

## Modelación y optimización de biorreactores con membranas para el tratamiento de aguas residuales

**Yusmel González-Hernández, Alain Zarragoitia-González, Ulises Jáuregui-Haza, Marion Alliet\*, Claire Albasi\***

Facultad de Medio Ambiente, Instituto Superior de Tecnologías y Ciencias Aplicadas (INSTEC), Ave. Salvador Allende y Luaces, Plaza, La Habana, Cuba. Laboratoire de Génie Chimique, UMR - CNRS 5503, BP 84234; Campus INP-ENSIACET; 4 allée Emile Monso; 31432 Toulouse cedex 4, France. *ulises@instec.cu*

Recibido: 5 de marzo de 2013.

Aceptado: 13 de diciembre de 2013.

Palabras clave: *biorreactor con membranas, aguas residuales, modelación, optimización.*

Key words: *membrane bioreactor, wastewater, modelling, optimization.*

**RESUMEN.** El uso de los biorreactores con membranas (BRM) ha ganado un espacio importante en el tratamiento de aguas residuales urbanas e industriales en los últimos años, debido fundamentalmente a las ventajas que ofrecen sobre los procesos convencionales tales como: mayor calidad del agua, menor impacto ambiental y un mejor control de los procesos. En el presente trabajo se realiza un análisis de la evolución de la modelación de estos sistemas tan complejos, en el que se muestra el gran avance que se ha podido alcanzar en los últimos años en la modelación tanto del sistema biológico como del sistema de filtración. Se destaca, la importancia de la Dinámica Computacional de Fluidos en el estudio del funcionamiento de estos sistemas, específicamente, en el estudio del proceso de colmatación de la membrana. Se explica, además, la tendencia actual al empleo de modelos que integran los procesos de degradación biológica con la hidrodinámica y los de filtración con membranas, con lo que se logra una descripción más fenomenológica del funcionamiento de los BRM. Por último, se resalta la importancia de los modelos integrados en la optimización de su funcionamiento mediante su implementación a través de herramientas computacionales, lo que permite realizar estudios con un considerable ahorro de recursos y de tiempo.

**ABSTRACT.** The use of the membrane bioreactors (MBR) has gained an important place in the treatment of urban and industrial wastewater in the last years, due mainly to their advantages over conventional processes of wastewater treatment, such as: higher quality of treated water, less environmental impact if compare with other processes, and better process control. In this work, an analysis of the modelling evolution of such complex systems is presented. The advances in last years in modeling biological and filtration systems in MBR are discussed. The importance of Computational Fluids Dynamics in the study of systems functioning, specifically in the modelling of membrane fouling process is underlined. The current trend to use models that integrate biological degradation with the hydrodynamic and membrane filtration process, achieving a more phenomenological description of the MBR functioning is explained. Finally, the importance of integrated models in the optimization of the MBR functioning with a considerable saving of resources and time is described.

### INTRODUCCION

El uso de los biorreactores con membrana (BRM) para el tratamiento de aguas residuales urbanas e industriales ha ganado un espacio importante en los últimos años.<sup>1</sup> Su mercado crece a una impresionante tasa de 10,9 % por año<sup>2</sup> y se espera que ascienda a más de 488 millones de dólares americanos para el 2013, con un marcado aumento en regiones como Europa y China.<sup>3-6</sup> Esta tecnología ha mostrado múltiples ventajas en varios campos de aplicación y con varias fuentes de residuales, incluidos los considerados recalcitrantes para las tecnologías convencionales de tratamiento biológico de residuos. Entre las ventajas de los BRM se encuentran el alto grado de compactación de las plantas; la elevada calidad del efluente, lo que posibilita la reutilización del agua; el control independiente del tiempo de retención hidráulico y del tiempo de retención de los sólidos y una reducción en la producción de lodos.<sup>2,7-11</sup> Sin

embargo, los BRM son sistemas más complejos que los reactores convencionales de lodos activados; los costos de mantenimiento, inversión y explotación son mayores y los estudios con ellos resultan alargadas en el tiempo y caros. Una herramienta importante que puede ayudar a acelerar los estudios de los BRM, su explotación y optimizar el consumo de energía es la modelación matemática. El desarrollo de modelos para estos sistemas es un proceso complejo, ya que se debe tener en cuenta la unión del tratamiento biológico, de la separación física con membranas y las particularidades de diseño e hidrodinámica en el reactor. Esto dificulta el proceso de optimización de las condiciones operacionales de los BRM, por ello existe una reserva considerable en las potencialidades de esta tecnología, una vez que la mayoría de las instalaciones no operan a su máxima eficiencia.<sup>12</sup>

Recientemente, varios trabajos han revisado el estado de desarrollo de los BRM, sus condiciones de explotación y algunos aspectos relacionados con la modelación.<sup>13-21</sup> El objetivo del presente trabajo consistió en realizar un análisis de la bibliografía en relación con los modelos integrados para describir el funcionamiento de los BRM para el tratamiento de aguas residuales urbanas y su papel en la optimización del funcionamiento de estos sistemas.

### **MODELACIÓN DE LOS BRM PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES**

A partir del establecimiento de la tecnología de los BRM 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.<sup>15,22-35</sup> Aunque aún 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 la descripción de manera particular de muchos de los mecanismos y fenómenos presentes en estos sistemas, e incluso algunas de las interacciones existentes.

Analizando la literatura enfocada hacia los temas de la modelación de los BRM pueden 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 aspectos siguientes:<sup>23-30,36-40</sup>

- 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 sustancias poliméricas extracelulares (SPE) y productos microbianos solubles (PMS).
- 7 Modelación de la degradación de determinados compuestos sintéticos
- 8 Adecuación a los BRM de modelos propuestos para el proceso clásico de lodos activados.

Para llevar a cabo estos trabajos se emplea 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 BRM 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 BRM pueden agruparse en:

- 1 De resistencias en serie.
- 2 De transferencia de masa.
- 3 De polarización por concentración.
- 4 Empíricos.
- 5 Dinámicos.
- 6 Basados en la dinámica computacional de fluidos.

#### **Modelo de resistencias en serie**

Antes de entrar en la descripción del modelo de resistencias en serie, es importante explicar que para posibilitar el paso del filtrado a través de la membrana es necesario ejercer una fuerza que conduzca a los fluidos a través de ella. Los dos mecanismos de transporte más importantes en los BRM son la difusión y la convección. La fuerza empleada para filtrar a través de las membranas es, en el caso de los BRM, 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:<sup>41</sup>

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

donde:

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

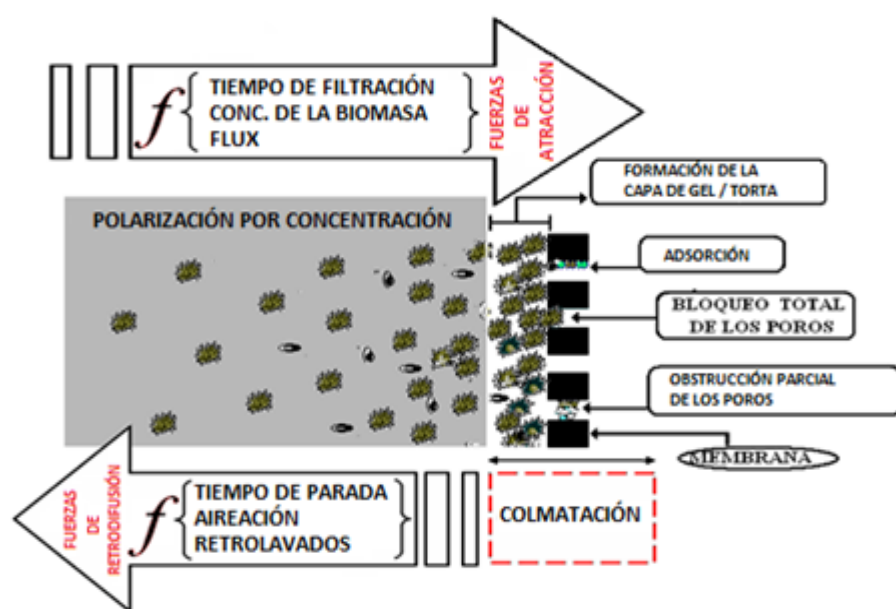
$P_i$  presión a la entrada del módulo de membrana (Pa).

$P_o$  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 qué valor de PTM es adecuado trabajar en el sistema. Los esquemas de filtración de membrana en los BRM son básicamente dos: la filtración frontal y la filtración de flujo cruzado o tangencial.<sup>42</sup>

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 BRM 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 residuos, 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 (Fig. 1) que muestre de manera simplificada las áreas de acción de cada uno de estos mecanismos y las fuerzas actuantes, durante la filtración a través de las membranas<sup>13,29,43-52</sup>



**Fig. 1.** Principales factores y mecanismos que influyen en la colmatación de la membrana durante la filtración.

Recientemente, Zhang<sup>53</sup> planteó que la gran brecha existente entre la resistencia a la filtración de la torta formada sobre la superficie de la membrana determinada experimentalmente y la resistencia hidráulica calculada a través de la ecuación de Carman-Kozeny, sugiere la existencia de un nuevo mecanismo de colmatación: la presión osmótica durante la filtración a través de la torta de lodo en un biorreactor con membranas sumergidas (BMS). Un modelo de presión osmótica sobre la diferencia del potencial químico fue entonces propuesto. La simulación del modelo mostró que la presión osmótica considerada para la mayor fracción de la presión total de operación, el pH, la presión aplicada y la fuerza iónica fueron factores claves para el efecto de la ósmosis.

Fue encontrado que las variaciones de la presión osmótica con el pH, la presión aplicada y la fuerza iónica aplicada están en correspondencia con las predicciones de las simulaciones del modelo, lo que evidencia la ocurrencia de los mecanismos de ósmosis y la validez del modelo propuesto.

La colmatación de la membrana es el resultado de la deposición de materia particulada, coloidal o soluble sobre la superficie de la membrana o en el interior de sus poros.<sup>13,54</sup>

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 residuo alimentado, la configuración y las características de la membrana, así como las condiciones de operación en las que se lleva a cabo el proceso de filtración. Existen métodos específicos para reducir y eliminar la torta adherida a la membrana en dependencia de la severidad de la colmatación: esto incluye la limpieza mecánica mediante los ciclos de aireación con burbujas gruesas, los retrolavados, incluso, la combinación de ambos y la limpieza química que se realiza una vez que la colmatación es irreversible.<sup>55</sup>

La comprensión y 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 residuo hasta la salida final del agua tratada. El estudio de los factores que afectan el comportamiento y desarrollo de la colmatación y la disminución del caudal durante la etapa de filtración ha permitido obtener resultados significativos (Tablas 1 y 2).<sup>13,44,45,56-62</sup>

Tabla 1. Factores que influyen sobre la colmatación de la membrana en BMS

de la alimentación	Características de la biomasa	del módulo y la membrana	Condiciones operacionales
Pretratamiento realizado.	Parámetros globales	Tamaño de los poros.	Edad del lodo.
Complejidad del residuo de entrada	(Viscosidad, densidad, oxígeno disuelto).	Configuración de la membrana.	Limpieza de la membrana.
		Material.	Aireación.
Velocidad de carga del residual.	Características de los floculos. Presencia y tipos de sustancias poliméricas extracelulares.	Hidrofobicidad de la membrana.	Modo de filtración. Caudal impuesto.

Tabla 2. 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 floculos.	Resistencias	Formación de la capa de torta
Viscosidad	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

PTM Presión transmembranal.

Respecto al modelo de resistencias en serie, hay que decir que 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 ecuación siguiente:<sup>41</sup>

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

donde:

J flujo de filtrado [m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup> · s)].

μ viscosidad de filtrado (Pa · s).

P presión de operación (Pa).

R<sub>i</sub> 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 las resistencias de la membrana (R<sub>m</sub>), de la torta (R<sub>t</sub>) o del gel de polarización (R<sub>pol</sub>), además de la resistencia por colmatación al interior de los poros, ya sea reversible o irreversible (R<sub>col</sub>). 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,<sup>27</sup> que considera la existencia de una torta con la presencia de una fracción variable en el tiempo y otra estática, ambas fracciones con diferentes valores de resistencia a la filtración.<sup>27</sup> 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 valor único de resistencia total (R<sub>total</sub>) que las incluya a todas.<sup>63</sup> Varios autores han reportado diferentes valores de resistencias en función del sistema utilizado (Tabla 3).

Tabla 3. Valores de resistencias reportadas en función del sistema utilizado

Tipo BRM	Tipo de Membrana	Resistencias (10 <sup>11</sup> m <sup>-1</sup> )	Autor
BMS	Tubular, Microfiltración (MF), (0,5 μm), Cerámica	R <sub>m</sub> = 3-5, R <sub>col</sub> = 10, R <sub>t</sub> = 3-48	Shimizu <sup>64</sup>
BMS	Fibra hueca, MF, (0,1 μm), Polimérica	R <sub>total</sub> = 0,2-0,6 (Dependiendo del régimen de limpieza)	Ueda <sup>65</sup>
BME	Tubular, MF, (0,05 μm), Cerámica	R <sub>m</sub> = 3,6, R <sub>t</sub> = 29	Tardieu <sup>66</sup>
BMS	Fibra hueca, MF, (0,2 μm), Polimérica	R <sub>m</sub> = 8, R <sub>col</sub> = 1, R <sub>t</sub> = 24	Parameshwaran <sup>67</sup>
BMS	Placa sumergida, MF, (0,4 μm), Polimérica	R <sub>total</sub> = 1-6 (En función del tiempo de operación)	Ueda <sup>68</sup>

BRM Biorreactores membrana. BMS Biorreactor con membranas sumergidas. BME Biorreactor con membrana externa

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 celda de filtración.<sup>37</sup> Otro procedimiento utilizado consiste en separar las muestras en tres partes: lodos activados, sobrenadante después de la sedimentación y sobrenadante floculado (con FeCl<sub>3</sub> a 0,4 g/L).<sup>37,69</sup> Posteriormente, todas las resistencias obtenidas para cada fracción se suman para cuantificar 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 mediante modelos concebidos inicialmente para la simulación de lodos activados, con los cuales se han obtenido resultados aceptables en la simulación del sistema a largo término.<sup>30</sup>

Por su parte, Wu<sup>34</sup> desarrolló un modelo matemático que logró describir con una excelente aproximación el proceso de colmatación de la membrana. Este modelo tuvo en cuenta el tamaño de las partículas, ya que la probabilidad de deposición de las de lodo sobre la superficie de la membrana varían con el tamaño, lo que en el modelo de Li<sup>27</sup> fue asumido constante. De acuerdo con Wu,<sup>34</sup> los sólidos, los coloides y las sustancias solubles son las responsables de la formación de la torta de lodo, la obstrucción y la reducción del diámetro de los poros respectivamente.

### 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 la 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 BRM, aunque aportan conocimiento teórico en determinados aspectos.<sup>70</sup>

Otros trabajos han utilizado criterios más próximos a los sistemas de BRM. Tardieu<sup>66</sup> midió la distribución de tamaños de partículas del lodo activado y calculó para las condiciones hidráulicas de su instalación el comportamiento de diferentes modelos de transporte de masa y encontró que había una aceptable correspondencia entre las predicciones de los modelos y los resultados experimentales. Las diferencias observadas las atribuyó a la influencia de las interacciones entre las partículas, las cuales no están contempladas en estos modelos.

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<sup>71</sup> estudió la interacción entre coloides y su influencia en el comportamiento de la filtración de suspensiones, lo que presenta muchos puntos en común con los BRM. 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.<sup>71</sup>

Posteriormente, Baccin 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.<sup>72</sup> No obstante, los cálculos hechos en este trabajo, se realizaron con suspensiones que contenían un solo tamaño de partícula. 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.<sup>73</sup>

### 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.<sup>41</sup> 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:

$$J = \frac{D_B}{\delta} \ln\left(\frac{C^*}{C}\right) \quad (3)$$

$$D_B = \frac{2kT}{3\pi\mu r_p} \quad (3.1)$$

donde:

J caudal.

$D_B$  coeficiente de difusión browniana.

$\delta$  espesor de la capa límite.

$\mu$  viscosidad del permeado.

$C^*$  concentración en la superficie de la membrana.

$C$  concentración de la disolución.

$r_p$  radio del soluto.

$k$  constante de Boltzman.

Este es un modelo clásico muy ligado al comportamiento newtoniano del fluido. Cuando se trabaja con coloides o material en suspensión o ambos, 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 capa límite. Por tanto, es necesario trabajar con modelos que 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.<sup>41</sup> Existen expresiones analíticas para el cálculo en estado estacionario, que han sido obtenidas considerando un comportamiento no newtoniano, las cuales se conocen también como modelos modificados de polarización por concentración (Tabla 4).

Tabla 4. 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
$J = 0,078 \left( \frac{r^4}{L} \right)^{1/3} \gamma_0 \ln \left( \frac{C^*}{C} \right) \quad (4)$	Difusión inducida por cizallamiento $D_s = 0,03r^2\gamma_0$	Zydney <sup>74</sup>
$J = 1,31\gamma_0\eta(C) \left( \frac{r^4 Q_{Cr}(C)}{LC} \right)^{1/3} \quad (5)$	Modelo integral para difusión inducida por cizallamiento $D_s(C)$	Romero <sup>75</sup>
$J = 0,072\gamma_0 \left( \frac{r^4 C^*}{CL} \right)^{1/3} \quad (6)$	Difusión inducida por cizallamiento $C^* \approx 0,6$ y $C < 0,1$	Romero <sup>75</sup>
$J = 1,31 \left( \frac{D_B^2 \gamma_0 C^*}{CL} \right)^{1/3} \quad (7)$	Flujo laminar, transporte difusivo browniano, $J \rightarrow U$	Romero <sup>75</sup>
$J = \left( \frac{0,036r^3\gamma^2}{16\nu_0} \right) \quad (8)$	Velocidad inercial de ascensión $J = \nu L$	Drew <sup>76</sup>
$J = 0,0807 \left( \frac{D_B^2 \gamma_0}{L} \right)^{1/3} \ln \left( \frac{C^*}{C} \right) \quad (9)$	Flujo laminar, transporte difusivo browniano, $J \ll U$	Stephenson <sup>41</sup>
$J = 0,023 \left( \frac{U^{0,8} D_B^{0,67}}{d^{0,2} \nu^{0,47}} \right)^{1/3} \ln \left( \frac{C^*}{C} \right) \quad (10)$	Flujo turbulento completamente desarrollado	Stephenson <sup>41</sup>
$J = 2,4r\gamma_0 \left( r^2 RC^* \right)^{2/5} \cot \theta \quad (11)$	Transporte superficial	Stephenson <sup>41</sup>

donde:

$D_s$  coeficiente de difusión inducida por cizallamiento.

$\gamma_0$  tasa máxima de cizallamiento.

$L$  elemento de longitud de la membrana.

$U$  velocidad tangencial.

$\nu$  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.

Actualmente, 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, en ocasiones, necesitan conocer de antemano la dependencia de la concentración de soluto, de la viscosidad y la difusividad, lo que complica 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.<sup>77</sup>

### Modelos empíricos

Existe una gran cantidad de modelos empíricos para los BRM. 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 es el caso del modelo de Mallubhotla<sup>78</sup> que describe la

disminución del caudal en función del tiempo y presenta la estructura siguiente:

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

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<sup>79</sup> 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 (Ecuaciones 13-15).

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

con:

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

o también,

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

donde:

Re número de Reynolds (-).

$\tau_0$  tensión de cizallamiento en la pared (Pa).

$d_h$  diámetro del canal de la membrana (m).

$\rho$  densidad del licor mezclado ( $\text{kg/m}^3$ ).

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<sup>80</sup> trató de caracterizar la filtración tangencial después de alcanzado el estado estacionario, para lo cual sugirió la ecuación perteneciente a  $N_S$  siguiente:

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

donde:

$N_s$  número de tensión de cizallamiento.

$\Delta P$  presión transmembranal (Pa).

$u_c$  velocidad tangencial (m/s).

$\tau$  tensión de cizallamiento (Pa).

$f$  factor de fricción.

$\rho$  densidad ( $\text{kg/m}^3$ ).

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:

$\mu$  viscosidad dinámica ( $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ).

$R_f$  (Resistencia a la filtración – Resistencia de la membrana) ( $\text{m}^{-1}$ ).

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 y una pendiente positiva representa la aparición de colmatación irreversible.

Bugge<sup>81</sup> simuló la variación de la resistencia a la filtración de la torta adherida a la membrana durante un ciclo de filtración. Para ello empleó una dependencia empírica de la presión transmembranal de la resistencia específica de la torta a la filtración, teniendo en cuenta la compresión de la torta durante la filtración. El modelo logró describir con una alta precisión la realidad, lo que evidenció que la compresibilidad de la torta debe tenerse en cuenta cuando se describe el proceso de colmatación de la membrana.

### 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,<sup>82</sup> quien concibió unos modelos, fundamentalmente aplicables a la filtración frontal, los cuales consideran 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 aún no depositado. 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 BRM por las complejidades intrínsecas del sistema y por la matriz marcadamente heterogénea que representan los lodos activados dentro de los BRM.<sup>41,44</sup>

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 modelos no han sido reportados con la misma frecuencia que otros. Se observa una tendencia a trabajar en la búsqueda de modelos semi-empíricos, mucho más globales y más estructurados que conjuguen cinética con fenómenos físicos. Diferentes modelos dinámicos para el cálculo de la estimación de la pérdida de caudal de filtrado a consecuencia del aumento de las resistencias en el sistema han sido reportados (Tabla 5).<sup>23,41,75,83</sup>

Tabla 5. Modelos dinámicos para el cálculo del comportamiento del caudal de filtración

Ecuación (19-24)	Consideraciones	Referencia
$J = J_0 \exp\left(\frac{-a_{bl} J_0 A}{n_p} t\right) \quad (19)$	Modelo de bloqueo de poros	Hermia <sup>82</sup>
$J = \frac{J_0}{\left(1 + \frac{a_{poro} J_0}{n_p \pi \delta_m r_p^2} t\right)^2} \quad (20)$	Modelo de obstrucción o estrechamiento de poros	Hermia <sup>82</sup>
$J = \frac{\Delta P}{\eta_0 (RM + R'_c M_C * (1 - e^{-k_1 t}) + R'_{bl} M_{bl})} \quad (21)$	Modelo fenomenológico (obtenido con proteínas)	Fane <sup>84</sup>
$J = J_0 \left(1 + \frac{2J_0 R'_c}{R_m (C_C - C)} t\right)^{-1/2} \quad (22)$	Difusión inducida por cizallamiento	Romero <sup>75</sup>
$J = \begin{cases} 1,31 \left(\frac{D_2 \gamma_0}{L}\right)^{1/3} \left(\frac{C_C}{C} - 1\right)^{1/3}, t \geq t_{SS} \\ \frac{1}{L} \left[ \int_0^{x(t)} J_{SS}(x) dx + [L - X(t)] J(t) \right], t < t_{SS} \end{cases} \quad (23)$	Difusión browniana en capa delgada	Song <sup>83</sup>
<p>donde:</p> $X(t) = 4,81 (D^2 \gamma_0) \left(\frac{C_C}{C} - 1\right) \left(\frac{C}{C_C}\right)^{3/2} \left(\frac{R'_c t}{\Delta P - \Delta P_C}\right)$ $\Delta P_C = \frac{3kT}{4\pi r^3} N_F$		
$J = J_0 \left(1 - \frac{K_b V}{J_0}\right) \left(1 + 2K_C J_0^2 t\right)^{-1/2} \quad (24)$	Modelo de bloqueo total combinado con filtración a través de la torta	Bolton <sup>23</sup>

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.

$J_0$  caudal inicial.

J caudal al tiempo t.

$J_{SS}$  caudal en el equilibrio.

$k_{1,2,3}$  constantes empíricas.

$M_{bl}$  depósito en la capa límite.

$M_C^*$  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 limite.

$\Delta P$  diferencia de presión operacional.

$\Delta P_C$  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.

$\eta_0$  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 del 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, sobre todo, 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 del 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 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 realizado diversos intentos por utilizar los modelos dinámicos de lodos activados (ASM1, ASM2, ASM2-D, ASM3) de manera íntegra o modificados,<sup>85</sup> aprovechando la semejanza del proceso de lodos activados convencional a los BRM. 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 la cinética 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 grandes requerimientos de cómputo.

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 para 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 en un informe que presentaba lo conocido hoy como el modelo ASM1, dedicado a describir la degradación de materia orgánica, nitrificación y desnitrificación en un proceso de lodos activados.<sup>85</sup>

ASM1 no incorporó la modelación del fósforo biológico, sin embargo, en aquel entonces en estas instalaciones no se tenían en cuenta estos procesos, solo se requería de la predicción de la remoción de C y N, los requerimientos de capacidad de oxígeno y la producción de lodo.<sup>15</sup> 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 demanda química de oxígeno (DQO) y su fraccionamiento para caracterizar las aguas y los lodos. En 1995, los trabajos del grupo de estudio renovado se prolongaron para publicar la versión ASM2, la cual estaba dirigida a predecir el comportamiento del fósforo. En 1999, la comprensión de la desnitrificación en los procesos de remoción del fósforo biológico evolucionó aún más, lo que dio lugar a la aparición de la versión ASM2d (versión modificada del ASM2), la cual incorporó los procesos relacionados con los organismos desnitrificantes acumuladores de fosfato.<sup>15</sup> ASM2d desempeña un papel importante en la comprensión de la complejidad de los procesos de remoción combinada del nitrógeno y del fósforo.<sup>85</sup> Sin embargo, su aplicación práctica se obstaculizó por el gran número de parámetros que presenta. En 1999, fue presentada la versión ASM3 (alternativa al ASM1), la cual corrigió algunas deficiencias del ASM1, a saber: no se incluyó limitación para el metabolismo de nitrógeno y la alcalinidad para las bacterias heterótrofas, no se incluyeron las velocidades de descomposición diferenciadas de los nitrificantes bajo condiciones aeróbicas y anóxicas, y no se tuvo en cuenta el almacenamiento intracelular de polihidroxialcanoato. La ASM3 original no incorporó la remoción del fósforo biológico, la precipitación química, el crecimiento de

organismos filamentosos y el cálculo del pH.<sup>86</sup> Sin embargo, estos procesos pueden ser añadidos al modelo en forma de módulos.<sup>85</sup>

Es importante mencionar que la aplicación de los modelos ASM está limitado solamente a los procesos aerobios con la posibilidad de incluir condiciones anóxicas. Tomando en cuenta las semejanzas entre los sistemas convencionales de lodos activados y la parte biológica de los BRM, la tendencia actual está enfocada al desarrollo de modelos dinámicos para los BRM 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 los procesos de tratamiento basados en lodos activados.

El empleo de estos modelos se ha incrementado con el paso de los años, pues estos han sido construidos de forma tal que permiten la exclusión de procesos y la inclusión de otros nuevos, de manera tal que pueden ser adaptados a un sistema en particular.

Aunque Ng<sup>87</sup> considera que todavía los estudios de modelación con los modelos ASM para BRM son escasos, ya se han publicado varios trabajos interesantes. Spérandio<sup>88</sup> mostró que los modelos ASM son apropiados para simular los procesos biológicos en los BRM, mientras que Ersu<sup>89</sup> calibró el modelo Biowin a escala piloto para diferentes tiempos de retención del lodo. Igualmente, Saroj<sup>90</sup> introdujo el concepto de “modelo completo”, en el que incluye la modelación del proceso biológico y la predicción de la colmatación de la membrana. Según estos autores, la inclusión del comportamiento de las sustancias poliméricas extracelulares como modificación al ASM3 pudiera ser una solución para mejorar la capacidad predictiva de los modelos. Otros modelos prometedores consideran la producción de productos microbianos solubles<sup>91</sup> y el enfoque integrador de los procesos biológicos con los mecanismos de filtración y colmatación de las membranas.<sup>31</sup> Recientemente, Delrue<sup>92</sup> realizó una calibración del modelo ASM1 en un reactor industrial, con lo que el modelo puede emplearse para la descripción de la eliminación de nitrógeno.

Por su parte, Fenu<sup>36</sup> calibró con un BRM piloto un modelo biológico dinámico incluyendo la predicción del consumo energético. Se demostró que más de la mitad de la demanda energética es necesaria para la filtración. El BRM consume 0,64 kWh por m<sup>3</sup> de permeado, valor superior al de las plantas de lodos activados convencionales, pero inferior al consumo que se obtiene cuando a esas plantas hay que acoplarles para la descontaminación del agua un sistema adicional de ultrafiltración de rayo ultravioleta. Por otra parte, la elevada de concentración de sólidos suspendidos tiene un impacto sobre los requerimientos energéticos para el mezclado. De lo anterior se deduce que la optimización energética se puede lograr no solo a través de la comprensión del fenómeno de colmatación, sino también, con un adecuado diseño del proceso del BRM.

Tian<sup>38</sup> simuló el proceso biológico en un BRM partiendo del modelo ASM3 con dos modificaciones esenciales: a) adoptó el concepto de crecimiento simultáneo y almacenamiento del sustrato orgánico por las bacterias heterotróficas, y b) introdujo la formación y degradación de los PMS en el proceso biológico. Algunos parámetros del modelo fueron estimados a partir de datos experimentales y se demostró que el modelo es capaz de describir la dinámica de los PMS en el BRM. Igualmente fue posible estudiar el papel de la edad del lodo (EL) y del tiempo de retención hidráulico (TRH) en la formación de los PMS, con una producción mínima de 25,1 mg DQO/L a los 40 d de EL y ocho días de TRH. Chen<sup>20</sup> con el modelo ASM3-PMS propuesto por Tian<sup>38</sup> desarrolló un análisis de sensibilidad e incertidumbre de este modelo con lo que describió la operación de un BRM. Para ello cuantificó la incertidumbre involucrada en la predicción de los procesos biológicos a diferentes edades del lodo (EL = 10, 30 y 50 d), incluida la producción del lodo, la remoción orgánica, la producción de PMS y la eficiencia de la nitrificación. Además encontró que los resultados de los análisis de sensibilidad dependían mucho de la EL en la cual fue operado el BRM.

Recientemente, Baek<sup>93</sup> modificó el modelo ASM1 y lo aplicó a la nitrificación y desnitrificación simultánea en un BRM con oxígeno limitado. Luego, con el propósito de calibrar el modelo correctamente, realizó un análisis de sensibilidad paramétrica empleando el programa AQUASIM 2.0 para encontrar los coeficientes más importantes en el modelo, en el que los relacionados con el crecimiento heterótrofo de la biomasa resultaron ser los de mayor sensibilidad. Mientras que la concentración total de la biomasa autótrofa fue reducida a causa de la disminución de la concentración de oxígeno disuelto.

Queda mucho que avanzar en la comprensión de los propios procesos microbiológicos que ocurren a las marcadas edades de los lodos con las que trabajan los BMS. ¿Cómo influyen en la reología esta y otras variables, ¿cómo 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 hacia el 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.

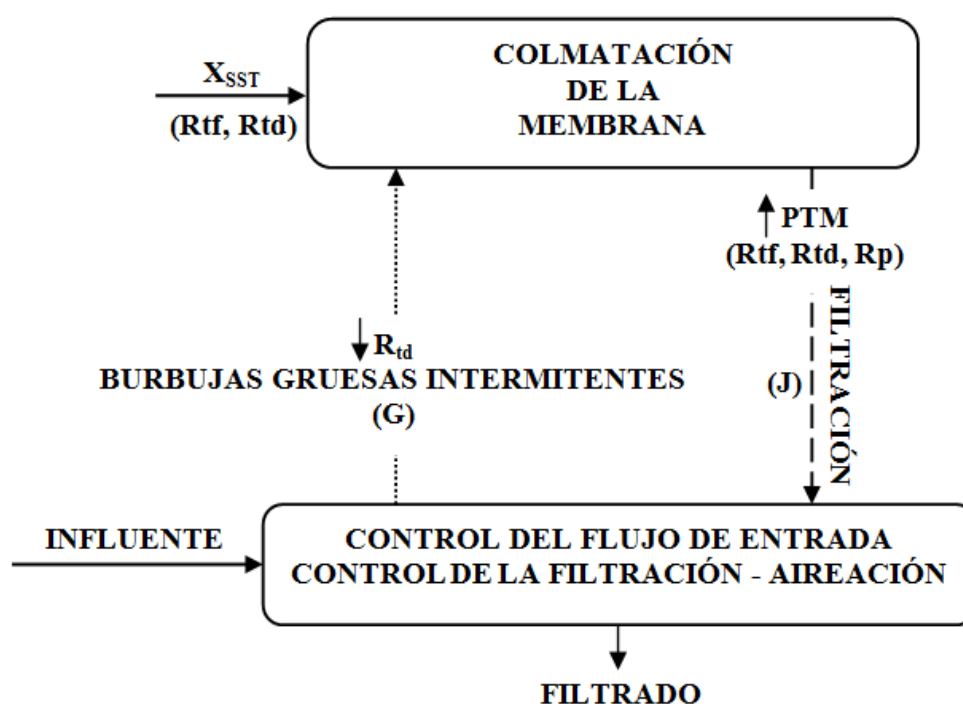
En la medida que se vayan descubriendo cada uno de los mecanismos y estableciéndose de manera más detallada las relaciones que ocurren entre lodo, sustrato y membrana, se podrá alcanzar una mayor eficiencia en la operación de los BMS, una disminución de los costos por limpieza y sustitución de membranas, así como de los 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.

### Modelos dinámicos integrados

Hasta el momento, solo se ha hecho referencia a los modelos que describen los procesos biológicos por separado de los procesos hidrodinámicos y viceversa. Pero sin dudas ambos procesos están relacionados entre sí, lo cual representa un peligro cuando se trata de optimizar el sistema empleando estos modelos por separado, ya que los parámetros óptimos que sean encontrados puede ser que no sean óptimos para otros procesos. Por ejemplo: cuando se optimiza la EL para el funcionamiento biológico puede resultar en el incremento de PMS y dificultar el proceso de filtración. Por esta razón, es recomendable trabajar con modelos que integren los procesos biológicos e hidrodinámicos para predecir mejor el funcionamiento del BRM.<sup>18</sup>

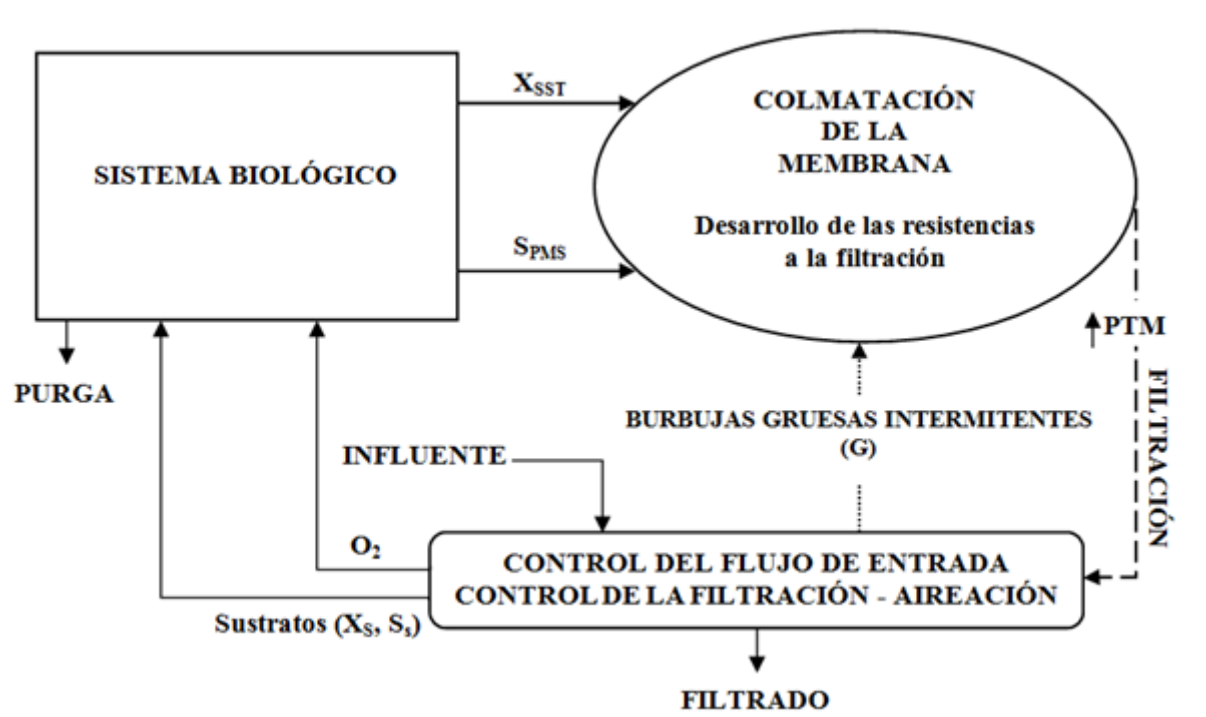
En los últimos años, se ha observado cierta tendencia al incremento de la modelación e implementación de modelos integrados, debido fundamentalmente a la posibilidad que ofrecen de realizar estudios con un nivel mayor de aproximación.

La estructura de los modelos dinámicos desarrollados por Zarragoitia<sup>31</sup> puede ser representada de manera simplificada en dos esquemas conceptuales (Figuras 2 y 3).



**Fig. 2.** Esquema conceptual del modelo desarrollado por zarragoitia, considerando como constantes las variables que representan la parte biológica del sistema ( $X_{SST}$  Concentración de sólidos suspendidos totales;  $R_{tf}$  Resistencia de la torta fija;  $R_{td}$  Resistencia de la torta dinámica;  $R_p$  Resistencia debido a la obstrucción de los poros;  $G$  Intensidad de cizallamiento aparente y  $J$  Caudal de filtrado).<sup>31</sup>

Zarragoitia<sup>31,94</sup> desarrolló un modelo dinámico en el cual se integra por primera vez el proceso de degradación biológica con el de filtración con membranas. Este modelo integrado fue implementado y validado y se obtuvo un error relativo de estimación de la PTM de un 20 %. Además, una vez implementado el modelo, este se empleó en un estudio de sensibilidad paramétrica y logró predecir de manera adecuada el comportamiento de las principales variables estudiadas del sistema.



**Fig. 3.** Esquema conceptual del modelo desarrollado por zarragoitia, considerando todas las partes integrantes del sistema ( $S_{PMS}$  Concentración de productos microbianos solubles;  $X_S$  Concentración de sustrato lentamente biodegradable y  $S_S$  Concentración de sustancias orgánicas fácilmente biodegradables).<sup>31</sup>

De manera similar, Di Bella<sup>95</sup> desarrolló un modelo matemático compuesto por dos submodelos: uno de degradación biológica y el otro de filtración con membranas. El biológico fue construido a partir de los conceptos de los ASM. Por su parte, el de filtración fue desarrollado considerando la teoría "lecho profundo" que tiene en cuenta además, el efecto de la torta de lodo. Finalmente, este modelo fue exitosamente validado en una planta piloto en la que mostró una buena correspondencia con los resultados experimentales.

Por su parte, Mannina<sup>33</sup> empleó el modelo integrado propuesto por Di Bella<sup>95</sup> con algunas modificaciones. Un innovador protocolo de calibración fue aplicado para evaluar los valores de los parámetros del modelo. Este protocolo estaba basado en un análisis de sensibilidad global preliminar para reducir el número de parámetros del modelo a ser calibrado hasta obtener los más influyentes. Finalmente los resultados del modelo mostraron una buena correspondencia con los experimentales de una planta piloto de un BRM.

Recientemente, Zuthi<sup>35</sup> modificó el modelo biológico ASM1-PMS propuesto por Lu.<sup>96</sup> Las modificaciones consistieron en la inclusión de solo cuatro ecuaciones diferenciales lineales en el modelo ASM1-PMS, las cuales permitirían en integración al modelo de colmatación empleado por Zarragoitia<sup>31</sup> y Mannina<sup>33</sup> simular mejor la calidad del efluente y la predicción de la colmatación de la membrana. Este nuevo modelo integrado podría ser utilizado en estudios de optimización de los parámetros de operación para lograr un mejor tratamiento y control de la colmatación de la membrana.

### Modelos basados en la dinámica computacional de fluidos

La dinámica computacional de fluidos (CFD, de sus siglas en inglés) formula y resuelve las ecuaciones fundamentales de balance de masa y de momento mediante métodos numéricos. Las ecuaciones que rigen la dinámica de los fluidos, conocidas como las ecuaciones de Navier- Stokes, no son lineales y en la mayoría de los casos, no pueden ser resueltas analíticamente. Para resolver estas ecuaciones deben ser linealizadas y resueltas sobre pequeños volúmenes de control (el mallado computacional). Para la determinación del campo de flujo estas simulaciones requieren de la entrada de la geometría, las condiciones de frontera y las propiedades del fluido.<sup>26</sup>

La CFD se ha utilizado para caracterizar, de manera más exacta, la hidrodinámica y el diseño en los BRM.<sup>97,98</sup> Una amplia revisión sobre las posibilidades de la CFD fue realizada por Ghidossi.<sup>99</sup> Otra aplicación de la CFD es la evaluación de la densidad de empaque de las membranas en los BRM. Con la modelación, se pueden determinar los parámetros hidrodinámicos locales de difícil determinación experimental. En el 2010, se desarrolló un modelo para estudiar la densidad de las fibras filtrantes a través de la resolución de las ecuaciones de Navier Stokes.<sup>100</sup> También se ha logrado determinar el valor del esfuerzo cortante en el fluido con ayuda de la CFD para reactores con membranas planas.<sup>101,102</sup> En el caso de la modelación de los módulos de membrana tipo fibra hueca, existe el

inconveniente de modelar la fibra como una estructura rígida, lo que explica las diferencias que se obtienen respecto a los resultados experimentales.

Braak<sup>16</sup> recomienda

Dada la importancia de la homogeneidad hidrodinámica en los BRM, trabajar en la modelación de los módulos de membranas con empaque aleatorio para lograr una mejor simulación de estos sistemas y, por consiguiente, lograr mejorar su funcionamiento. Para ello, se recomienda el uso de la CFD.

La simulación con la CFD se ha utilizado para predecir la tensión de cizallamiento en los BMS. Ndinisa<sup>101</sup> y Prieske<sup>102</sup> calcularon la tensión de cizallamiento en un sistema con membranas planas. Encontraron un valor máximo de 0,7 y 4 Pa, respectivamente. Más recientemente, se ha intentado modelar los módulos de membranas de fibra hueca, pero el flujo no confinado es difícil de modelar y el efecto de las burbujas sobre las fibras huecas es objeto de estudio. Los resultados de las simulaciones por CFD estiman valores de tensión de cizallamiento mayores que los determinados experimentalmente. Para una velocidad de flujo cruzado de 0,2 m/s, se estimaron por CFD valores promediados de las fuerzas de cizallamiento de 0,3; 0,26 y 0,24 Pa, mientras que los experimentos mostraron 0,25; 0,18 y 0,15 Pa para alturas de 10, 26 y 32 cm, respectivamente, en fibras de 42 cm de largo. El hecho de haber modelado la fibra como un cuerpo rígido se consideró como causa de estas diferencias.<sup>103</sup> Sin embargo, este tipo de trabajo a escala local es necesario para poder profundizar en el conocimiento del mecanismo involucrado en el proceso de filtración y en la forma en la que las burbujas inciden en la eficiencia de la filtración. De igual manera, la comprensión de los fenómenos locales inducidos por la aeración pueden ser de gran utilidad para desarrollar nuevos modelos. Tal y como han planteado varios autores que trabajan la CFD, la perspectiva es incorporar en estos modelos el comportamiento de las biorreacciones a través, por ejemplo, de los ASM. Recientemente este aspecto ha sido objeto de un estudio bibliográfico. Por último, la integración a los modelos dinámicos de los avances en el uso de la CFD para modelar la hidrodinámica local y de la modelación de las redes metabólicas para profundizar en los fenómenos biológicos permitirán dar un salto en la descripción matemática y la simulación de los BRM.<sup>16</sup>

Marcos<sup>104</sup> presentó un modelo transitorio basado en el método de elemento finito para simular de forma numérica el flujo (ecuación de momento) y la concentración (ecuación de difusión-convección) en una unidad de ultrafiltración. El modelo fue desarrollado resolviendo la ecuación de Navier-Stokes 2D y la ecuación de conservación de la masa para condiciones transitorias. Una modelo de resistencia fue empleado para enlazar la concentración de proteína retenida, la alimentación y la velocidad del permeado y la presión en la superficie de la membrana. La unidad de ultrafiltración consistió en un módulo de fibra hueca, un tanque de alimentación y una bomba de alimentación. En el módulo de fibra hueca, se consideraron variables la presión transmembranal, la viscosidad y una capa de polarización y el tiempo de formación de la torta de lodo sobre la superficie de la membrana. Bajo un régimen de flujo laminar, el modelo permitió la predicción de los campos de velocidades, la presión y la concentración a lo largo de la fibra de la membrana. Las predicciones del modelo para el flujo de permeado transitorio y el perfil de presión en la fibra son comparadas con datos experimentales durante la concentración del extracto de proteínas de soya en un módulo de fibra hueca con lo que logra la retención total de proteína de soya. La comparación refleja que el modelo ajusta bien los experimentos y muestra el interés de tener en cuenta la variación de la resistencia y la concentración dependiente de la viscosidad del flujo. El modelo muestra además que la PTM es un elemento importante en el perfil de concentración de polarización y que una PTM constante produce conclusiones erróneas sobre la concentración de polarización. Igualmente, flexibiliza algunas limitaciones en la modelación de la resistencia de polarización. La flexibilidad del modelo actual está solo limitada por la habilidad del usuario de definir exactamente las variaciones de las propiedades del sistema para aplicaciones industriales.

Rahimi<sup>105</sup> realizó estudios experimentales y con la CFD sobre la microfiltración de una disolución de  $C_{16}H_{10}N_2O_2$  (azul índigo). Para ello, empleó una membrana hidrofílica de fluoruro de polivinilideno y los experimentos fueron realizados en flujo cruzado para tres velocidades de 0,5, 1 y 1,3  $ms^{-1}$ . Las membranas colmatadas fueron analizadas usando fotografías simples y microfotografías de gran precisión por microscopía electrónica de barrido. Una modelación CFD de 3D fue realizada usando el código comercial CFD, Fluent 6.2. La predicción de la distribución de la tensión de cizallamiento sobre la superficie de la membrana fue empleada para explicar la colmatación observada. El patrón de la deposición de partículas sobre la superficie de la membrana fue predicho usando modelación de fase discreta.

Por su parte, Kang<sup>97</sup> desarrolló una aproximación numérica integrada, la cual fue implementada para estudiar las características hidrodinámicas de una planta piloto de un BRM. La aproximación incorporó el modelo multifásico Euleriano, en un medio poroso y también tomó exitosamente en cuenta la dependencia vertical del flujo de filtración y del efecto de los sólidos suspendidos totales de la mezcla de licor sobre la viscosidad de la mezcla de licor. La simulación de la velocidad de la mezcla de licor y el aire mostraron una buena correspondencia con las mediciones experimentales publicadas y la estimación teórica, respectivamente.

Brannock<sup>24</sup> desarrolló un modelo CFD que tiene en cuenta el papel de la aireación y la configuración de la membrana. Como era de esperar, la aireación resultó el principal mecanismo de mezclado. Igualmente, se descubrió que la posición de entrada no influye de manera significativa en la recirculación interna, pero puede acercarse al sistema a las condiciones de mezclado completo, evitando los "cortocircuitos" y reduciendo las "zonas muertas".

Lubello<sup>28</sup> implementó una modificación del modelo ASM1 con el fin de simular la producción de sólidos tanto en edades de lodos elevadas como bajas. Los resultados de los experimentos realizados en dos BRM a escala piloto confirmaron que, cuando la edad de los lodos es elevada (> 30 d), el modelo ASM1 original sobreestima la producción de lodos. Para corregir el modelo, algunos de los parámetros deben estimarse mediante la calibración de aquel. Estos valores son diferentes a los determinados experimentalmente por las pruebas de respirometría, lo que da lugar a que el modelo no describa de forma adecuada la operación en edades bajas del lodo.

Madaeni<sup>106</sup> investigó la torta de lodo depositada sobre la superficie de una membrana de microfiltración en flujo cruzado. Este estudio provee de una ilustración básica de los segmentos de la membrana con mayor tendencia a la deposición de lodo. Para ello, un módulo de membrana fue colmatado con una alimentación coloreada con azul índigo. El patrón de deposición fue obtenido con el empleo de una cámara digital, microscopía electrónica de barrido y un análisis de imagen. Los efectos de la concentración de la alimentación, la presión transmembranal y la velocidad del flujo cruzado sobre la deposición de la torta fueron investigados. La modelación CFD de la membrana fue llevada a cabo para predecir el comportamiento de la colmatación en varios segmentos de la membrana a diferentes condiciones de operación. Los resultados de la modelación CFD mostraron una correspondencia aceptable con los datos experimentales. La obtención de las secciones de la membrana en las cuales existe mayor tendencia a la acumulación de lodo puede proporcionar una guía para la manipulación de las condiciones de operación y así, disminuir el incremento de la deposición en los segmentos propuestos.

### OPTIMIZACIÓN DE LOS BRM

Los costos de operación en los BMS están dados fundamentalmente por su consumo energético las limpiezas químicas que suelen realizadas al módulo de membrana cada vez que es alcanzado el valor de presión transmembranal crítica y el recambio del módulo de membrana una vez que se ha deteriorado o simplemente se ha consumido su tiempo de vida útil. Por tanto, cuando se optimizan estos sistemas, generalmente se buscan los parámetros de operación que garanticen un consumo energético mínimo, una disminución de la frecuencia de limpieza química de la membrana y por tanto, un consecuente incremento del tiempo de vida útil de los módulos de membranas, mediante la filtración de la mayor cantidad de agua posible.

El consumo de energía en estos sistemas está dado principalmente por los procesos siguientes: la filtración, la aireación con burbujas finas, la aireación con burbujas gruesas y los retrolavados.<sup>18</sup> Mediante el proceso de aireación con burbujas finas se le suministra a los microorganismos el oxígeno necesario para los procesos de degradación biológica y al mismo tiempo, se homogeniza la mezcla contenida en el reactor biológico, mientras que la aireación con burbujas gruesas y los retrolavados tienen la función de contrarrestar el proceso de colmatación de la membrana. Estos procesos dependen de la evolución de los procesos biológicos e hidrodinámicos que se llevan a cabo en el sistema.<sup>36,18</sup>

El control del proceso de colmatación de la membrana y la eficiencia energética constituyen aspectos claves en la operación de los BRM. Actualmente, pocos trabajos científicos e innovaciones destinados a reducir al mínimo los costos y mejorar la eficiencia de los BRM han sido publicados o patentados. Debido a la complejidad que presentan los diferentes mecanismos de colmatación no ha sido posible todavía describir claramente el funcionamiento de un BRM o la construcción de un modelo determinístico de un BRM, pero sí es conocido que estos mecanismos son los responsables de la pérdida de la permeabilidad.<sup>107</sup>

La comprensión y optimización de un sistema tan complejo como son los BRM es difícil y requiere de un gran consumo de tiempo. Sin embargo, una alternativa para cuando se estudia este tipo de sistema lo constituye la modelación matemática. En estos casos se sigue la ruta virtual. Por ejemplo, los experimentos virtuales (o simulaciones) son empleados para estudiar estos sistemas, aprovechando el poder de cálculo de las computadoras, que permite realizar una gran cantidad de experimentos en un corto período de tiempo, lo cual representa una gran ventaja sobre los tediosos experimentos en el laboratorio, especialmente, si se trabaja con procesos tan lentos como los biológicos.<sup>17</sup>

A pesar de estas dificultades, varios trabajos han sido realizados y para ello, se han apoyado en la modelación matemática. Entre los trabajos más significativos de optimización realizados hasta el momento puede mencionarse el realizado por Zarragoitia,<sup>108</sup> el que a partir de la implementación de un modelo integrado optimizaron el funcionamiento de un BRM tomando como variable respuesta el costo energético, para lo que se empleó la función de optimización siguiente:

$$CE = \left[ \frac{0,666Q_{fil}PTM}{VF} \left( \frac{t_f}{t_f + t_{pf}} \right) + \frac{0,666Q_{air}\Delta P_{air}}{VF} \left( \frac{t_{aBG}}{t_{aBG} + t_{paBG}} \right) \right] t_{exp} \quad (25)$$

donde:

CE consumo de energía ( $\text{kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ ).

VF volumen de filtrado obtenido al final del experimento. (L).

PTM presión transmembranal (kPa).

$Q_{\text{air}}$  flujo de aireación ( $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ ).

$Q_{\text{fil}}$  flujo de filtración ( $\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ ).

$\Delta P_{\text{air}}$  presión de inyección del aire (bar).

$t_f$  tiempo de filtración (min).

$t_{\text{pf}}$  tiempo de parada de filtración (min).

$t_{\text{aBG}}$  tiempo de aireación con burbujas gruesas (min).

$t_{\text{paBG}}$  tiempo de parada de aireación con burbujas gruesas (min)

$t_{\text{exp}}$  tiempo de duración del experimento (d).

El coeficiente de 0,666 es un factor de conversión que una vez sustituidas las variables en las unidades propuestas, garantiza obtener los resultados del CE ( $\text{kw} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ ).

Entre las principales deficiencias que presentó el criterio de optimización elaborado por Zarragoitia,<sup>108</sup> está el hecho de que solo se tuvo en cuenta el consumo energético y no se incluyeron los costos por limpieza o recambio de la membrana, así como los costos de operación (salarios de los operadores y el mantenimiento).

Por su parte Verrecht<sup>109</sup> propuso un modelo simple que incluyó un minucioso cálculo del costo energético en un BMS teniendo en cuenta la aireación responsable de la limpieza mecánica de la membrana, así como la aireación encargada de suministrar el  $\text{O}_2$  necesario para los procesos biológicos. Finalmente, concluyó que reducciones significativas del costo operacional se podrían obtener con la disminución del flujo (manteniendo más módulos de membranas en operación), y en consecuencia al, disminuir la aireación correspondiente a la limpieza de la membrana.

Recientemente, Suh<sup>1</sup> investigó diferentes estrategias para el control del proceso de colmatación de la membrana mediante un modelo dinámico integrado de un BMS. Los parámetros de operación relacionados con el control del proceso de colmatación de la membrana fueron evaluados (intensidad de aireación con burbujas gruesas durante la filtración y la relajación así como el consumo de energía durante los periodos de limpieza). Los resultados de la simulación mostraron que el control de la colmatación mediante una fuerte aireación continua con burbujas gruesas durante la filtración podría no ser más eficiente que durante los periodos de relajación desde el punto de vista energético. Incluso con el aumento de la duración de los periodos de limpieza con aireación con burbujas gruesas no se observó una disminución de la colmatación, debido que se tuvo que aumentar el flujo para lograr filtrar el mismo volumen en el tiempo de trabajo estudiado.

## CONCLUSIONES

Los biorreactores con membranas constituyen una tecnología novedosa, en pleno desarrollo y que ha mostrado múltiples ventajas en varios campos de aplicación, incluidos los considerados recalcitrantes para las tecnologías convencionales de lodos activados. 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 estos biorreactores. 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. Actualmente, se cuenta con un panorama más abarcador de los mecanismos e interacciones que ocurren en el interior del biorreactores con membranas, lo que se puede aprovechar en la mejoría de los modelos para describir y optimizar los procesos de tratamiento de residuos en los biorreactores con membranas.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Suh C, Lee S, Cho J. Investigation of the effects of membrane fouling control strategies with the integrated membrane bioreactor model. *J. Membr. Sci.* 2013; 429: 268-281.
2. Judd S. The status of membrane bioreactor technology. *Trends Biotechnol.* 2008; 26: 109-116.
3. Sullivan F. MBR market worldwide is experiencing strong growth. *Membr. Technol.* 2008; 10-11.
4. Lesjean B, Huisjes EH. Survey of the European MBR market: trends and perspectives. *Desalin.* 2008; 231: 71-81.
5. Xiang Z, Yufen Z, Shaohua C, Hong Z, Chixing Z. Survey of MBR market: trends and perspectives in China. *Desalin.* 2010; 250: 609-612.
6. Santos A, Ma W, Judd SJ. Membrane bioreactors: Two decades of research and implementation. *Desalin.* 2011; 273(1): 148-154.
7. Buer T, Cumin J. MBR module design and operation. *Desalin.* 2010; 250: 1073-1077.
8. Jimenez J, Grelier P, Meinhold J, Tazi-Pain A. Biological modelling of MBR and impact of primary

- sedimentation. *Desalin.* 2010; 250: 562-567.
9. Hoinkis J, Deowan SA, Panten V, Figoli A, Huang RR, Drioli E. Membrane Bioreactor (MBR) Technology - a Promising Approach for Industrial Water Reuse. *Procedia Eng.* 2012; 33: 234-241.
  10. Arévalo J, Ruiz LM, Parada-Albarracín JA, González-Pérez DM, Pérez J, Moreno B, *et al.* Wastewater reuse after treatment by MBR. Microfiltration or ultrafiltration? *Desalin.* 2012; 299: 22-27.
  11. Meng F, Zhou Z, Li L, Jia X, Li S. A novel nearly plug-flow membrane bioreactor for enhanced biological nutrient removal. *AIChE J.* 2013; 59(1): 46-54.
  12. Liu R, Huang X, Chen L, Wen X, Qian Y. Operational performance of a submerged membrane bioreactor for reclamation of bath wastewater. *Process Biochem.* 2005; 40: 125-130.
  13. Meng F, Chae SR, Drews A, Kraume M, Shin HS, Yang F. Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material. *Water Res.* 2009; 43: 1489-1512.
  14. Drews A. Membrane fouling in membrane bioreactors -Characterisation, contradictions, cause and cures. *J. Membr. Sci.* 2010; 363: 1-28.
  15. Fenu A, Guglielme G, Jimenez J, Spérandio M, Saroj D, Lesjean B, *et al.* Activated sludge model (ASM) based modelling of membrane bioreactor (MBR) processes: A critical review with special regard to MBR specificities. *Water Res.* 2010; 44: 4272-4294.
  16. Braak E, Alliet M, Schetrite S, Albasi C. Aeration and hydrodynamics in submerged membrane bioreactors. *J. Membr. Sci.* 2011; 379: 1-18.
  17. Naessens W, Maere T, Nopens I. Critical review of membrane bioreactor models - Part 1: Biokinetic and filtration models. *Bioresour. Technol.* 2012; 122: 95-106.
  18. Naessens W, Maere T, Ratkovich N, Vedantam S, Nopens I. Critical review of membrane bioreactor models -Part 2: Hydrodynamic and integrated models. *Bioresour. Technol.* 2012; 122: 107-118.
  19. Zuthi MFR, Ngo HH, Guo WS. Modelling bioprocesses and membrane fouling in membrane bioreactor (MBR): A review towards finding an integrated model framework. *Bioresour. Technol.* 2012; 122: 119-129.
  20. Chen L, Tian Y, Cao C, Zhang S, Zhang S. Sensitivity and uncertainty analyses of an extended ASM3-SMP model describing membrane bioreactor operation. *J. Membr. Sci.* 2012; 389: 99-109.
  21. Mannina G, Di Bella G. Comparing two start-up strategies for MBRs: Experimental study and mathematical modeling. *Biochem. Eng. J.* 2012; 68: 91-103.
  22. Baek SH, Jeon SK, Pagilla K. Mathematical modeling of aerobic membrane bioreactor (MBR) using activated sludge model no. 1 (ASM1). *J. Ind. Eng. Chem.* 2009; 15: 835-840.
  23. Bolton G., LaCasse D., Kuriyel R. Combined models of membrane fouling: Development and application to microfiltration and ultrafiltration of biological fluids. *J. Membr. Sci.* 2006; 277: 75-84.
  24. Brannock MWD, De Wever H, Wang Y, Leslie G. Computational fluid dynamics simulations of MBRs: Inside submerged versus outside submerged membranes. *Desalin.* 2009; 236: 244-251.
  25. Brannock M, Leslie G, Wang Y, Buetehorn S. Optimising mixing and nutrient removal in membrane bioreactors: CFD modeling and experimental validation. *Desalin.* 2010; 250: 815-818.
  26. Brannock M, Wang Y, Leslie G. Mixing characterisation of full-scale membrane bioreactors: CFD modelling with experimental validation. *Water Res.* 2010; 44: 3181-3191.
  27. Li XY, Wang XM. Modelling of membrane fouling in a submerged membrane bioreactor. *J. Membr. Sci.* 2006; 278: 151-161.
  28. Lubello C, Caffaz S, Gori R, Munz G. A modified Activated Sludge Model to estimate solids production at low and high solids retention time. *Water Res.* 2009; 43: 4539-4548.
  29. Ognier S, Wisniewski C, Grasmick A. Membrane Bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions: a local critical flux concept. *J. Membr. Sci.* 2004; 229: 171-177.
  30. Wintgens T, Rosen J, Melin T, Brepols C, Drensla K, Engelhardt N. Modelling of a membrane bioreactor system for municipal wastewater treatment. *J. Membr. Sci.* 2003; 216: 55-65.
  31. Zarragoitia AG, Schetrite S, Alliet M, Jáuregui-Haza U, Albasi C. Modelling of submerged membrane bioreactor: conceptual study about link between activated sludge biokinetics, aeration and fouling process. *J. Membr. Sci.* 2008; 325 (2): 612-624.
  32. Mannina G, Di Bella G, Viviani G. Uncertainty assessment of a membrane bioreactor model using the GLUE methodology. *Biochem. Eng. J.* 2010; 52: 263-275.
  33. Mannina G, Di Bella G, Viviani G. An integrated model for biological and physical process simulation in membrane bioreactors (MBRs). *J. Membr. Sci.* 2011; 376: 56-69.
  34. Wu J, He C, Zhang Y. Modeling membrane fouling in a submerged membrane bioreactor by considering the role of solid, colloidal and soluble components. *J. Membr. Sci.* 2012; 397-398: 102-111.
  35. Zuthi MFR, Ngo HH, Guo WS, Zhang J, Liang S. A review towards finding a simplified approach for

- modelling the kinetics of the soluble microbial products (SMP) in an integrated mathematical model of membrane bioreactor (MBR). *Int. Biodeter. Biodegr.* 2013; 30: 1-8.
36. Fenu A, Roels J, Wambecq T, De Gusem K, Thoeye C, De Guedre G, *et al.* Energy audit of a full scale MBR system. *Desalin.* 2010; 262: 121-128.
  37. Ognier S, Wisniewski C, Grasmick A. Influence of macromolecule adsorption during filtration of a membrane bioreactor mixed liquor suspension. *J. Membr. Sci.* 2002; 209: 27-37.
  38. Tian Y, Chen L, Jiang T. Characterization and modeling of the soluble microbial products in membrane bioreactor. *Sep. Purif. Technol.* 2011, 76(3): 316-324.
  39. Verrecht B, Maere T, Benedetti L, Nopens I, Judd S. Model-based energy optimisation of a small-scale decentralised membrane bioreactor for urban reuse. *Water Res.* 2010; 44: 4047-4056.
  40. Wang Y, Brannock M, Cox S, Leslie G. CFD simulations of membrane filtration zone in a submerged hollow fibre membrane bioreactor using a porous media approach. *J. Membr. Sci.* 2010; 363: 57-66.
  41. Stephenson T, Judd S, Jefferson B and Brindle K. *Membrane bioreactors for wastewater treatment.* London: IWA Publishing: 2000.
  42. Metcalf and Eddy. *Wastewater engineering: treatment and reuse.* 4th international edition. New York: McGraw-Hill: 2003.
  43. Cho BD, Fane AG. Fouling transients in nominally sub-critical flux operation of a membrane bioreactor. *J. Membr. Sci.* 2002; 209: 391-403.
  44. Fane AG, Chang S, Chardon E. Submerged hollow fibre membrane module—design options and operational considerations. *Desalin.* 2002; 146: 231-236.
  45. Judd S. Fouling control in submerged membrane bioreactors. *Water Sci. Technol.* 2005; 51: 27-34.
  46. Ng CA, Ng How Y. Characterisation of initial fouling in aerobic submerged membrane bioreactors in relation to physico-chemical characteristics under different flux conditions. *Water Res.* 2010; 44: 2336-2348.
  47. Çulfaz PZ, Wessling M, Lammertink RGH. Fouling behavior of microstructured hollow fiber membranes in submerged and aerated filtrations. *Water Res.* 2011; 45: 1865-1871.
  48. Li WW, Sheng GP, Wang YK, Liu XW, Xu J, Yu HQ. Filtration behaviors and biocake formation mechanism of mesh filters used in membrane bioreactors. *Sep. Purif. Technol.* 2011; 81: 472-479.
  49. Yao M, Ladewig B, Zhang K. Identification of the change of soluble microbial products on membrane fouling in membrane bioreactor (MBR). *Desalin.* 2011; 278: 126-131.
  50. Van den Broeck R, Van Dierdonck J, Nijskens P, Dotremont C, Krzeminski P, Van der Graaf JHJM, *et al.* The influence of solids retention time on activated sludge biofloculation and membrane fouling in a membrane bioreactor (MBR). *J. Membr. Sci.* 2012; 401-402: 48-55.
  51. Tian Y, Su X. Relation between the stability of activated sludge flocs and membrane fouling in MBR: Under different SRTs. *Bioresour. Technol.* 2012; 118: 477-482.
  52. 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. *J. Membr. Sci.* 2003; 224: 69-79.
  53. Zhang M, Peng W, Chen J, He Y, Ding L, Wang A, *et al.* A new insight into membrane fouling mechanism in submerged membrane bioreactor: Osmotic pressure during cake layer filtration. *Water Res.* 2013; 47: 2777-2786.
  54. Böhm L, Drews A, Prieske H, Bérubé PR, Kraume M. The importance of fluid dynamics for MBR fouling mitigation. *Bioresour. Technol.* 2012; 122: 50-61.
  55. Mutamim NSA, Noor ZZ, Hassan MAA, Yuniarto A, Olsson G. Membrane bioreactor: Applications and limitations in treating high strength industrial wastewater. *Chem. Eng. J.* 2013; 225: 109-119.
  56. Chang IS, Fane AG. Characteristics of microfiltration of suspensions with inter-fibre two-phase flow. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 2000; 75: 533-540.
  57. Chang IS, Le Clech P, Jefferson B, Judd S. Membrane fouling in membrane bioreactors for wastewater treatment. *J. Environ. Eng.* 2002; 128: 1018-1029.
  58. Park HD, Lee YH, Kim HB, Moon J, Ahn CH, Kim KT, *et al.* Reduction of membrane fouling by simultaneous upward and downward air sparging in a pilot-scale submerged membrane bioreactor treating municipal wastewater. *Desalin.* 2010; 251: 75-82.
  59. Tang S, Wang Z, Wu Z, Zhou Q. Role of dissolved organic matters (DOM) in membrane fouling of membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. *J. Hazard. Mat.* 2010; 178: 377-384.
  60. Yu HY, Xie YJ, Hu MX, Wang JL, Wang SY, Xu ZK. Surface modification of polypropylene microporous membrane to improve its antifouling property in MBR: CO<sub>2</sub> plasma treatment. *J. Membr. Sci.* 2005; 254: 219-227.
  61. van der Marel P, Zwijnenburg A, Kemperman A, Wessling M, Temmink H, van der Meer W. Influence of membrane properties on fouling in submerged membrane bioreactors. *J. Membr. Sci.* 2010; 348: 66-74.

62. Wu Z, Wang Q, Wang Z, Ma Y, Zhou Q, Yang D. Membrane fouling properties under different filtration modes in a submerged membrane bioreactor. *Process Biochem.* 2010; 45: 1699-1706.
63. Chang IS, Judd SJ. Air sparging of a submerged MBR for municipal wastewater treatment. *Process Biochem.* 2002; 37: 915-920.
64. Shimizu Y, Okuno YI, Uryu K, Ohtsubo S, Watanabe A. Filtration characteristics of hollow fiber microfiltration membranes used in membrane bioreactor for domestic wastewater treatment. *Water Res.* 1996; 30: 2385-2392.
65. Ueda T, Hata K, Kikuoka Y, Seino O. Effects of aeration on suction pressure in a submerged membrane bioreactor. *Water Res.* 1997; 31: 489-494.
66. Tardieu E, Grasmick A, Jaugey V, Manem J. Hydrodynamic control bioparticle deposition in a MBR applied to wastewater treatment. *J. Membr. Sci.* 1998; 147: 1-12.
67. Parameshwaran K, Visvanathan C, Ben Aim R. Membrane as solid/liquid separator and air diffuser in bioreactor. *J. Environ. Eng.* 1999; 125(9): 825-834.
68. Ueda T, Horan NJ. Fate of indigenous bacteriophage in a membrane bioreactor. *Water Res.* 2000; 34: 2151-2159.
69. Bouhabila EH, Ben Aim R, Buisson H. Microfiltration of activated sludge using submerged membrane with air bubbling (application to wastewater treatment). *Desalin.* 1998; 118: 315-322.
70. Belfort G, Davis RH, Zydney AL. The behavior of suspensions and macromolecular solutions in crossflow microfiltration. *J. Membr. Sci.* 1994; 96(1): 1-58.
71. Bacchin P, Aimar P, Sanchez V. Influence of surface interaction on transfer during colloid ultrafiltration. *J. Membr. Sci.* 1996; 115(1): 49-63.
72. Bacchin P, Si-Hassen D, Starov V, Clifton MJ, Aimar P. A unifying model for concentration polarization, gel-layer formation and particle deposition in crossflow membrane filtration of colloidal suspensions. *Chem. Eng. Sci.* 2002; 57(1): 77-91.
73. 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 Res.* 2002; 36: 394-402.
74. Zydney AL, Colton CK. A concentration polarization model for the filtrate flux in crossflow microfiltration or particulate suspensions. *Chem. Eng. Comm.* 1987; 47: 1-27.
75. Romero CA, Davis RH. Global model of crossflow microfiltration based on hydrodynamics particle diffusion. *J. Membr. Sci.* 1988; 39: 157-185.
76. Drew DA, Schonberg JA, Belfort G. Lateral inertial migration of a small sphere in fast laminar flow through a membrane duct. *Chem. Eng. Sci.* 1991; 46: 3219-3244.
77. Chu HP, Li XY. Membrane fouling in a membrane bioreactor (MBR): Sludge cake formation and fouling characteristics. *Biotechnol. Bioeng.* 2005; 90: 323-331.
78. Mallubhotla H, Belfort G. Semiempirical modeling of crossflow microfiltration with periodic reverse filtration. *Ind. Eng. Chem. Res.* 1996; 35: 2920-2928.
79. Tardieu E, Grasmick A, Geaugey V, Manem J. Influence of hydrodynamics on fouling velocity in a recirculated MBR for wastewater treatment. *J. Membr. Sci.* 1999; 156: 131-140.
80. Elmaleh S, Vera L, Villaroel-Lopez R, Abdelmoumni L, Ghaffor N, Delgado S. Dimensional analysis of steady state flux for microfiltration and ultrafiltration membranes. *J. Membr. Sci.* 1998; 139: 37-45.
81. Bugge TV, Jørgensen MK, Christensen ML, Keiding, K. Modeling cake buildup under TMP-step filtration in a membrane bioreactor: Cake compressibility is significant. *Water Res.* 2012; 46: 4330-4338.
82. Hermia J. Constant pressure blocking filtration laws: application to power-law non-newtonian fluids. *Trans. Inst. Chem. Eng.* 1982; 60: 183.
83. Song L, Elimelech M. Theory of concentration polarization in crossflow microfiltration. *J. Chem. Eng. Sci.* 1995; 45: 13-25.
84. Fane AG, Fell CJD. A review of fouling and fouling control in ultrafiltration. *Desalin.* 1987; 62: 117-136.
85. Henze M, Gujer W, Mino T and Van Loosdrecht MV. Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. IAWQ scientific and technical report N° 9. London: IWA publishing: 2002: p.130.
86. Gujer W, Henze M, Mino T, Loosdrecht M. Activated sludge model No.3. *Water Sci. Technol.* 1999; 39(1): 183-193.
87. Ng ANL, Kim AS. A mini-review of modeling studies on membrane bioreactor (MBR) treatment for municipal wastewaters. *Desalin.* 2007; 212: 261-281.
88. Spérandio M, Espinosa MC. Modelling an aerobic submerged membrane bioreactor with ASM models on a large range of sludge retention time. *Desalin.* 2008; 231: 82-90.

89. Ersu CB, Ong SK, Arslankaya E, Lee YW. Impact of solids residence time on biological nutrient removal performance of membrane bioreactor. *Water Res.* 2010; 44: 3192-3202.
90. Saroj DP, Guglielmi G, Chiarani D, Andreottola G. Modeling and simulation of membrane bioreactors by incorporating simultaneous storage and growth concept: an especial attention to fouling while modelling the biological process. *Desalin.* 2008; 221: 475-482.
91. Jiang T, Myngheera S, De Pauw DJW, Spanjers H, Nopens I, Kennedy MD, *et al.* Modelling the production and degradation of soluble microbial products (SMP) in membrane bioreactors (MBR). *Water Res.* 2008; 42: 4955-4964.
92. Delrue F, Choubert JM, Stricker AE, Spérandio M, Mietton-Peuchot M, Racault Y. Modelling a full scale membrane bioreactor using activated sludge model no.1: Challenges and solutions. *Water Sci. Technol.* 2010; 62(10): 2205-2217.
93. Baek SH, Kim HJ. Mathematical model for simultaneous nitrification and denitrification (SND) in membrane bioreactor (MBR) under Low Dissolved Oxygen (DO) concentrations. *Biotechnol. Bioprocess Eng.* 2013; 18(1): 104-110.
94. Zarragoitia AG, Magnet A, Schetrite S, Jáuregui-Haza U, Albasi C. Dynamical modelling and simulation of wastewater filtration process by submerged membrane bioreactors. *Int. J. Chem. Reactor Eng.* 2009; 7: A29.
95. Di Bella G, Mannina G, Viviani G. An integrated model for physical-biological wastewater organic removal in a submerged membrane bioreactor: Model development and parameter estimation. *J. Membr. Sci.* 2008; 322: 1-12.
96. Lu SG, Imai T, Ukita M, Sekine M, Higuchi T, Fukagawa M. A model for membrane bioreactor process based on the concept of formation and degradation of soluble microbial products. *Water Res.* 2001; 35: 2038-2048.
97. Kang CW, Hua J, Lou J, Liu W, Jordan E. Bridging the gap between membrane bioreactor (MBR) pilot and plant studies. *J. Membr. Sci.* 2008; 325: 861-871.
98. Lee WN, Cheong WS, Yeon KM, Hwang BK, Lee CH. Correlation between local TMP distribution and bio-cake porosity on the membrane in submerged MBR. *J. Membr. Sci.* 2009; 332: 50-55.
99. Ghidossi R, Veyret D, Moulin P. Computational fluid dynamics applied to membranes: state of the art and opportunities. *Chem. Eng. Process.* 2006; 45: 437-454.
100. Günther J, Schmitz P, Albasi C, Lafforgue C. A numerical approach to study the impact of packing density on fluid flow distribution in hollow fiber module. *J. Membr. Sci.* 2010; 348: 277-286.
101. Ndinisa NV, Fane AG, Wiley DE. Fouling control in a submerged flat sheet membrane system. Part II. Two phase flow characterization and CFD simulations. *Sep. Sci. Technol.* 2006; 41: 1383-1409.
102. Prieske H, Bohm L, Drews A, Kraume M. Optimised hydrodynamics for membrane bioreactors with immersed flat sheet membrane modules. *Desalin. Water Treat.* 2010; 18: 270-276.
103. Martinelli L, Guigui C, Line A. Characterisation of hydrodynamics induced by air injection related to membrane fouling behaviour. *Desalin.* 2010; 250: 587-591.
104. Marcos B, Moresoli C, Skorepova J, Vaughan B. CFD modeling of a transient hollow fiber ultrafiltration system for protein concentration. *J. Membr. Sci.* 2009; 337: 136-144.
105. Rahimi M, Madaeni SS, Abolhasani M, Abdulaziz Alsairafi A. CFD and experimental studies of fouling of a microfiltration membrane. *Chem. Eng. Processing.* 2009; 48: 1405-1413.
106. Madaeni SS, Rahimi M, Abolhasani M. Investigation of cake deposition on various parts of the surface of microfiltration membrane due to fouling. *Korean J. Chem. Eng.* 2010; 27(1): 206-213.
107. Ferrero G, Rodríguez-Roda I, Comas J. Automatic control systems for submerged membrane bioreactors: A state-of-the-art review. *Water Res.* 2012; 46: 3421-3433.
108. Zarragoitia AG, Schetrite S, Jáuregui-Haza UJ, Lorain O, Albasi C. Optimization of wastewater filtration process in submerged membrane bioreactors: applicability of a dynamic model to scale up. *Computer Aided Chem. Eng.* 2009; 27: 1545-1550.
109. Verrecht B, Judd S, Guglielmi G, Brepols C, Mulder JW. An aeration energy model for an immersed membrane bioreactor. *Water Res.* 2008; 42: 4761-4770.