129, (2003).
- (Lee, 2002) Lee Y., Cho J., Sea Y., W. Lee J. and Ahn K.-H., "Modelling of submerged membrane bioreactor process for wastewater treatment", *Desalination*, 146, 451-457, (2002).
- (Lee, 2003) Lee W., Kang S., Shin H., "Sludge characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors", *Journal of Membrane Science*, 216, 217–227, (2003).

Referencias bibliográficas

- (Li, 2006) Li X.-Y., Wang X.-M., “Modelling of membrane fouling in a submerged membrane bioreactor”, *Journal of Membrane Science*, 278, 151-161, (2006).
- (Liu, 2002) Liu H., Fang H. P., “Extraction of extracellular polymeric substances (EPS) of sludge”, *Journal of Biotechnology*, 95, 249-256, (2002).
- (Liu, 2003) Liu R., Huang X., Sun Y.F. and Qian Y., “Hydrodynamic effect on sludge accumulation over membrane surfaces in a submerged membrane bioreactor”, *Process Biochem.*, 39, 157–163, (2003).
- (Liu, 2005) Liu R., Huang X., Chen L., Wen X., Qian Y., “Operational performance of a submerged membrane bioreactor for reclamation of bath wastewater”, *Process Biochemistry*, 40, 125-130, (2005).
- (Logan, 1999) Logan B. E., “Environmental Transport Processes”, Wiley, New York, (1999).
- (Lu, 2001) Lu S.G., Imai T., Ukita M., Sekine M., Higuchi T. and Fukagawa M., “A model for membrane bioreactor process based on the concept of formation and degradation of soluble microbial products”, *Water Res.*, 35, 2038–2048, (2001).
- (Lübbecke, 1995) Lübbecke S., Vogelpohl A., “Wastewater treatment in a biological highperformance system with high biomass concentration”, *Water Res.*, 29 (3), 793–802, (1995).
- (Ma, 2006) Ma B. C., Lee Y. N., Park J. S., Lee C.H., Lee S. H., Chang I. S. and Ahn T. S., “Correlation between dissolved oxygen concentration, microbial community and membrane permeability in a membrane bioreactor”, *Process Biochemistry*, 41, 1165–1172, (2006).
- (Mallubhotla, 1996) Mallubhotla H., Belfort G. “Semiempirical modeling of crossflow microfiltration with periodic reverse filtration”, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 35, 2920-2928, (1996).
- (Manem, 1996) Manem J., Beaubien A., Baty M., Jeannot F., Francoeur E. “Design and operation of anaerobic membrane bioreactors: development of a filtration testing strategy”, *Journal of Membrane Science*, 109, 173-184, (1996).
- (Marquardt, 1963). Marquardt, D. "An Algorithm for Least-Squares Estimation of Nonlinear Parameters", *SIAM Journal on Applied Mathematics*, 11, 431–441, (1963).
- (Marrot, 2004) Marrot B., A.Barríos-Martínez, Moulin P. and Roche N., “Industrial wastewater treatment in a membrane bioreactor: a review”, *Environ. Prog.* , 23, 59–68, (2004).
- (Massé, 2006) Massé A., Sperandio M. and Cabassud C., “Comparison of sludge characteristics and performance of a submerged membrane bioreactor and an activated sludge process at high solids retention time”, *Water Res.*, 40, 2405–2415, (2006).

Referencias bibliográficas

- (Metcalf, 2003) Metcalf & Eddy. "Wastewater engineering: treatment and reuse (4th international edition)", McGraw-Hill, New York, (2003).
- (Morgan, 1990) Morgan J. W., Forster C. F., Evison L. "A comparative study of the nature of biopolymers extracted from anaerobic and activated sludges", *Water Research*, 24, 743-750, (1990).
- (Myers, 2002) Myers R. H. and Montgomery D. C. "Response Surface Methodology: Process and Product Optimization Using Designed Experiments", 2nd Edition, pp 824, (2002).
- (Ng, 2005) Ng C.A., Sun D., Zhang J., Chua H.C., Bing W., Tay S., Fane A. "Strategies to improve the sustainable operation of membrane bioreactors, in: Proceedings of International", *Desalination Association Conference*, Singapore, (2005).
- (Ng, 2006) Ng H.Y., Tan T.W. and Ong S.L., "Membrane fouling of submerged membrane bioreactors: Impact of mean cell residence time and the contributing factors", *Environ. Sci. Technol.*, 40(8), 2706–2713, (2006).
- (Nielsen, 1997) Nielsen P. H., Jahn A., Palmgren R. "Conceptual model for production and composition of exopolymers in biofilms", *Water Science and Technology*, 36(1), 11-19, (1997).
- (Nuhoglu, 2005) Nuhoglu A., Keskinler B., Yildiza E., "Mathematical modelling of the activated sludge process-the Erzincan case", *Process Biochemistry*, 40, 2467-2473, (2005)
- (Ognier, 2002) Ognier S., Wisniewski C., Grasmick A. "Influence of macromolecule adsorption during filtration of a membrane bioreactor mixed liquor suspension", *Journal of Membrane Science*, 209, 27-37, (2002).
- (Ognier, 2004) Ognier S., Wisniewski C., Grasmick A. "Membrane Bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions: a local critical flux concept", *Journal of Membrane Science*, 229, 171-177, (2004).
- (Ohle, 1999) Ohle P.. "Bemessung von Membranbioreaktoren für die kommunale Abwasserreinigung". PhD thesis. Institut für Siedlungswasserwirtschaft, RWTH Aachen University, (1999).
- (Ripperger, 2002) Ripperger S., Altmann J. "Crossflow microfiltration - state of the art. Separation and Purification Technology", 26, 19-31, (2002).
- (Roberts, 2000) Roberts J. A., Sutton P. M., Mishra P. N. "Application of the membrane biological reactor system for combined sanitary and industrial wastewater treatment", *Int. Biodeterior. Biodegrad.*, 46 (1), 37-42, (2000).
- (Romero, 1988) Romero C. A., Davis R. H. "Global model of crossflow microfiltration based on hydrodynamics particle diffusion", *Journal of Membrane Science*, 39, 157-185, (1988).

Referencias bibliográficas

- (Rosenberger, 2002) Rosenberger S., Witzig R., Manz W., Krüger U., Kraume M., Szewzyk U. “Microbiological aspects of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal wastewater”, *Water Research*, 36, 394-402, (2002).
- (Rosenberger, 2005) Rosenberger S., Evenblij H., Poele S., Wintgens T., Laabs C. “The importance of liquid phase analyses to understand fouling in membrane assisted activated sludge processes – six case studies of different European research groups”, *Journal of Membrane Science*, 263, 113-126, (2005).
- (Rosenberger, 2006) Rosenberger S., Laabs C., Lesjean B., Gnirss R., Amy G., Jekel M. and Schrotter J.C., “Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment”, *Water Res.*, 40, (4), 710–720, (2006).
- (Ruano, 2007) Ruano M.V., Ribes J., De Pauw D.J.W., Sin G., “Parameter subset selection for the dynamic calibration of activated sludge models (ASMs): experience versus systems analysis”, *Water Science & Technology*, 56 (8), 107–115, (2007).
- (Scott, 1998) Scott J.A., Neilson D.J., Liu W., Boon P.N. "A dual function membrane bioreactor system for enhanced aerobic remediation of high-strength industrial waste", *Wat. Sci. Technol.*, 38, 413-420, (1998).
- (Scholz, 2000) Scholz W., Fuchs W. “Treatment of oil contaminated wastewater in a membrane bioreactor”, *Water Res.*, 34(14), 3621-3629, (2000).
- (Shane, 2007) Shane R., Merlo R. P., Hermanowicz W. and Jenkins D., “Influence of mixed liquor properties and aeration intensity on membrane fouling in a submerged membrane bioreactor at high mixed liquor suspended solids concentrations”. *Water Res.*, 41, 947–958, (2007).
- (Shin, 2003) Shin H.-S. and Kang S.-T., “Characteristics and fates of soluble microbial products in ceramic membrane bioreactor at various sludge retention times”, *Wat. Res.*, 37(1), 121–127, (2003).
- (Shimizu, 1996) Shimizu Y. , Okuno Y.-I. ,Uryu K. ,Ohtsubo S., Watanabe A. "Filtration characteristics of hollow fiber microfiltration membranes used in membrane bioreactor for domestic wastewater treatment", *Wat. Res.*, 30, 2385-2392, (1996).
- (Song, 1995) Song, L., Elimelech M. “Theory of concentration polarization in crossflow microfiltration”, *Journal of Chemical Engineering Science*, 45, 13-25, (1995).
- (Stephenson, 2000) Stephenson T., Judd S., Jefferson B., Brindle K. “Membrane bioreactors for wastewater treatment”, IWA Publishing, London (2000).
- (Tardieu, 1998) Tardieu E., Grasmick A., Jaugey V., Manem J. “Hydrodynamic control bioparticle deposition in a MBR applied to wastewater treatment”, *Journal of Membrane Science*, 147, 1-12, (1998).

Referencias bibliográficas

- (Tardieu, 1999) Tardieu E., Grasmick A., Geaugey V., Manem J. “Influence of hydrodynamics on fouling velocity in a recirculated MBR for wastewater treatment”, *Journal of Membrane Science*, 156, 131-140, (1999).
- (Ueda, 1996) Ueda T., Hata K., “Treatment of domestic sewage from rural settlements by a membrane bioreactor”, *Water Sci. Technol*, 34 (9), 186–196, (1996).
- (Urase, 2005) Urase T., Kagawa C., T. Kikuta. “Factors affecting removal of pharmaceutical substances and estrogens in membrane separation bioreactors”, *Desalination*, 178, 107-113, (2005).
- (Urbain, 1998) Urbain V., Mobarry B., De Silva V., Stahl D. A., Rittmann B. E., Manem J. “Integration of performance, molecular biology and modelling to describe the activated sludge process”, *Water Science and Technology*, 37, 4-5, 223-229, (1998).
- (Van Kaam, 2005) Van Kaam R. “Bioréacteur a membranes immergées pour le traitement d’eaux usées domestiques. Influence des conditions de Filtration et de l’hydrodynamique sur les performances du procédé”. Thèse présentée pour obtenir le titre de docteur de l’institut national polytechnique de Toulouse”, INPT, Francia, (2005).
- (Visvanathan, 2000) Visvanathan C., Ben Aim R., Parameshwaran. K. “Membrane separation bioreactors for wastewater treatment. Critical Reviews”, *Environmental Science and Technology*, 30, 1, 1-48, (2000).
- (Wilén, 2003) Wilén B. M., Lant B. J., “The influence of key chemical constituents in activated sludge on surface and flocculating properties”, *Water Research*, 37, 2127-2139, (2003).
- (Wintgens, 2003) Wintgens T., Rosen J., Melin T., Brepols C., Drensla K., Engelhardt N. “Modelling of a membrane bioreactor system for municipal wastewater treatment”, *Journal of Membrane Science*, 216, 55-65, (2003).
- (Xing, 2001) Xing C., Qian Y., “Physical and biological characteristics of a tangential flow MBR for municipal wastewater treatment”, *Journal of Membrane Science*, 191 (1), 31-42, (2001).
- (Yu, 2003) Yu K., Wen X., Bu Q., Xia H. “Critical flux enhancements with air sparging in axial hollow fibers cross-flow microfiltration of biologically treated wastewater”, *Journal of Membrane Science*, 224, 69-79, (2003).
- (Yu, 2005) Yu H.-Y., Xie Y.-J., Hu M.-X., Wang J.-L., Wang S.-Y., Xu Z.-K. “Surface modification of polypropylene microporous membrane to improve its antifouling property in MBR: CO₂ plasma treatment”, *Journal of Membrane Science*, 254, 219-227, (2005).
- (Zhang, 1999) Zhang X.Q., Bishop P.L., Kinkle B.K. “Comparison of extraction methods for quantifying extracellular polymers in biofilms”, *Water Science and Technology*, 39, pp 211-218, (1999).

Referencias bibliográficas

(Zhang, 2006) Zhang J., Chua H.C., Zhou J., Fane A.G. “Factors affecting the membrane performance in submerged MBR”, *Journal of Membrane Science*, 284, , 1-2, 54-66, (2006).

(Zubair, 2007) Zubair A., Cho J., Lim B. R., Song K.G., Ahn K. H., “Effects of sludge retention time on membrane fouling and microbial community structure in a membrane bioreactor”, *Journal of Membrane Science*, 287, 211-218, (2007).

(Zydney, 1987) Zydney A. L., Colton C. K. “A concentration polarization model for the filtrate flux in crossflow microfiltration or particulate suspensions”, *Chemical Engineering Communication*, 47, 1-27, (1987).

ANEXOS

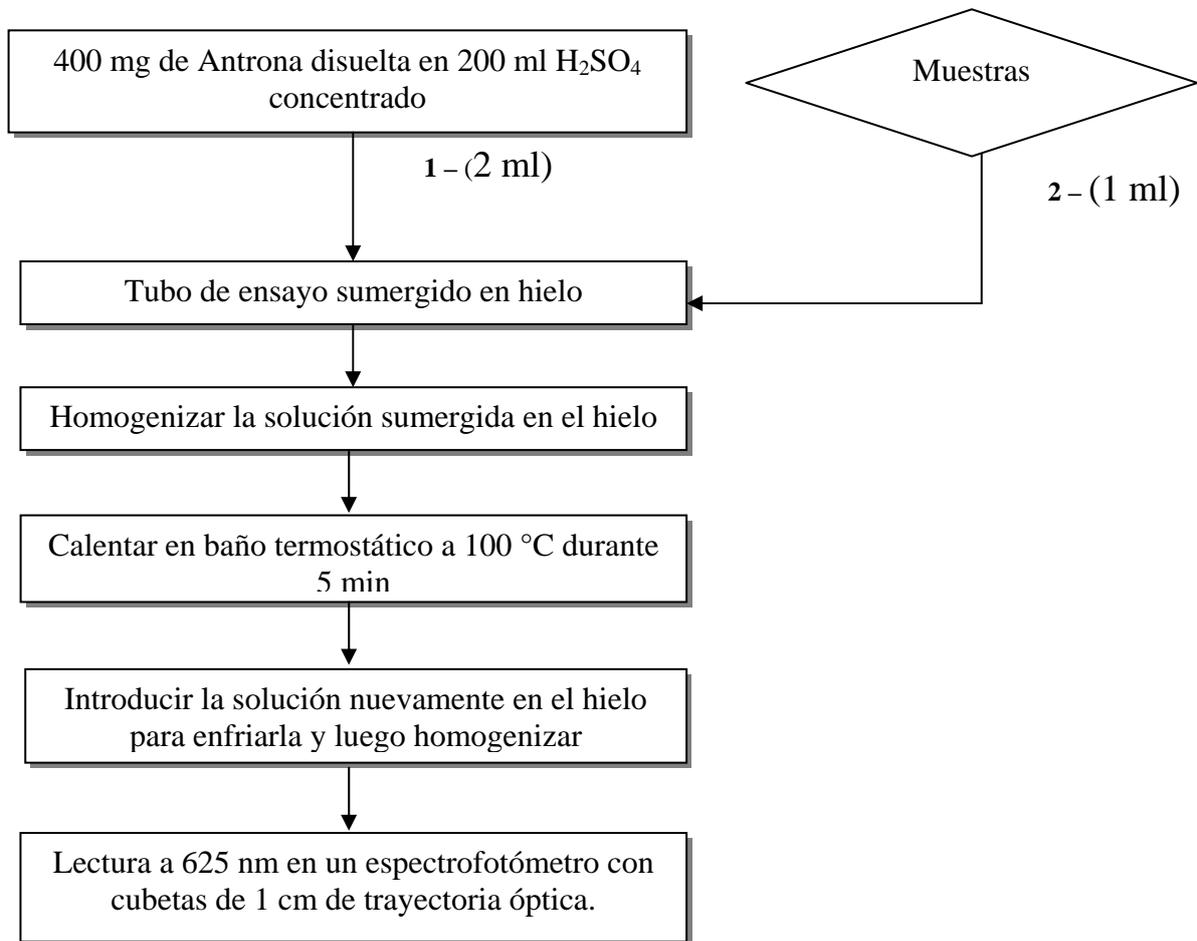
ANEXOS

ANEXO 1- BMS experimental utilizado en la tesis y computadora con el sistema de adquisición de datos y control del funcionamiento del biorreactor



ANEXOS

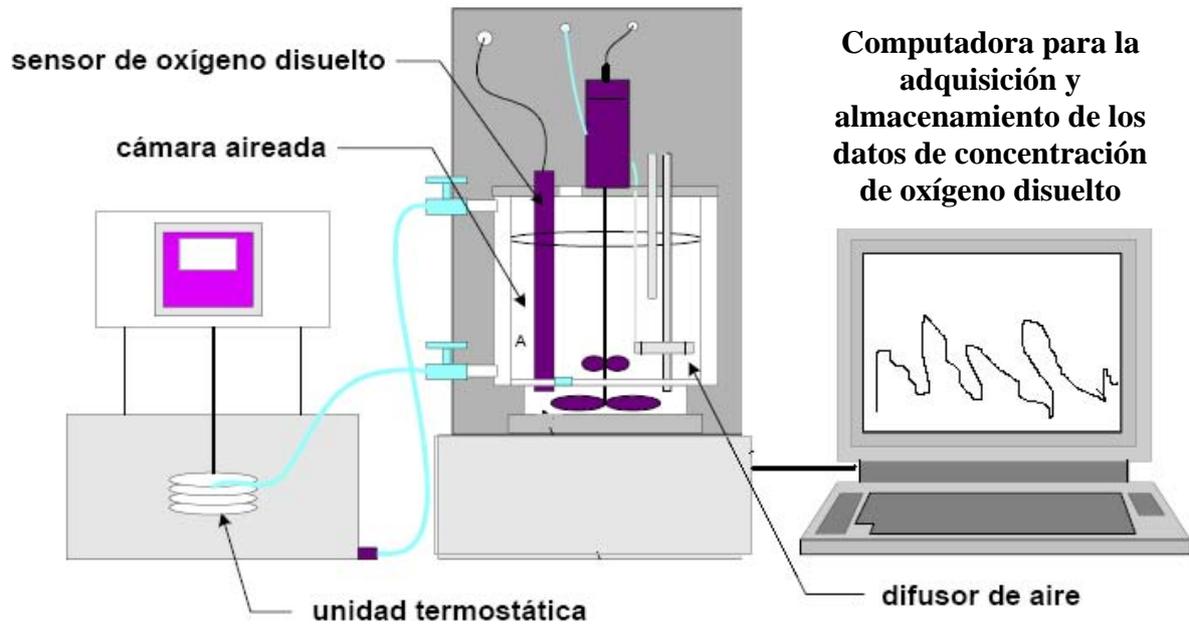
ANEXO 2- Etapas para la determinación de polisacáridos por el método de la antrona.



Nota: Los valores de lecturas obtenidos deben ser comparados con una curva de calibración obtenida con glucosa en los rangos de concentración apropiados.

ANEXOS

ANEXO 3- Esquema del respirómetro utilizado en los ensayos de respirometría.



ANEXO 4- Sistema informático desarrollado durante la tesis para el análisis y tratamiento de los datos adquiridos durante los ensayos de respirometría.

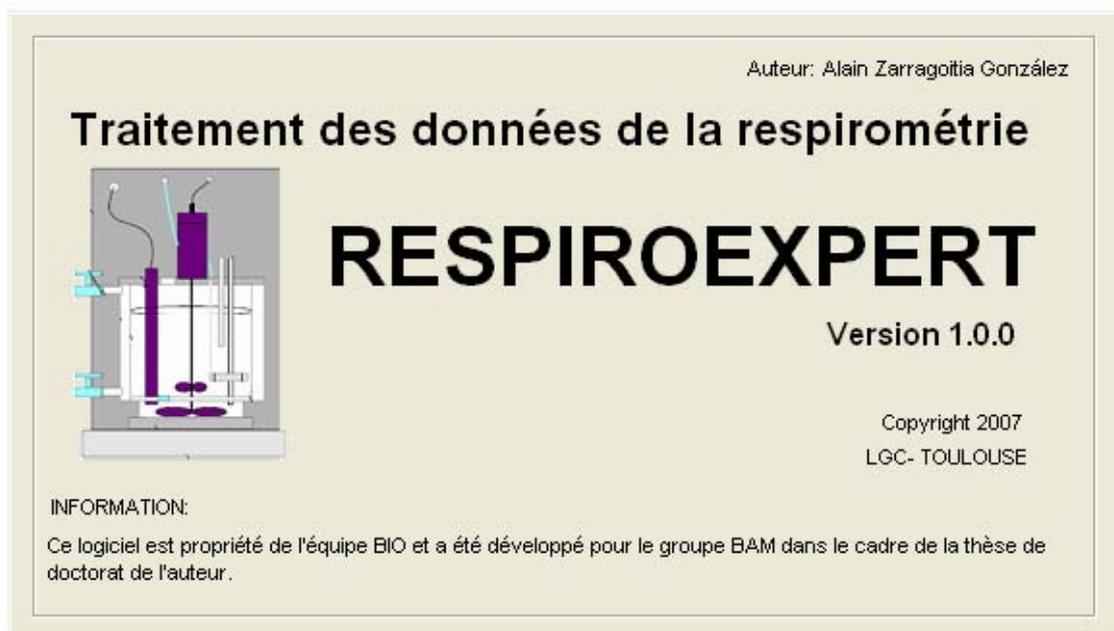


Figura A4-1 Ventana de inicio del software desarrollado durante el período de tesis

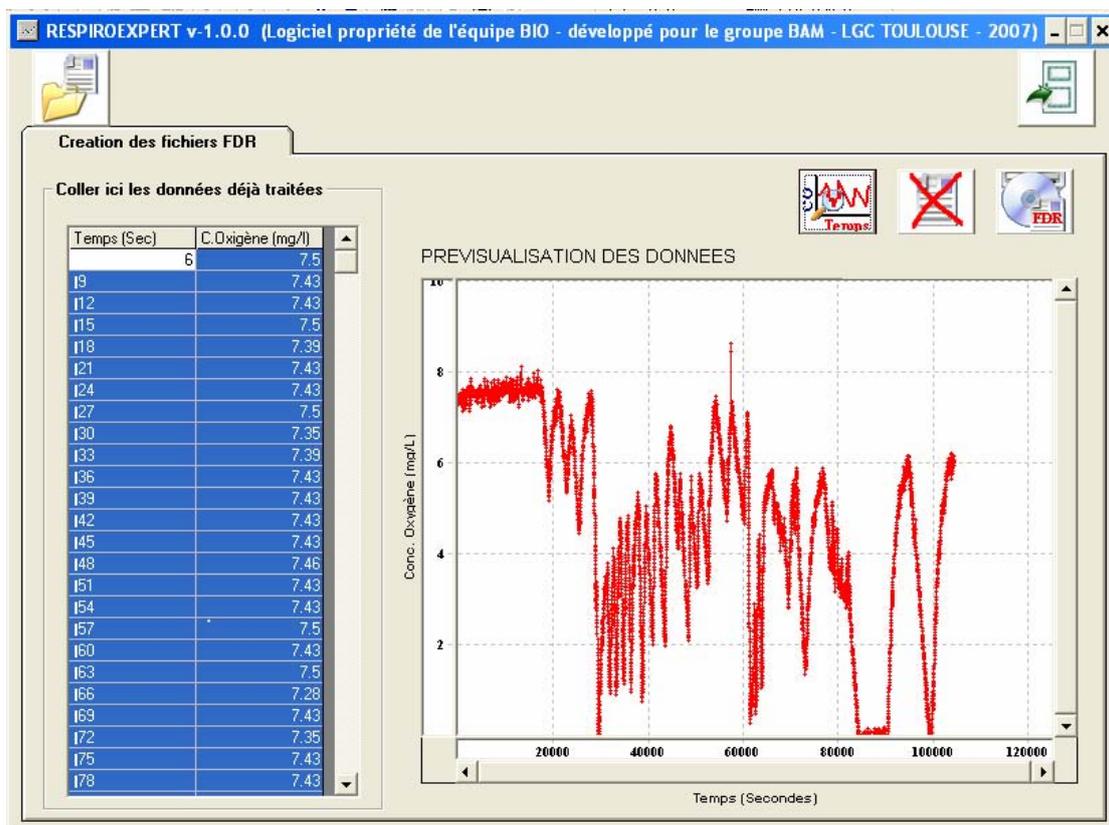


Figura A4-2 Ventana de pre-visualización de los datos almacenados para la selección de la zona de interés a analizar

ANEXO 4 (continuación)- Sistema informático desarrollado durante la tesis para el análisis y tratamiento de los datos adquiridos durante los ensayos de respirometría.

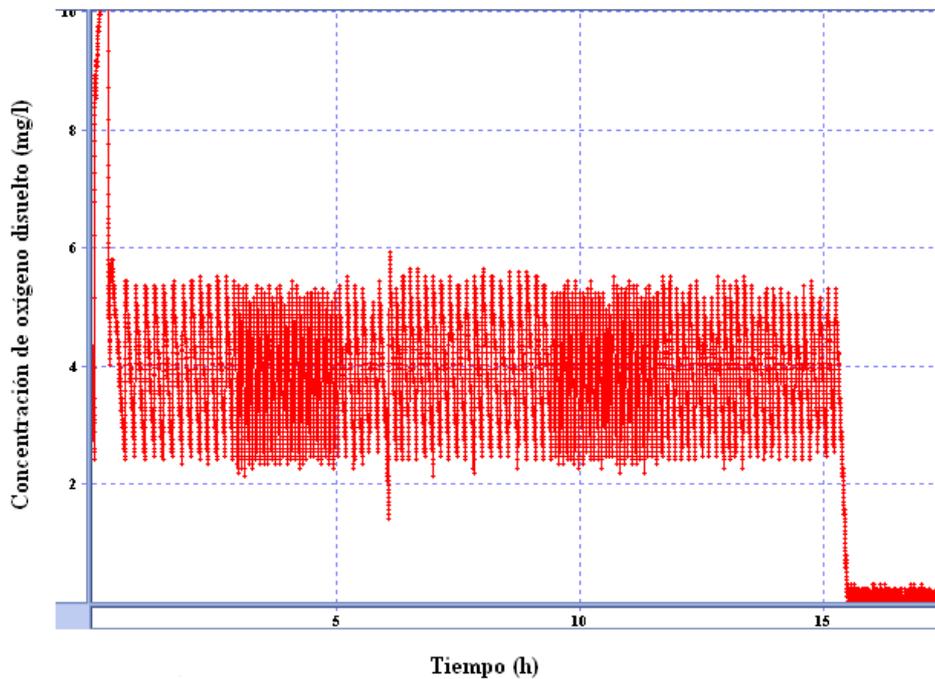


Figura A4-3 Visualización de los datos totales almacenados (la aireación e interrupción de la misma se efectuaba en un rango determinado de concentraciones para la posterior determinación de las pendientes de las curvas a partir de las cuales se obtiene los valores de la curva de (Velocidad de Consumo de Oxígeno vs Tiempo)

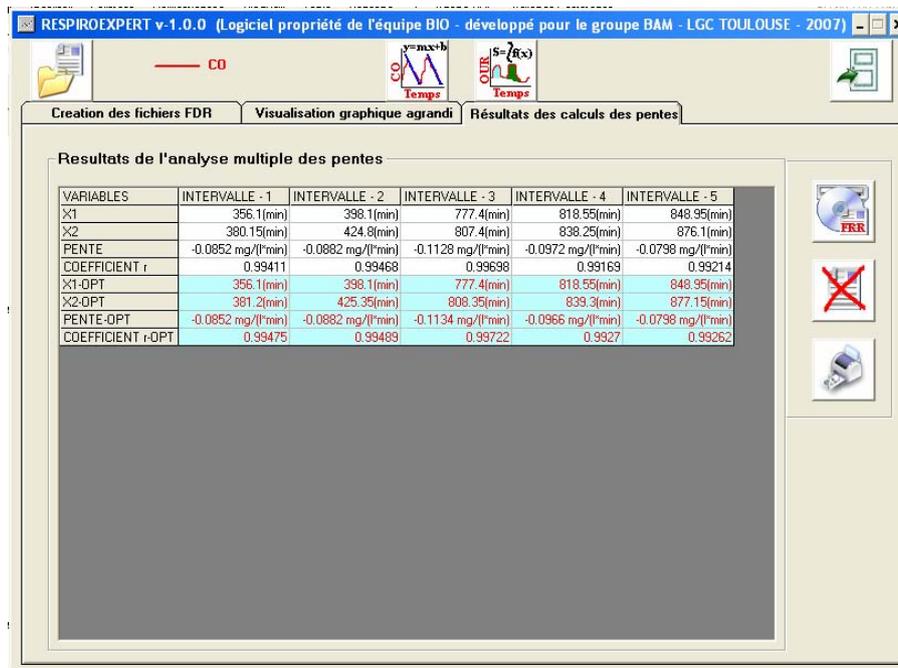
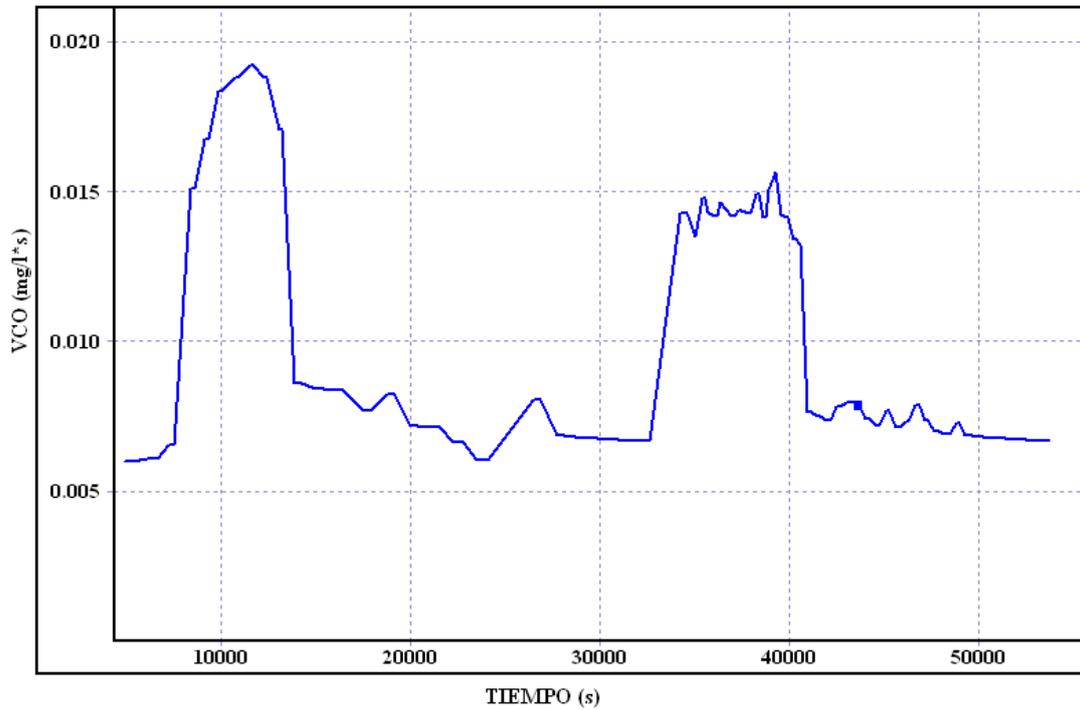


Figura A4-4 Ventana de la visualización de los datos de las pendientes calculadas automáticamente y posteriormente optimizadas mediante un procedimiento de reducción de los ruidos de las mediciones de la concentración de oxígeno disuelto.

ANEXO 4 (continuación)- Sistema informático desarrollado durante la tesis para el análisis y tratamiento de los datos adquiridos durante los ensayos de respirometría.



VARIABLES	INTERVALLE - 1	INTERVALLE - 2	INTERVALLE - 3
X1	7524.269(sec)	23985.270(sec)	32470.320(sec)
X2	23985.270(sec)	32215.770(sec)	49949.520(sec)
Y1	0.00646 mg/(l*sec)	0.00606 mg/(l*sec)	0.00669 mg/(l*sec)
Y2	0.00599 mg/(l*sec)	0.00675 mg/(l*sec)	0.00693 mg/(l*sec)
AIRE INTERVALLE	78.354(mg/l)	4.731(mg/l)	60.274(mg/l)
AIRE TOTALE	143.359(mg/l)		

Figura A4-5 Ejemplo de curva de (Velocidad de Consumo de Oxígeno vs Tiempo) obtenida durante uno de los ensayos respirométricos y los resultados de consumo de oxígeno obtenidos mediante el cálculo de las áreas bajo las curvas, el cual se realiza de forma automatizada por el software.

ANEXOS

ANEXO 4 (continuación)- Sistema informático desarrollado durante la tesis para el análisis y tratamiento de los datos adquiridos durante los ensayos de respirometría.

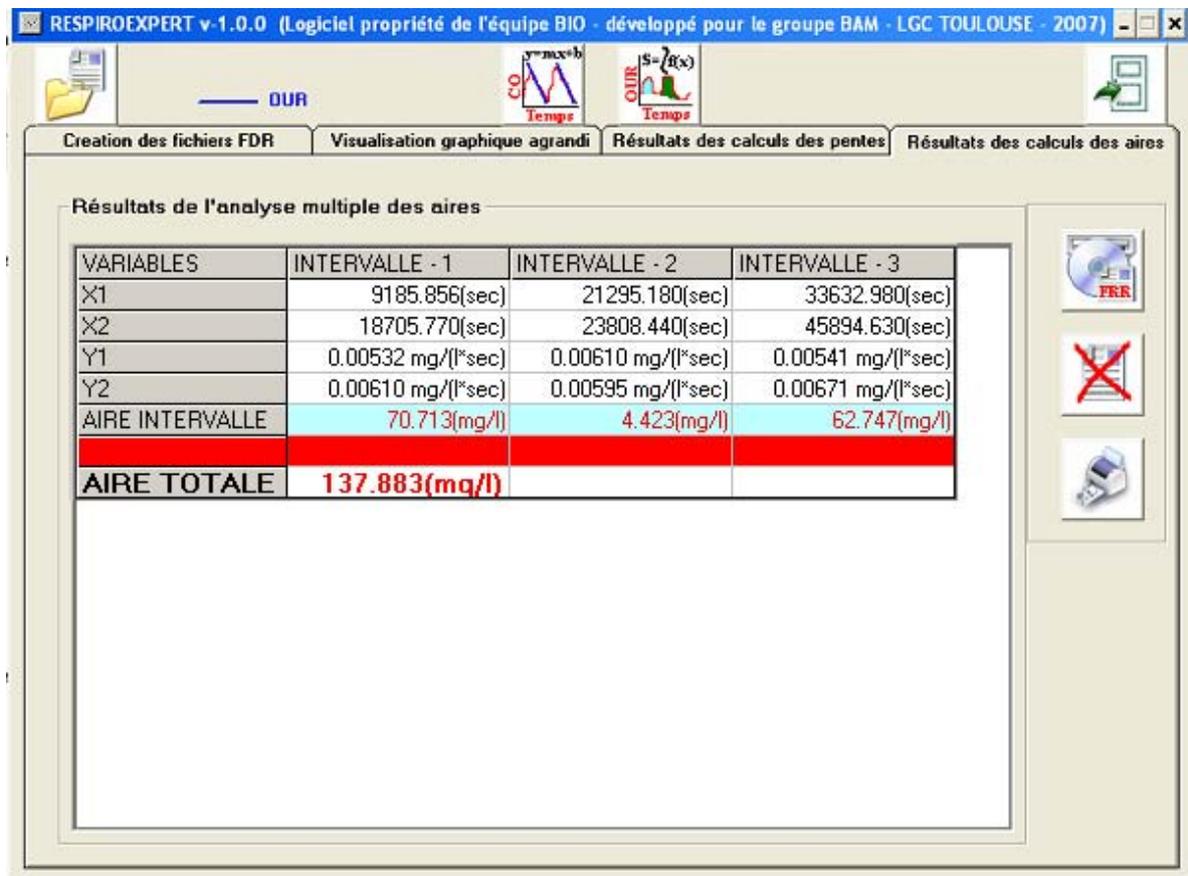
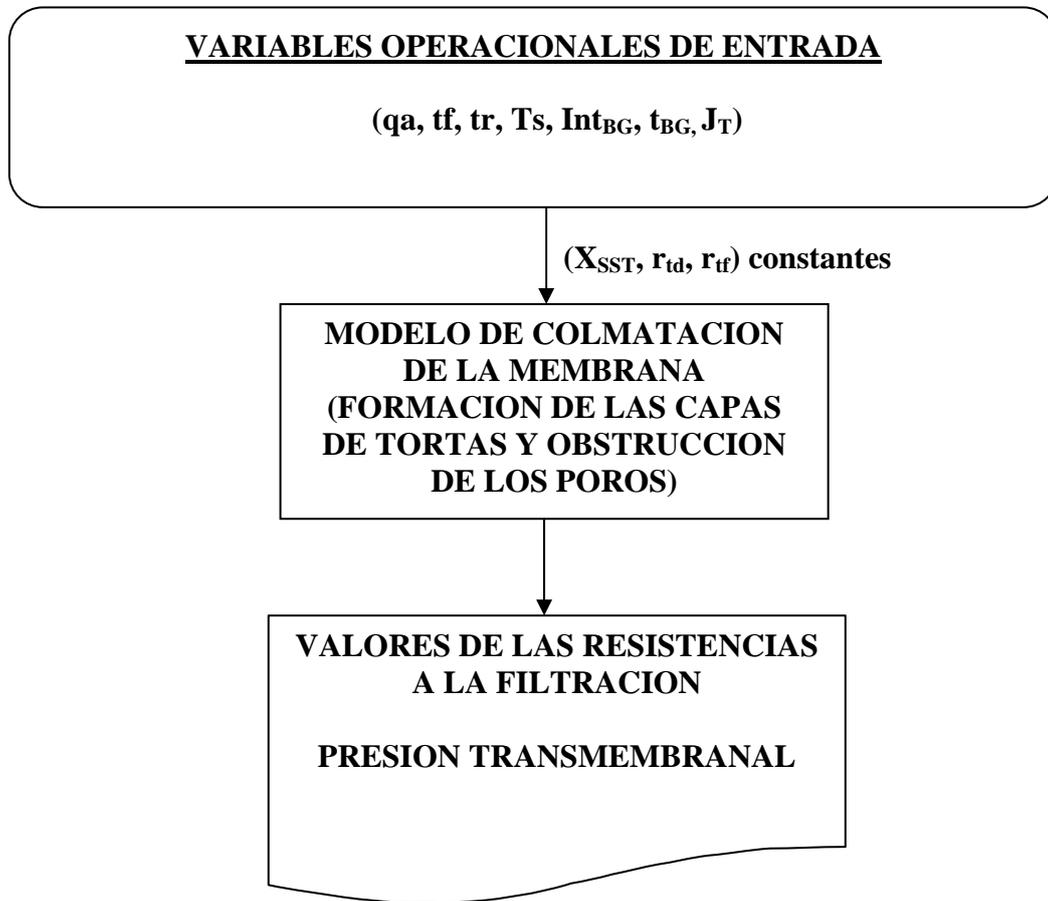


Figura A4-6 Ventana para la presentación del cálculo de las áreas bajo las curvas de VCO vs Tiempo.

ANEXOS

ANEXO 5 – Algoritmo global y código en el lenguaje de Berkeley Madonna correspondiente a la simulación con el modelo R, (esquema conceptual figura 11).



ANEXOS

ANEXO 5 (cont.) – Algoritmo global y código en el lenguaje de Berkeley Madonna correspondiente a la simulación con el modelo R, (esquema conceptual figura 11).

STARTTIME = 0

STOPTIME=12

DT = 1.1574074074074074074074074074074e-5

DTOUT=0.012

{DATOS DE ENTRADA RESUMIDOS }

XSST=8600; Concentración de sólidos suspendidos totales mg/L

Temp=13 ;Temperatura (°C)

Tipfr=16; Ciclo-Tiempo final del pulso de filtración tiempo inicial de parada (min)

Tfpfr=18; Ciclo-Tiempo final de parada tiempo inicial de la filtración (min)

TipGB=8; Ciclo-Tiempo inicial del pulso de burbujas gruesas (min)

TfpGB=10; Ciclo-Tiempo final del pulso de burbujas gruesas (min)

intA= 6; Intensidad de aireación (L/(m² s))

J_T=0.3; Caudal total (m³/(m² day)) Eq. (3)

{CONDICIONES HIDRAULICAS Y DE DISEÑO DEL BMS}

V=10.5; Volumen del Reactor [L]

Qdebitmet=(J₀*0.3)/0.024; [L/hr]

Qen=IF MOD(TIME, ((FCT)*Tfpfr)) <= ((FCT)*Tipfr) THEN Qdebitmet ELSE 0.001

Vpermeatacum=(Tipfr/Tfpfr)*STOPTIME*Qdebitmet*24

HRT=V/Qen

Qsa=V/HRT; (L/hr)

{Factor de conversión para simular en días}

FCT=1/1440

{PRESION TRANSMEMBRANAL}

INIT PTMbar=(miup*J₀)/(86400*1000)*(1/100)

NEXT PTMbar= IF PTMbar< (miup*J₀*Rtotal)/(86400*1000)*(1/100) THEN

(miup*J₀*Rtotal)/(86400*1000)*(1/100)

ELSE PTMbar

{RESISTENCIAS}

Rm[1..n]=1.2*10¹²

Vef[1..n]=if (cyclerelex=0) then J_i*(treal) ELSE Vef[i]

Rp[1..n]=RpResid+(crp*Vef[i])

{sumaRp=ARRAYSUM(Rp[*])}

Rsc[1..n]=crsc*Msc[i]

Rsf[1..n]=crsf*(Msf[i])

RtotalSecc[1..n]=Rp[i]+Rm[i]+Rsc[i]+Rsf[i]

DeltaRsecc[1..n]=(1/n)/RtotalSecc[i]

Rtotal=1/(ARRAYSUM(DeltaRsecc[*]))

ANEXOS

ANEXO 5 (cont.) – Algoritmo global y código en el lenguaje de Berkeley Madonna correspondiente a la simulación con el modelo R, (esquema conceptual figura 11).

{CICLOS DE FILTRACION - PARADA}

```
cyclefilt=IF MOD(TIME, ((FCT)*Tfpfr)) <= ((FCT)*Tipfr) THEN Qdebitmet ELSE 0
cyclerelex=IF MOD(TIME, ((FCT)*Tfpfr)) >= ((FCT)*Tipfr) THEN 1 ELSE 0
```

{TIEMPO REAL DE FUNCIONAMIENTO}

```
INIT conta=0
NEXT conta= if (cyclerelex=0) THEN conta+1 ELSE conta
treal=conta*DT
```

{FUERZAS DE CIZALLAMIENTO GENERADAS POR LAS BURBUJAS GRUESAS}

```
qa = IF MOD(TIME, ((FCT)*TfpGB)) >= ((FCT)*TipGB) THEN IntA ELSE 0
G=(((deltas*gr*qa*0.001)/mius)^0.5)*86400
{Gr=(0.1+(9/20)*(1+sin((2*i*(1/n)-(2/3))*PI)/(4/3))*G)}
Press=miup*sumaadh*J0
```

{VOLUMEN REAL DE FILTRACIÓN}

```
INIT contav=0
NEXT contav= If (cyclerelex=0) THEN contav+1 ELSE contav=0
Vfreal=contav*DT*Ji
```

{ADHESION NETA}

```
init Msf[1..n]=0.0000001
d/dt (Msf[1..85])=if (cyclefilt=Qdebitmet ) THEN (((24*C*Ji^2)/((24*Ji)+((Cd*dp)*(
((0.1+(9/20)*(1+sin((2*i*(1/n)-(2/3))*PI)/(4/3))*G)))))-(((beta*(1-Kst)*(
((0.1+(9/20)*(1+sin((2*i*(1/n)-
(2/3))*PI)/(4/3))*G))*Msf[i]*Msf[i])/((gamma*(Ji*time)*(time)*86400)+Msf[i]))) ELSE -
((beta*(1-Kst)*( ((0.1+(9/20)*(1+sin((2*i*(1/n)-(2/3))*PI)/(4/3))*G))*Msf[i]^2)/(((0.1*
gamma*(Ji*Tipfr*FCT)*Tipfr*60)+Msf[i])))
d/dt (Msf[86..128])=if (cyclefilt=Qdebitmet ) THEN
(((24*C*Ji^2)/((24*Ji)+((Cd*dp)*G)))-(((beta*(1-
Kst)*G*Msf[i]*Msf[i])/((gamma*(Ji*time)*(time)*86400)+Msf[i]))) ELSE -(((beta*(1-
Kst)*G*Msf[i]^2)/(((0.1* gamma*(Ji*Tipfr*FCT)*Tipfr*60)+Msf[i])))
sumaadh=ARRAYSUM(Msf[*])
```

ANEXOS

ANEXO 5 (cont.) – Algoritmo global y código en el lenguaje de Berkeley Madonna correspondiente a la simulación con el modelo R, (esquema conceptual figura 11).

{ACUMULATION Y FORMACION DE LA CAPA FIJA DE LA TORTA}

```
ActivAccum=IF (cycl relax=1 and qa=IntA) THEN 1 ELSE 0
INIT contaac=0
NEXT contaac= if (cycl relax=1 and qa=IntA) THEN contaac+1 ELSE 0
AccumDet[1..n]= IF (ActivAccum=1) and contaac=INT(((FCT)*(TfpGB-TipGB))/DT)-1
THEN Msf[i] ELSE 0
INIT Msc[1..n]=0
NEXT Msc[1..n]= IF (ActivAccum=1) and contaac=INT(((FCT)*(TfpGB-TipGB))/DT)-1
THEN (Msf[i]+Msc[i])
ELSE Msc[i]
PTMkpa=PTMbar*100
```

{ESTIMACION DE LAS PROPIEDADES DEL LODO Y DEL FILTRADO}

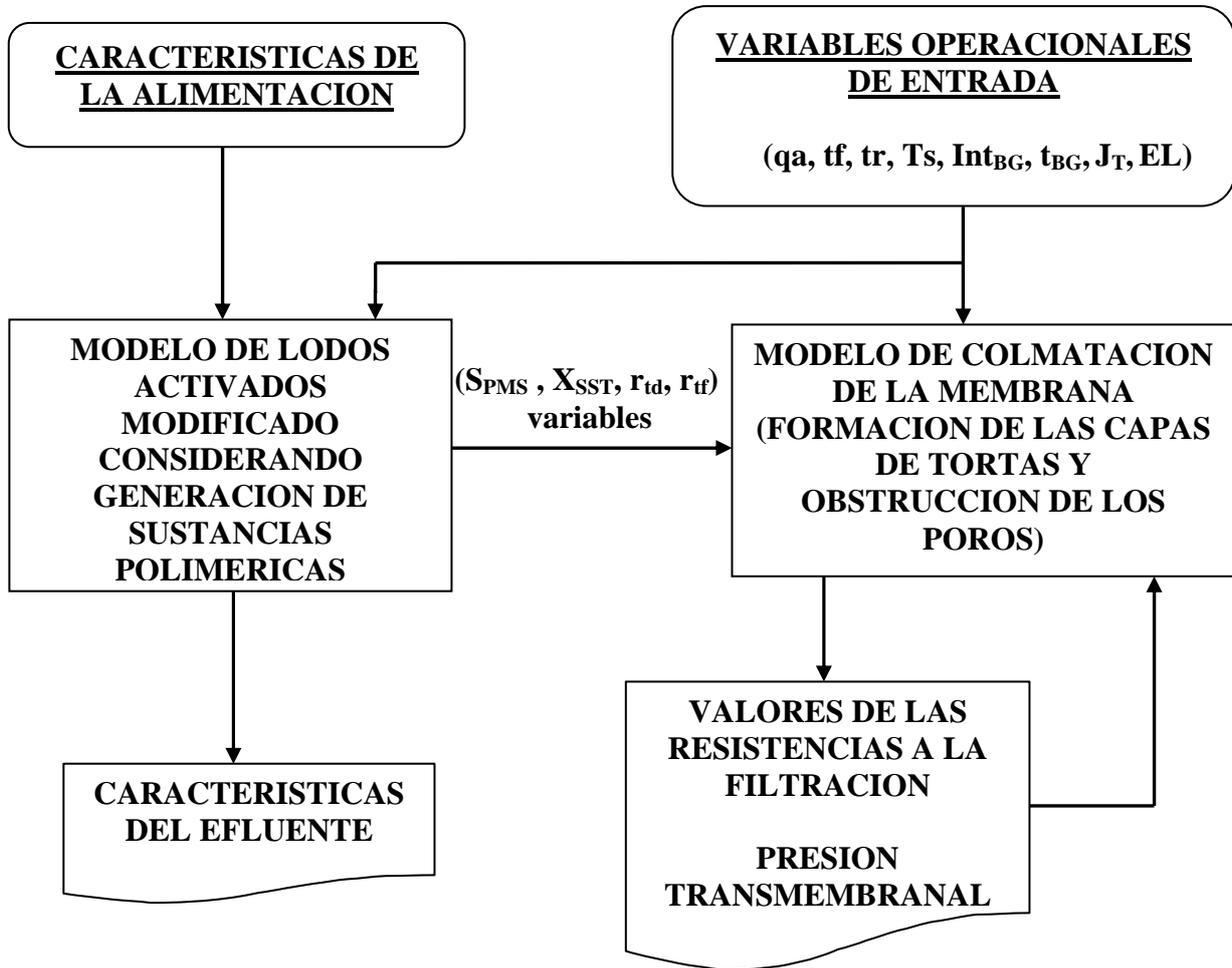
```
deltas= 0.99959*EXP(0.0004397*XSST) ;densidad del lodo (kg/m3)
miup=0.001*1.78*EXP(-0.041*(Temp)*0.875) ;viscosidad del filtrado (Pa s)
miuw= 0.001*1.78*EXP(-0.041*(Temp)*0.875) ; viscosidad del agua (Pa s)
mius= miuw*1.05*2.718^(0.08*XSST*0.001) , viscosidad del lodo
```

{PARAMETROS Y COEFICIENTES USADOS EN LA MODELACION Y SIMULACION}

```
Debitf=Qen ; Flujo de filtración l/h
C=XSST /1000; Concentración del lodo (g/l, kg/m3)
Cd=0.04; (24/Re)+(3/(Re^0.5))+0.34; Cd , Coeficiente de arrastre
dp=0.001;Tamaño de particular (m)
gr= 9.81; Constante gravitacional (m/s2)
Ji=JT/n ; Flujo local de filtración a través de la sección ith de la membrana
(m3/(m2 día))
n= 128 ; Número total de secciones de la superficie de la membrana
crp= 3.0*1011 ;Resistencia específica de obstrucción de los poros en términos
de volumen filtrado (m-2)
crsf= 6.0*1013 ; Resistencia específica de la torta dinámica(m/kg)
crsc= 6.0*1013 ; Resistencia específica de la torta fija (m/kg)
Vf= Ji*time; producción de agua entre un período de filtración de un ciclo de
operación (m3/m2)
Kst= 0.67 ; Coeficiente de adhesión entre partículas del lodo
alfams= 0.2*Kst ;Adhesión entre el lodo y las paredes de la membrana
beta= 0.00035 ;Coeficiente de erosión de las capas de lodo
gamma= 0.000025 ;Coeficiente de compresión de la torta de lodo (kg/(m3 s))
deltaespsi=0.0078125 ;Sección de la membrana
RpResid=1*1012; resistencia residual después del lavado químico de la membrana
```

ANEXOS

ANEXO 6 – Algoritmo global y código en el lenguaje de Berkeley Madonna correspondiente a la simulación con el modelo I, (esquema conceptual figura 12).



ANEXOS

ANEXO 6 (cont.) – Algoritmo global y código en el lenguaje de Berkeley Madonna correspondiente a la simulación con el modelo I, (esquema conceptual figura 12).

STARTTIME = 0
STOPTIME=12
DT = 1.1574074074074074074074074074074e-5
DTOUT=0.012

{INICIADORES DE LAS DERIVADAS}

INIT (SO2) = 10
INIT (SS) =100
INIT (SI) = 10
INIT (SPMS) =70
INIT (XI) = 10
INIT (XS) = 10
INIT (XH) = 750
INIT (XSST) =7500

{DATOS DE ENTRADA RESUMIDOS }
{VARIABLES DE OPERACION}

Temp=13 ;Temperatura (°C)
Tipfr=16; Ciclo-Tiempo final del pulso de filtración tiempo inicial de parada (min)
Tfpfr=18; Ciclo-Tiempo final de parada tiempo inicial de la filtración (min)
TipGB=8; Ciclo-Tiempo inicial del pulso de burbujas gruesas (min)
TfpGB=10; Ciclo-Tiempo final del pulso de burbujas gruesas (min)
intA= 6; Intensidad de aireación (L/(m² s))
JT=0.3; Caudal total (m³/(m² day)) Eq. (3)
SRT=30*24; Edad del Lodo [hr]

{CONCENTRACIONES EN LAS CORRIENTES DE ENTRADA}

ISO2=0
ISS=230
ISI=30
IPMS=60
IXI=55
IXS=70
IXH=10
IXSST=35

{ECUACIONES DE VELOCIDADES DE LOS PROCESOS}

Vhid = Khid*XH*(SO2/(KO2hid+SO2))*((XS/XH)/(KX+(XS/XH)))
VCABSS = miuH*XH*(SO2/(KO2H+SO2))*(SS/(KS+SS))
VCABPMS = miuPMS*XH*(SO2/(KO2H+SO2))*(SPMS/(KPMS+SPMS))
LisH = bH*XH
LisPPMS = bHPMS*XH
Air = Kla*(SO2sat-SO2)

ANEXOS

ANEXO 6 (cont.) – Algoritmo global y código en el lenguaje de Berkeley Madonna correspondiente a la simulación con el modelo I, (esquema conceptual figura 12).

{ECUACIONES DESARROLLADAS DE LAS DERIVADAS}

$$d/dt (SO2) = (((Qen*ISO2 - ((Qsa+Qpu)*SO2))/V) + ((1 - (1/YH))*VCABSS) + ((1 - (1/YPMS))*VCABPMS) + Air)*24$$

$$d/dt (SS) = (((Qen*ISS - ((Qsa+Qpu)*SS))/V) + ((1 - fSI)*Vhid) - ((1/YH)*VCABSS))*24$$

$$d/dt (SI) = (((Qen*ISI - ((Qsa+Qpu)*SI))/V) + (fSI*Vhid) + (fBI*LisPPMS))*24$$

$$d/dt (SPMS) = (((Qen*IPMS - ((fm*Qsa) + Qpu)*SPMS))/V) + Vhid + (gammaPMSH*VCABSS) + ((gammaPMSH - (1/YPMS))*VCABPMS) + ((1 - fBI)*LisPPMS))*24$$

$$d/dt (XI) = (((Qen*IXI - (Qpu*XI))/V) + (fXI*LisH))*24$$

$$d/dt (XS) = (((Qen*IXS - (Qpu*XS))/V) - Vhid + ((1 - fXI)*LisH))*24$$

$$d/dt (XH) = (((Qen*IXH - (Qpu*XH))/V) + VCABSS + VCABPMS - LisH - LisPPMS))*24$$

$$\{d/dt (XSST) = ((Qen*IXSST - (Qpu*XSST))/V) - (iSSTXS*Vhid) + (iSSTBM*VCABSS) + (iSSTBM*VCABPMS) + (fXI*iSSTXI + ((1 - fXI)*iSSTXS) - iSSTBM)*(LisH + LisPPMS)\}$$

$$\{d/dt (XSST) = ((Qen*IXSST - (Qpu*XSST))/V) - (iSSTXS*Vhid) + (iSSTBM*VCABSS) + (iSSTBM*VCABPMS) + ((fXI*iSSTXI + (1 - fXI)*iSSTXS - iSSTBM)*(LisH) - (iSSTBM*LisPPMS))\}$$

$$C1 = -iSSTXS;$$

$$C2 = iSSTBM;$$

$$C3 = fXI*iSSTXI + (1 - fXI)*iSSTXS - iSSTBM;$$

$$C4 = -iSSTBM;$$

$$r1 = Vhid;$$

$$r2 = VCABSS;$$

$$r3 = VCABPMS;$$

$$r4 = LisH ;$$

$$r5 = LisPPMS;$$

$$d/dt (XSST) = (((Qen*IXSST - (Qpu*XSST))/V) + C1*r1 + C2*(r2+r3) + C3*r4 + C4*r5)*24;$$

$$relPMSMES = SPMS/XSST;$$

$$DQOsal = SS + SI$$

ANEXOS

ANEXO 6 (cont.) – Algoritmo global y código en el lenguaje de Berkeley Madonna correspondiente a la simulación con el modelo I, (esquema conceptual figura 12).

{CONSTANTES}

{SST}

iSSTXI =0.75

iSSTXS=0.75

iSSTBM=1.24

{PARÁMETROS ESTEQUIOMÉTRICOS}

{Hidrólisis}

fSI=0.0

{Biomasa Heterótrofa}

Yh=0.67

YPMS=0.5

fXI=0.1

fBI=0.05

{PARÁMETROS CINÉTICOS}

{Hidrólisis}

Khid=2.5/24

KO2hid =0.2

KX=0.03

{Biomasa Heterótrofa}

miuH=5/24

miuPMS=0.7/24

bH=0.5/24

bHPMS=0.4/24

KO2H=0.2

KS=20

KPMS=30

gammaPMSH =0.38

{TRANSFERENCIA DE OXIGENO}

SO2sat=10

Kla=120/24

fm=0.7

{CONDICIONES HIDRAULICAS Y DE DISEÑO DEL BRM}

V=10; Volumen del Reactor [L]

Qdebitmet=(J0*0.3)/0.024; [L/hr]

Qen=IF MOD(TIME, ((FCT)*Tfpfr)) <= ((FCT)*Tipfr) THEN Qdebitmet ELSE 0.001

Vpermeatacum=(Tipfr/Tfpfr)*STOPTIME*Qdebitmet*24

HRT=V/Qen

Qsa=V/HRT; (L/hr)

Qpu=V/SRT; Flujo de purga (L/hr)

ANEXOS

ANEXO 6 (cont.) – Algoritmo global y código en el lenguaje de Berkeley Madonna correspondiente a la simulación con el modelo I, (esquema conceptual figura 12).

{Factor de conversión para simular en días}
FCT=1/1440

{PRESION TRANSMEMBRANAL}

```
{PTMbar=IF (cyclerelex=0) THEN (miup*J0*Rtotal)/(86400*1000)*(1/100) ELSE 0
;Bar}
{ActivPress=IF (cyclerelex=0 ) THEN 1 ELSE 0}
{INIT contapr=0}
{NEXT contapr= if (cyclerelex=0) THEN contapr+1 ELSE 0}
{INIT PTMbarcomp=(miup*J0*Rtotal)/(86400*1000)*(1/100)}
{NEXT PTMbarcomp= IF (ActivPress=1) and contapr=INT(((FCT)*(Tfpfr-Tipfr))/DT)-1
THEN (miup*J0*Rtotal)/(86400*1000)*(1/100) ELSE }{PTMbar}
{INIT PTMbar=(miup*J0*Rtotal)/(86400*1000)*(1/100)}
{NEXT PTMbar= IF PTMbar< PTMbarcomp THEN PTMbarcomp ELSE PTMbar}
```

```
INIT PTMbar=(miup*J0)/(86400*1000)*(1/100)
NEXT PTMbar= IF PTMbar< (miup*J0*Rtotal)/(86400*1000)*(1/100) THEN
(miup*J0*Rtotal)/(86400*1000)*(1/100)
ELSE PTMbar
```

{RESISTENCIAS}

```
Rm[1..n]=1.2*10^12
{Convrt = conveyor(time, (Tfpfr-Tipfr), 1)}
{tfilredemarr=if (cyclerelex=0) THEN time ELSE time=time-(Tfpfr-Tipfr)}
{DeltaT[i]=if (cyclerelex=0) THEN DT ELSE 0}
Vef[1..n]=if (cyclerelex=0) then Ji*(treal) ELSE Vef[i]
Rp[1..n]=RpResid+(crp*Vef[i])
{sumaRp=ARRAYSUM(Rp[*])}
Rsc[1..n]=crsc*Msc[i]
Rsf[1..n]=crsf*(Msf[i])
{sumaRsf =ARRAYSUM(Rsf[*])}
RtotalSecc[1..n]=Rp[i]+Rm[i]+Rsc[i]+Rsf[i]
DeltaRsecc[1..n]=(1/n)/RtotalSecc[i]
Rtotal=1/(ARRAYSUM(DeltaRsecc[*]))
```

{ESTIMACION DE LAS PROPIEDADES DEL LODO Y DEL FILTRADO}

```
deltas= 0.99959*EXP(0.0004397*XSST) ;densidad del lodo (kg/m3)
miup=0.001*1.78*EXP(-0.041*(Temp)*0.875) ;viscosidad del filtrado (Pa s)
miuw= 0.001*1.78*EXP(-0.041*(Temp)*0.875) ; viscosidad del agua (Pa s)
mius= miuw*1.05*2.718^(0.08*XSST*0.001) , viscosidad del lodo
```

ANEXOS

ANEXO 6 (cont.) – Algoritmo global y código en el lenguaje de Berkeley Madonna correspondiente a la simulación con el modelo I, (esquema conceptual figura 12).

{CICLOS FILTRACION - PARADA}

```
cyclefilt=IF MOD(TIME, ((FCT)*Tfpfr)) <= ((FCT)*Tipfr) THEN Qdebitmet ELSE 0
cyclerelex=IF MOD(TIME, ((FCT)*Tfpfr)) >= ((FCT)*Tipfr) THEN 1 ELSE 0
{cyclerelex=IF (time>=0.1) THEN MOD(TIME, ((FCT)*10)) >= ((FCT)*6)= 0 ELSE IF
MOD(TIME, ((FCT)*6)) >= ((FCT)*3) THEN 4 ELSE 0}
```

{TIEMPO REAL DE FUNCIONAMIENTO}

```
INIT conta=0
NEXT conta= if (cyclerelex=0) THEN conta+1 ELSE conta
treal=conta*DT
```

{FUERZAS DE CIZALLAMIENTO GENERADAS POR LAS BURBUJAS GRUESAS}

```
qa = IF MOD(TIME, ((FCT)*TfpGB)) >= ((FCT)*TipGB) THEN IntA ELSE 0
G=(((deltas*gr*qa*0.001)/mius)^0.5)*86400
{Gr=(0.1+(9/20)*(1+sin((2*i*(1/n)-(2/3))*PI)/(4/3))*G)}
mius= miuw*1.05*2.718^(0.08*XSST*0.001)
Press=miup*sumaadh*J0
```

{VOLUMEN REAL DE FILTRACION}

```
INIT contav=0
NEXT contav= If (cyclerelex=0) THEN contav+1 ELSE contav=0
Vfreal=contav*DT*Ji
```

{ADHESION NETA}

```
init Msf[1..n]=0.0000001
d/dt (Msf[1..85])=if (cyclefilt=Qdebitmet ) THEN ((24*C*Ji^2)/((24*Ji)+((Cd*dp)*(
((0.1+(9/20)*(1+sin((2*i*(1/n)-(2/3))*PI)/(4/3))*G)))))-(((beta*(1-alfa)*(
((0.1+(9/20)*(1+sin((2*i*(1/n)-
(2/3))*PI)/(4/3))*G))*Msf[i]*Msf[i])/((ganma*(Ji*time)*(time)*86400)+Msf[i])) ELSE -
((beta*(1-alfa)*( ((0.1+(9/20)*(1+sin((2*i*(1/n)-(2/3))*PI)/(4/3))*G))*Msf[i]^2)/(((0.1*
ganma*(Ji*Tipfr*FCT)*Tipfr*60)+Msf[i])))
d/dt (Msf[86..128])=if (cyclefilt=Qdebitmet ) THEN
((24*C*Ji^2)/((24*Ji)+((Cd*dp)*G)))-(((beta*(1-
alfa)*G*Msf[i]*Msf[i])/((ganma*(Ji*time)*(time)*86400)+Msf[i])) ELSE -((beta*(1-
alfa)*G*Msf[i]^2)/(((0.1* ganma*(Ji*Tipfr*FCT)*Tipfr*60)+Msf[i])))
sumaadh=ARRAYSUM(Msf[*])
{d/dt (Msf[1..n])=((24*C*Ji*Ji)/(24*Ji+((4*10^-6)*G))-((beta*(1-alfa)*G*Msf[i]^2)/((
ganma*Vf*Tipfr)+Msf[i]))}
sumaadh=ARRAYSUM(Msf[*])
```

ANEXOS

ANEXO 6 (cont.) – Algoritmo global y código en el lenguaje de Berkeley Madonna correspondiente a la simulación con el modelo I, (esquema conceptual figura 12).

```
{ACUMULATION Y FORMACION DE LA CAPA FIJA DE LA TORTA}
ActivAccum=IF (cyclerelex=1 and qa=IntA) THEN 1 ELSE 0
INIT contaac=0
NEXT contaac= if (cyclerelex=1 and qa=IntA) THEN contaac+1 ELSE 0
AccumDet[1..n]= IF (ActivAccum=1) and contaac=INT(((FCT)*(TfpGB-TipGB))/DT)-1
THEN Msf[i] ELSE 0
INIT Msc[1..n]=0
NEXT Msc[1..n]= IF (ActivAccum=1) and contaac=INT(((FCT)*(TfpGB-TipGB))/DT)-1
THEN (Msf[i]+Msc[i])
ELSE Msc[i]
```

```
{ESTIMACION DE LAS RESISTENCIAS ESPECÍFICAS DE LA TORTA}
```

```
PTMpsi=PTMbar*14.5037738
PTMkpa=PTMbar*100
SPEenl=SPMS/(XSST*0.8)*1000; %mgSPE/gVSS
alphavariabile=(PTMpsi*6896.55)/(0.001003^2)*(alpa+alpb*(1-exp(-
alpc*(SPEenl/1000)))^alpd);
alpa=1156.2
alpb=1.36*10^4
alpc=172.4
alpd=150.9
```

```
{PARAMETERS AND COEFFICIENTS USED IN THE MODELLING AND
SIMULATIONS}
```

```
Debitf=Qen ; Flujo de filtración l/h
C=XSST /1000; Concentración del lodo (g/l, kg/m3)
Cd=0.04; (24/Re)+(3/(Re^0.5))+0.34; Cd , Coeficiente de arrastre
dp=0.001;Tamaño de particular (m)
gr= 9.81; Constante gravitacional (m/s2)
Ji=JT/n ; Flujo local de filtración a través de la sección ith de la membrana
(m3/(m2 día))
n= 128 ; Número total de secciones de la superficie de la membrana
crp= 3.0*10^11 ;Resistencia específica de obstrucción de los poros en términos
de volumen filtrado (m-2)
crsf=alphavariabile ; Resistencia específica de la torta dinámica(m/kg)
crsc=alphavariabile ; Resistencia específica de la torta fija(m/kg)
Vf= Ji*time ; producción de agua entre un período de filtración de un ciclo de
operación (m3/m2)
Kst= 0.67 ; Coeficiente de adhesión entre partículas del lodo
alfams= 0.2*alfa ; Adhesión entre el lodo y las paredes de la membrana
beta= 0.00035 ; Coeficiente de erosión de las capas de lodo
gamma= 0.000025 ; Coeficiente de compresión de la torta de lodo (kg/(m3 s))
deltaespsi=0.0078125 ; Sección de la membrana
RpResid=1*10^12 ; resistencia residual después del lavado químico de la membrana
```

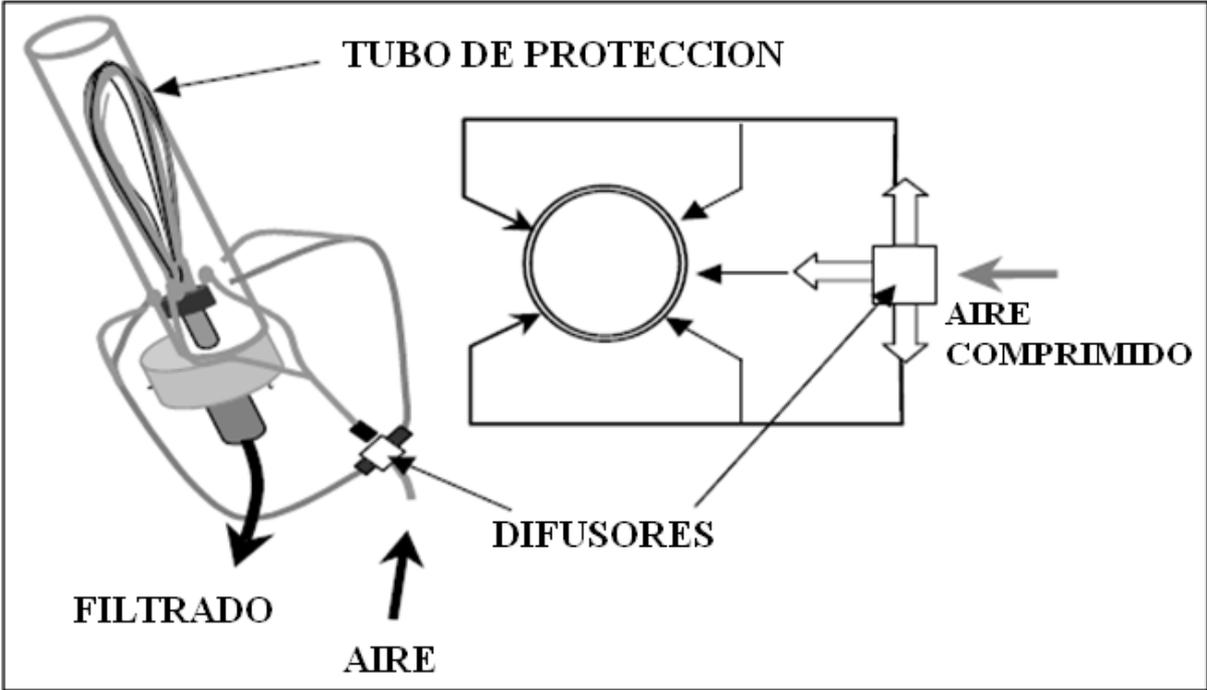
ANEXOS

ANEXO 7– Matriz de los experimentos empleada en la optimización *in-silico* para los experimentos OPT-1 y OPT-2

	Factor 1	Factor 2	Factor 3	Factor 4	Factor 5
Corridas	tf	tr	t_{BG}	Int_{BG}	EL
Unidades	min	min	min	min	dia
1	10.5	5	3	10	20
2	5	2	1	4	20
3	5	2	3	10	45
4	16	5	2	4	20
5	5	2	3	4	70
6	5	2	1	4	70
7	16	5	3	10	70
8	16	5	3	4	70
9	16	5	1	10	20
10	16	2	1	10	70
11	16	2	1	4	20
12	5	2	3	4	20
13	16	2	2	10	20
14	15	2	3	4	70
15	10.5	3.5	1	7	45
16	5	5	2	10	70
17	10.5	5	1	4	70
18	16	3.5	1	4	70
19	16	2	3	7	20
20	5	5	1	4	20
21	10.5	2	3	10	70
22	5	5	1	10	20
23	5	2	1	10	20
24	16	3.5	3	4	20
25	5	5	3	4	70
26	5	5	3	4	20

ANEXOS

ANEXO 8- Características del módulo de membrana instalado en el BMS experimental.

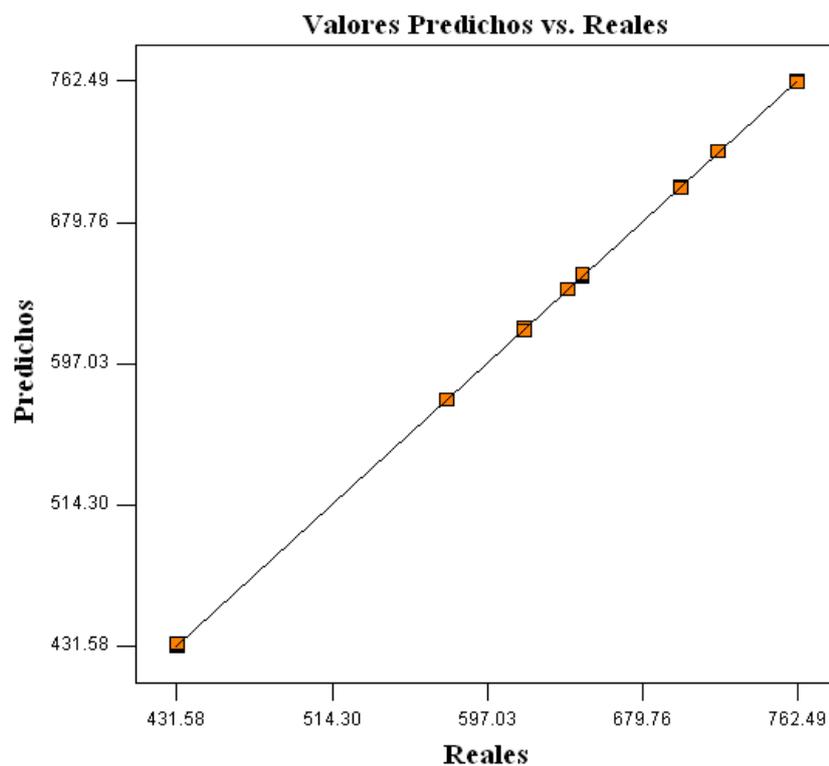
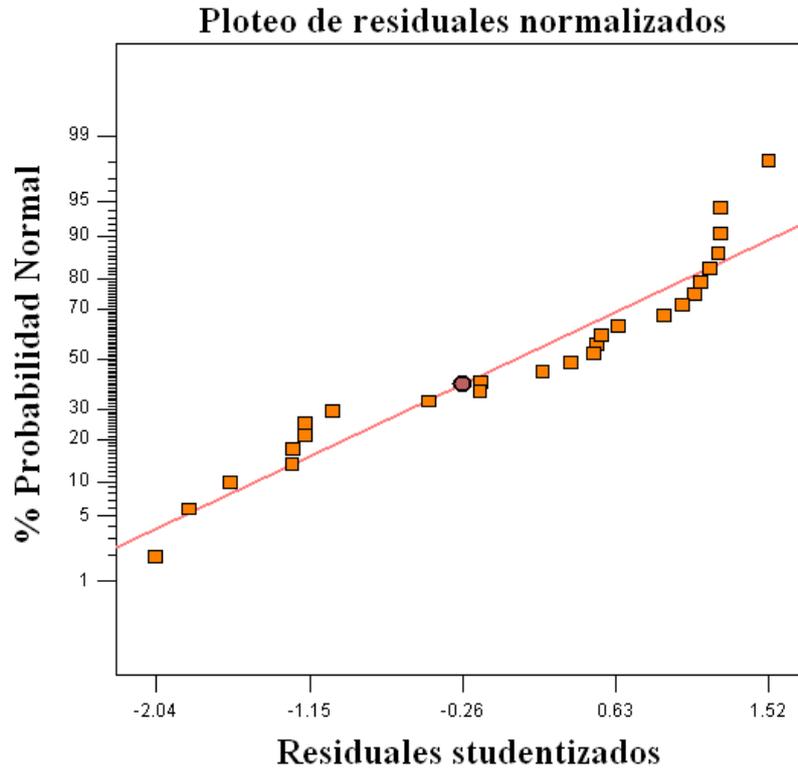


ANEXO 9 – Resumen estadístico de los modelos obtenidos mediante el diseño de experimentos para la simulación para OPT-1

Modelo de ajuste obtenido para la estimación del volumen de filtrado

$$VF = 645.9302 + 32.33401 * tf - 94.63301 * tr - 1.1114 * tf^2 + 3.1435 * tr^2 + 2.1134 * tf * tr$$

Desviación estándar = 1.24, R^2 ajustada = 0.9999



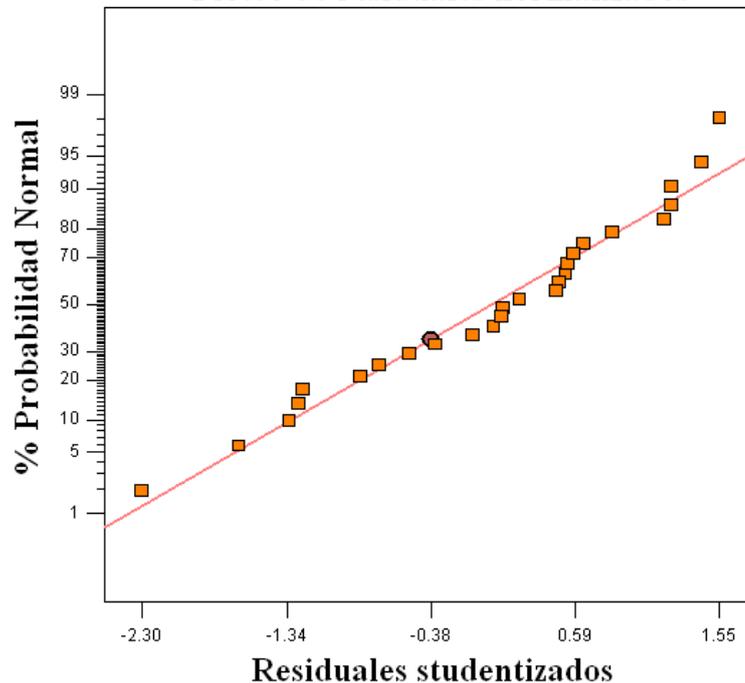
ANEXO 9 (continuación) – Resumen estadístico de los modelos obtenidos mediante el diseño de experimentos para la simulación para OPT-1

Modelo de ajuste obtenido para la estimación del consumo de energía

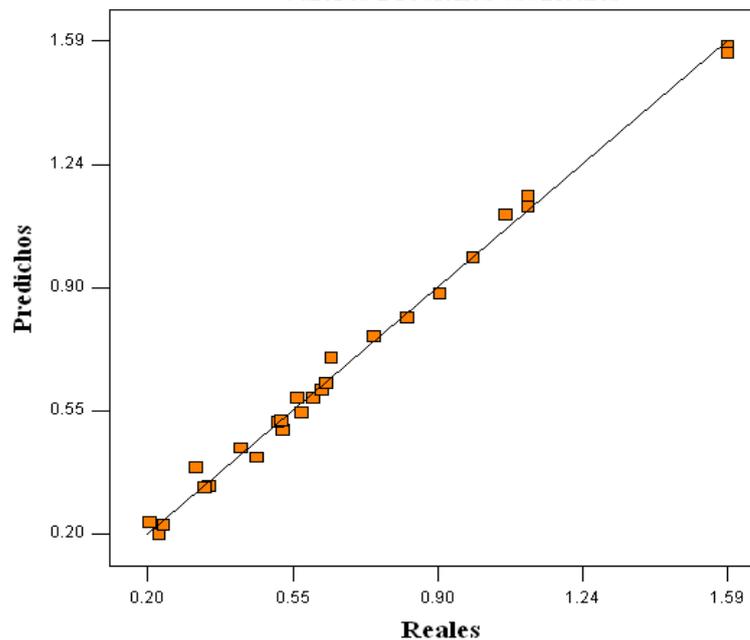
$$\begin{aligned} CE = & 0.16517 + 6.41073 \times 10^3 * tf + 0.10351 * tr + 0.35890 * tBG - 0.021997 * IntBG \\ & - 8.78543 \times 10^{-4} * EL - 5.23165 \times 10^{-3} * tf * tr - 8.87051 \times 10^{-3} * tf * tBG + \\ & 1.77246 \times 10^{-3} * tf * IntBG - 5.26045 \times 10^{-5} * tf * EL + 0.032338 * tr * tBG - \\ & 7.25548 \times 10^{-3} * tr * IntBG - 0.022398 * tBG * IntBG \end{aligned}$$

Desviación estándar = 0.047, R^2 ajustada = 0.9845

Ploteo de residuales normalizados



Valores Predichos vs. Reales



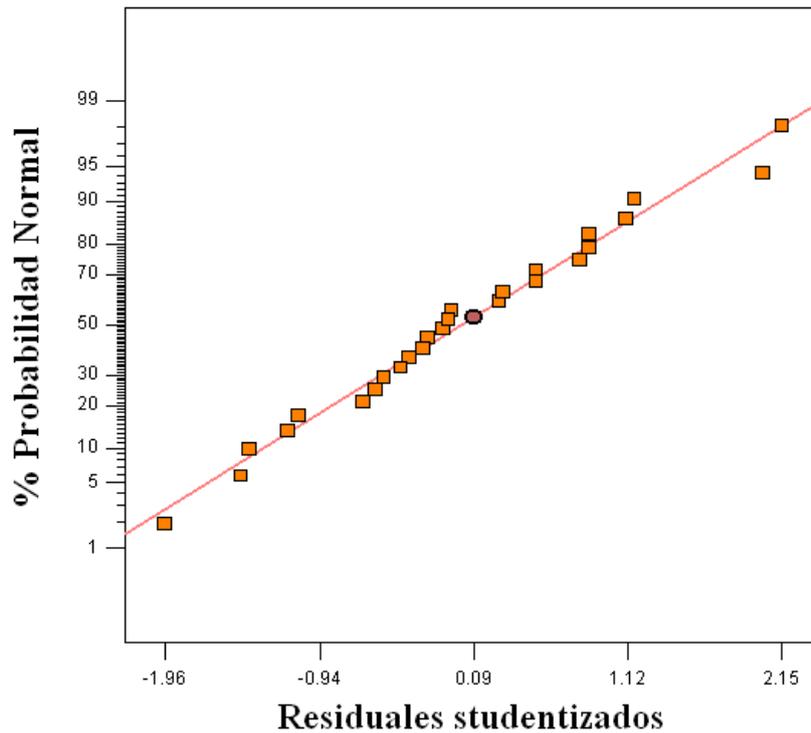
ANEXO 9 (continuación) – Resumen estadístico de los modelos obtenidos mediante el diseño de experimentos para la simulación para OPT-1

Modelo de ajuste obtenido para la estimación de la PTM

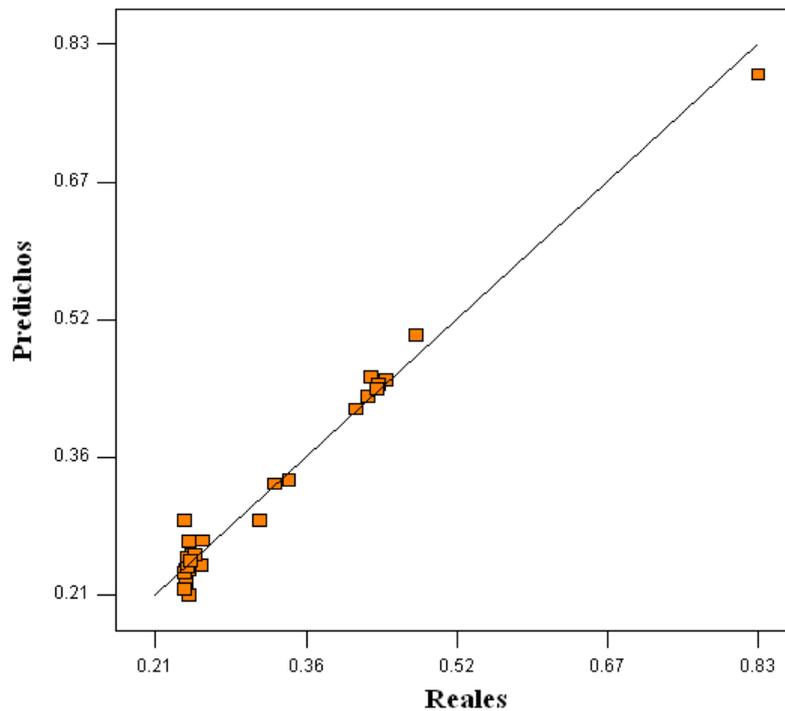
$$PTM = 0.46289 + 5.11463 \times 10^{-3} * tf - 0.018643 * tr - 0.10708 * tBG + 4.61599 \times 10^{-3} * IntBG + 1.47659 \times 10^{-3} * EL$$

Desviación estándar = 0.047, R^2 ajustada = 0.9793

Ploteo de residuales normalizados



Valores Predichos vs. Reales

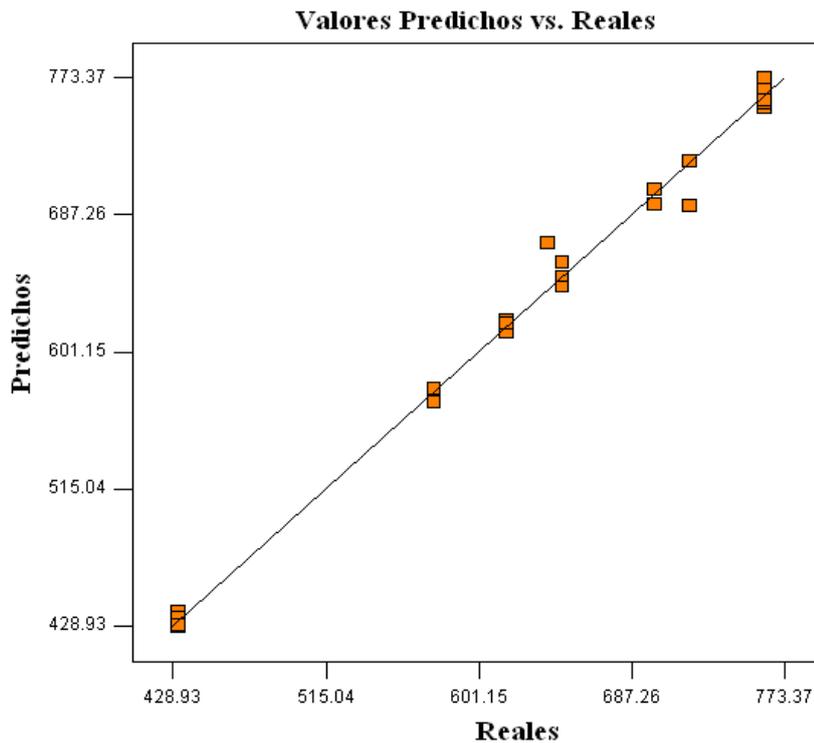
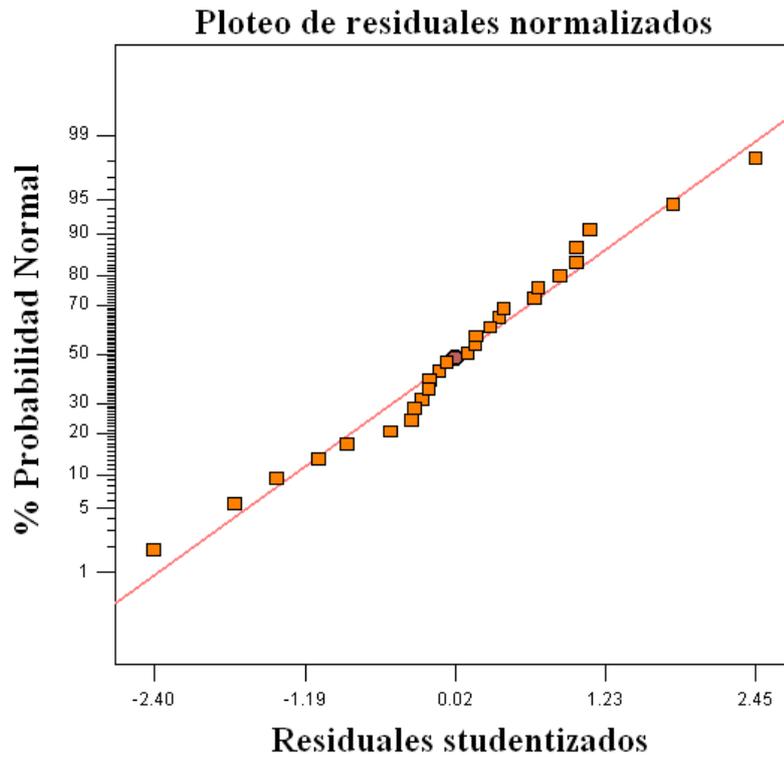


ANEXO 10 – Resumen estadístico de los modelos obtenidos mediante el diseño de experimentos para la simulación para OPT-2

Modelo de ajuste obtenido para la estimación del volumen de filtrado

$$VF = 476.14683 + 35.65161 * tf - 72.76103 * tr - 1.36868 * tf^2 + 2.16011 * tf * tr$$

Desviación estándar = 18.97, R^2 ajustada = 0.9705



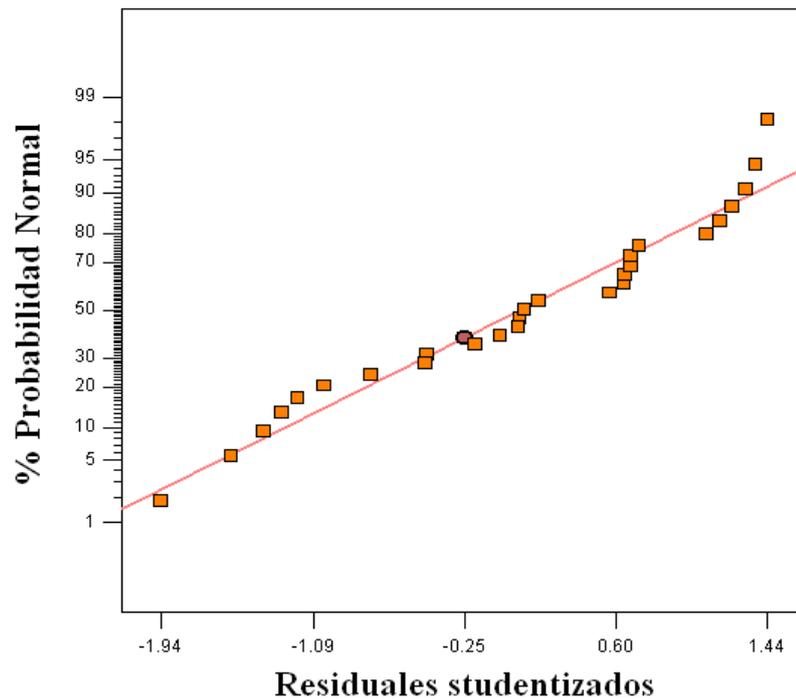
ANEXO 10 (continuación) – Resumen estadístico de los modelos obtenidos mediante el diseño de experimentos para la simulación para OPT-2

Modelo de ajuste obtenido para la estimación del consumo de energía

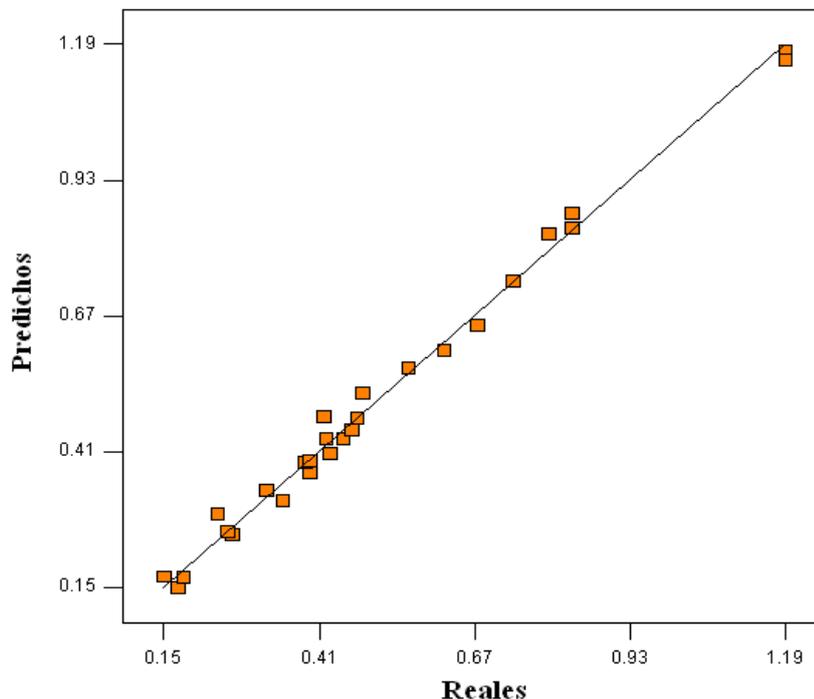
$$CE = 0.12440 + 5.16302 \times 10^{-3} * tf + 0.079025 * tr + 0.26670 * tBG - 0.016928 * IntBG - 4.11952 \times 10^{-3} * tf * tr - 6.46646 \times 10^{-3} * tf * tBG + 1.27975 \times 10^{-3} * tf * IntBG + 0.023735 * tr * tBG - 5.16501 \times 10^{-3} * tr * IntBG - 7.37030 \times 10^{-5} * tr * EL$$

Desviación estándar = 0.038, R² ajustada = 0.9919

Ploteo de residuales normalizados



Valores Predichos vs. Reales



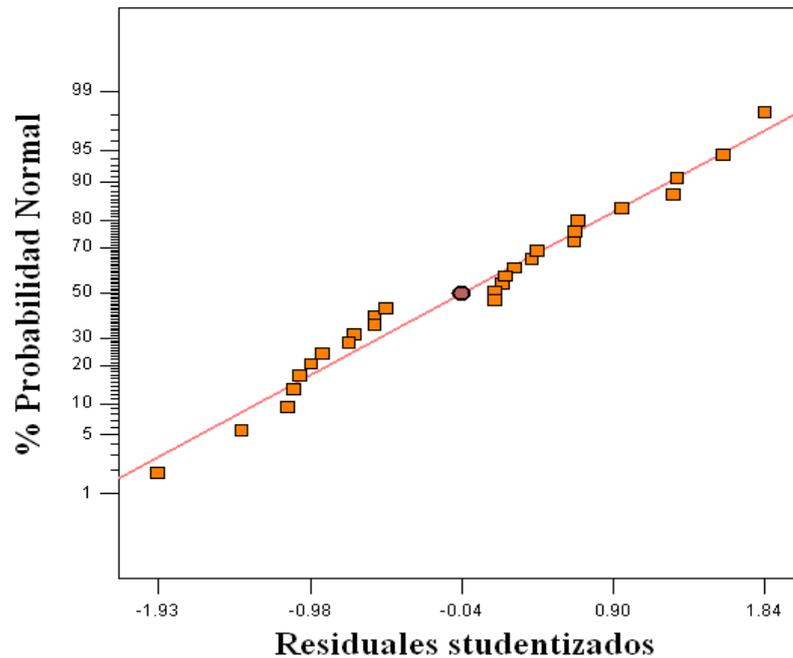
ANEXO 10 (continuación) – Resumen estadístico de los modelos obtenidos mediante el diseño de experimentos para la simulación para OPT-2

Modelo de ajuste obtenido para la estimación de la PTM

$$\begin{aligned}
 \text{PTM} = & 0.70196 + 8.34241 \times 10^{-3} * \text{tf} - 0.066906 * \text{tr} - 0.30254 * \text{tBG} - 5.17977 \times 10^{-3} \\
 & * \text{IntBG} + 1.81480 \times 10^{-3} * \text{EL} + 6.72684 \times 10^{-3} * \text{tr}^2 + 0.061837 * \text{tBG}^2 - 9.36698 \\
 & \times 10^{-4} * \text{tf} * \text{tBG} - 2.78288 \times 10^{-5} * \text{tf} * \text{IntBG} + 6.50621 \times 10^{-3} * \text{tr} * \text{tBG} - \\
 & 7.54695 \times 10^{-5} * \text{tr} * \text{IntBG} + 2.89662 \times 10^{-6} * \text{tr} * \text{EL}
 \end{aligned}$$

Desviación estándar = 5.62×10^{-3} , R^2 ajustada = 0.9986

Ploteo de residuales normalizados



Valores Predichos vs. Reales

