

Modo de operación basado en el control dinámico del ensuciamiento: Optimización de un biorreactor de membrana

O. Díaz, E. González, J. Rodríguez-Sevilla, L. Vera*

Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica.
Facultad de Ciencias-Sección Químicas (Campus de Anchieta).
Apartado 456. 38200 La Laguna (Tenerife) España

*Operation mode based on the dynamic control of membrane fouling:
Optimization of a membrane bioreactor*

*Mode d'operació basat en el control dinàmic del embrutiment:
Optimització d'un bioreactor de membrana*

RECEIVED: 23 JULY 2018; REVISED: 8 OCTOBER 2018; ACCEPTED: 16 OCTOBER 2018

SUMMARY

The membrane bioreactors are a technology widely applied to wastewater treatment and regeneration. However, its full implementation is hindered by membrane fouling, which increases maintenance costs and decreases productivity. Therefore, the development of operation modes that allow the membrane fouling control is fundamental in the implementation of this technology. This paper presents a techno-economic analysis of a process operation mode based on the dynamic control of the frequency of physical cleaning of the membrane, as a function of the fouling achieved. From experimental data obtained in a pilot-scale installation, empirical models were developed to analyze the effect of the operation variables on fouling. The economic analysis allowed to establish the optimal operating conditions, which are given to a filtration and backwash flow of 50 and 35 L/h·m², respectively, without the need of membrane aeration during filtration and ensuring an effective fouling control.

Keywords: Costs analysis; energy consumption; membrane fouling; wastewater regeneration; ultrafiltration membrane.

RESUMEN

Los biorreactores de membrana constituyen una tecnología ampliamente aplicada al tratamiento y regeneración de las aguas residuales. Sin embargo, su completa implantación se ve limitada por el ensuciamiento de la membrana, que aumenta los costes

de mantenimiento y disminuye la productividad. Por ello, el desarrollo de modos de operación que permitan el control del ensuciamiento es fundamental en la implantación de la tecnología. Este trabajo presenta un análisis tecno-económico de un modo de operación del proceso basado en el control dinámico de la frecuencia de limpiezas físicas de la membrana, en función del ensuciamiento alcanzado. A partir de datos experimentales obtenidos en una instalación a escala piloto, se desarrollaron modelos empíricos para analizar el efecto de las variables de operación sobre el ensuciamiento. El análisis económico permitió establecer las condiciones óptimas de operación, que se dan a un flujo de filtración y de retrolavado de 50 y 35 L/h·m², respectivamente, sin necesidad de aireación de la membrana durante la filtración y garantizando un control del ensuciamiento.

Palabras clave: Análisis de costes; consumo energético; ensuciamiento de la membrana; regeneración de aguas residuales; ultrafiltración.

RESUM

Els bioreactors de membrana constitueixen una tecnologia àmpliament aplicada al tractament i regeneració de les aigües residuals. No obstant això, la seva completa implantació es veu limitada per l'embrutiment de la membrana, que augmenta els costos de

*Corresponding author: luvera@ull.edu.es

manteniment i disminueix la productivitat. Per això, el desenvolupament de maneres d'operació que permetin el control de l'embrutiment és fonamental en la implantació de la tecnologia. Aquest treball presenta una anàlisi tecno-econòmic d'un mode d'operació del procés basat en el control dinàmic de la freqüència de neteges físiques de la membrana, en funció del embrutiment assolit. A partir de dades experimentals obtingudes en una instal·lació a escala pilot, es van desenvolupar models empírics per analitzar l'efecte de les variables d'operació sobre l'embrutiment. L'anàlisi econòmica va permetre establir les condicions òptimes d'operació, que es donen en un flux de filtració i de retroentat de 50 i 35 L/h·m², respectivament, sense necessitat de ventilació de la membrana durant la filtració i garantint un control del embrutiment.

Paraules clau: Anàlisi de costos; consum energètic; embrutiment de la membrana; regeneració d'aigües residuals; ultrafiltració.

INTRODUCCIÓN

La Directiva Marco del Agua¹ supone un reto para la gestión de los recursos hídricos, ya que obliga a proteger y conservar los ecosistemas acuáticos promoviendo un uso sostenible de dichos recursos. En este sentido, la regeneración de las aguas depuradas es fundamental. La normativa cada vez más exigente en cuanto a calidad de los recursos hídricos y el desarrollo de la industria de las membranas, han propiciado el crecimiento exponencial de los sistemas de biorreactores de membrana (en inglés, *membrane bioreactor* MBR) en los últimos años². El ensuciamiento sigue siendo el principal factor que condiciona la aplicación de esta tecnología, ya que éste fenómeno incrementa los costes de instalación y operación³. A pesar de ello, la elevada calidad del efluente producido, que cumple con los requisitos establecidos para la reutilización de las aguas residuales, ha favorecido su implantación frente a otras tecnologías de depuración^{4,5}.

Las plantas convencionales de tratamientos de aguas residuales están constituidas generalmente por un sistema de tratamiento de lodos activos que, en muchos casos, no contempla la nitrificación del efluente de salida. Además, es habitual que tengan lugar episodios frecuentes de des-floculación, debido al bajo rendimiento de los clarificadores secundarios. Todo ello da lugar a efluentes sin nitrificar, con concentraciones relativamente altas de sólidos suspendidos y materia orgánica. En este escenario, resulta necesario incorporar algún tipo de tratamiento terciario que mejore la calidad del efluente del sistema de depuración. En los últimos años, la introducción de tecnologías de membrana de ultrafiltración y microfiltración ha sido una alternativa muy extendida^{6,7}. Sin embargo, su aplicación puede verse restringida si el agua procedente del tratamiento secundario presenta una cantidad relativamente alta de materia orgánica disuelta⁶. En estos casos, donde se requiere la

mejora de la calidad de efluentes de tratamiento secundario y su nitrificación para garantizar un transporte seguro en condiciones anóxicas propias de largas conducciones de transporte^{7,8}, la utilización de un MBR como tratamiento terciario parece ser una buena opción tecnológica. Esta aplicación ha sido recientemente estudiada a escala piloto^{10,11,12}.

La operación de un MBR terciario está ligada al desarrollo de una biomasa de características y propiedades presumiblemente diferentes a las presentes en un MBR clásico, operado como tratamiento secundario. En el caso del MBR terciario, la suspensión biológica se encuentra en una situación de "limitación de sustrato"¹². Este fenómeno conduce al "mantenimiento celular"¹³, donde el crecimiento neto de la biomasa es prácticamente nulo y por ende, el tiempo de residencia celular es prácticamente infinito. Estas condiciones no solo mejoran la productividad del proceso ya que no se generan lodos residuales, sino que además, permiten reducir la concentración de biopolímeros, sustancias consideradas entre las principales causantes del ensuciamiento de las membranas¹⁴. La operación sin purga de lodos en un MBR clásico se traduce en elevadas concentraciones de biomasa (12-24g/L) lo que genera un impacto negativo sobre la transferencia de oxígeno disuelto y un incremento en los costes de operación¹⁵. Sin embargo, los MBR terciarios (tMBR) ofrecen la posibilidad de operar con una retención total de lodos y una concentración moderada de MLSS, debido a la moderada carga orgánica de la alimentación¹².

El principal parámetro para controlar los costes de instalación (CAPEX) y de operación (OPEX) es la selección de un adecuado flujo de filtración. Altos flujos de permeado producen una reducción del área de filtración requerida y por tanto, unos menores CAPEX. Sin embargo, el ensuciamiento de la membrana se ve incrementado al operar a flujos elevados, lo que conlleva un incremento de la frecuencia del retrolavado o un incremento en la aireación de la membrana, y por tanto, un aumento en los OPEX. Por lo general, para evitar el ensuciamiento incontrolado de las membranas y el consiguiente incremento de costes, las plantas MBR a escala industrial, se diseñan y operan en condiciones altamente conservativas. Un reciente estudio comparativo entre grandes instalaciones de MBR, para el tratamiento de aguas residuales urbanas, revela que los flujos de diseño son similares independientemente de las características del agua residual a tratar, capacidad de la instalación o tecnología instalada¹⁶. Por otro lado, las limpiezas físicas (retrolavado o relajación) que son prefijadas en duraciones de 30 a 130 segundos cada 10 ó 25 minutos² inducen una reducción de flujo neto. Estas dos circunstancias llevan a realizar limpiezas físicas cuando el sistema no lo requiere y por tanto, a perder flujo neto y al aumento de los consumos energéticos derivados de esta operación. Por otro lado, el modo de operación conservativo, pre-establecido, favorece el envejecimiento de la membrana, ya que en la mayoría de las ocasiones se realizan limpiezas químicas de mantenimien-

to para evitar el ensuciamiento irreversible cuando todavía, ni siquiera existe ensuciamiento reversible.

Parece bastante intuitivo que una de las mejores alternativas al modo de operación convencional de un MBR es la aplicación de un procedimiento que permita controlar el ensuciamiento. Villarroel y colaboradores¹⁷ desarrollaron un modo de control que únicamente realiza las limpiezas físicas y/o químicas cuando el sistema alcanza un ensuciamiento predefinido. Este modo de operación alternativo se ha denominado de “presión de consigna” y se basa en iniciar el retrolavado de manera automática, cuando se alcanza una determinada presión transmembrana¹⁷. Este modo de operación alternativo ha sido validado a escala piloto en diferentes escenarios operando durante más de 3.000 h en condiciones de filtración supra-críticas y sin necesidad de realizar limpiezas químicas de la membrana¹⁰. Este tipo de control feedback permite establecer el inicio del retrolavado mediante un seguimiento de la permeabilidad, ajustando automáticamente la frecuencia de retrolavado en función del aumento de la presión transmembrana. Por tanto, el modo por presión de consigna se propone como un modo alternativo de operación basado en el seguimiento del ensuciamiento de la membrana¹⁷. De esta manera los ciclos de filtración son variables ajustándose al ensuciamiento dinámico de la membrana. Por tanto, parece que es necesario modelizar el ensuciamiento de la membrana con el fin de poder realizar un diseño de la instalación puesto que a priori no se conoce el tiempo de filtración y por ende, el flujo neto¹⁸.

La inyección de aire en la proximidad de la membrana permite el aumento de la turbulencia y del esfuerzo de cizalladura sobre la superficie de la misma, consiguiendo así, disminuir la capa de ensuciamiento que se haya podido formar, sin presentar efecto sobre el ensuciamiento residual. La aireación de la membrana es considerada como el principal demandante de energía por parte de los sistemas MBR, excediendo habitualmente el 50% del consumo energético total⁵. Por tanto, la operación en ausencia de aireación de filtración se presenta como una gran alternativa puesto que significaría una elevada reducción de los costes de operación de los MBR.

El objetivo de este trabajo es evaluar las condiciones óptimas de operación que impliquen los menores costes de instalación y operación de un MBR como tratamiento terciario de un efluente de un sistema convencional de depuración de aguas residuales domésticas, operado con el modo alternativo de operación por presión de consigna y filtración frontal (sin aireación). Para ello se utilizan modelos matemáticos que describen el ensuciamiento residual y reversible de la membrana.

2. METODOLOGÍA

2.1 Descripción del biorreactor

La optimización del biorreactor de membrana (MBR) se ha llevado a cabo mediante los resultados experimentales obtenidos en el desarrollo de trabajos previos^{10,11,12}. El sistema MBR se operó como un tratamiento terciario, alimentándose con el efluente de un proceso convencional de lodos activos de una Estación de Depuración de Aguas Residuales (EDAR) convencional. La unidad experimental estaba equipada con un módulo ZeedWeed®ZW-10 (SUEZ Water Technologies & Solutions) de membranas de fibra hueca con un diámetro de poro de 0,04µm, un diámetro externo de 1,9 mm y un área de filtración de 0,9 m², ensambladas verticalmente. El biorreactor cilíndrico, presentó una capacidad de 220 litros. Una vez depurado, el efluente se extrajo a través de la membrana mediante el vacío generado por una microbomba de engranajes. Al operar a flujo de permeado constante, el ensuciamiento de la membrana se constató por un aumento de la presión transmembrana, medido en un manómetro analógico y en un transductor de presión. Periódicamente, una vez alcanzada el valor de presión de consigna, la microbomba invirtió el sentido del flujo, produciendo un retrolavado que eliminó parcialmente, las sustancias depositadas previamente, sobre la membrana o en el interior de los poros. La filtración se realizó sin aireación de las membranas durante la fase de filtración, aplicando únicamente un caudal constante de aire de 3,1 Nm³/h·m² durante la fase de retrolavado para mejorar la limpieza de la membrana. El caudal de aire se reguló mediante una válvula manual y un rotámetro.

La biomasa generada en el biorreactor se mantuvo agitada mediante burbujeo de aire (2,8 Nm³/h) en la parte inferior del depósito, a través de una tubería perforada dispuesta en todo el perímetro del fondo del mismo. Además, se empleó un compresor adicional para aireación del proceso biológico, el cual fue controlado para mantener la concentración de oxígeno disuelto por encima de 1,5 mg/L. Al igual que en el caso de la aireación en la membrana, el caudal inyectado se reguló por una válvula manual y un rotámetro.

2.2 Descripción de los modelos empleados para describir el ensuciamiento de la membrana

Con el objeto de optimizar las condiciones de filtración en el proceso, se han propuesto dos modelos empíricos, uno para cada tipo de ensuciamiento, que permiten describir el efecto de las variables de filtración sobre el ensuciamiento de la membrana.

El primer lugar, el ensuciamiento residual de la membrana en el sistema a estudio se ha descrito en función del modelo propuesto en trabajos anteriores¹¹. Este modelo asume un rápido ensuciamiento durante el periodo inicial de operación hasta alcanzar unas condiciones de equilibrio, que dependen principalmente de las condiciones de limpieza. Durante este periodo de equilibrio, la membrana ex-

perimenta un ensuciamiento muy lento. La primera etapa se produce por las elevadas fuerzas compresivas sobre el material depositado, que forma una torta filtrante en la membrana. Estas fuerzas provocan la deformación y compactación de la torta. El modelo empírico presenta un primer término que describe el rápido crecimiento del ensuciamiento residual interno, mientras que el segundo considera el crecimiento continuo y lento exhibido durante el periodo de equilibrio.

$$R_{if} = (R_{if})_{asym} [1 - \exp(-k_c t)] + r_{if} t \quad (1)$$

donde $(R_{if})_{asym}$ es el valor asintótico durante el periodo inicial, K_c es la constante cinética y r_{if} es la velocidad de ensuciamiento residual en el periodo de equilibrio. Se puede considerar que el valor de $(R_{if})_{asym}$ decrece linealmente con el flujo de retrolavado¹¹ y que por tanto, puede ser determinado mediante la siguiente expresión:

$$(R_{if})_{asym} = 1,03 \cdot 10^{12} - 1,12 \cdot 10^{10} J_b \quad (2)$$

La constante cinética (K_c) se ve afectada únicamente a valores muy bajos de flujo de retrolavado, inferiores a 20 L/h·m²¹¹. Para el desarrollo de este trabajo se consideró flujos de retrolavado superiores a este valor crítico y por tanto, se puede considerar para esta constante un valor de 0,08¹¹. La velocidad de ensuciamiento residual, en el periodo de equilibrio y para el rango de condiciones estudiadas, se ha demostrado que es prácticamente independiente de las condiciones de operación¹¹ y, por tanto, se considera un valor de constante en el modelo (2,10·10⁸ 1/m·h).

Por su parte, el ensuciamiento reversible es descrito mediante el modelo de formación de torta compresible¹¹. En este caso la caída de presión a través de la torta (ΔP_c) puede representarse mediante la expresión.

$$\Delta P_c = TMP - TMP_0 = \mu \alpha \omega J^2 t \quad (3)$$

donde TMP_0 es la presión transmembrana asociada al ensuciamiento residual, y, por tanto, se asocia al valor de la R_{if} a cada de instante de tiempo t ; α es la resistencia específica de la torta y ω la concentración de sólidos por unidad de volumen filtrado. Para partículas compresibles, α aumenta con TMP , que en el caso de suspensiones microbianas se ajusta a una expresión no lineal.

$$\alpha = \alpha_0 \left(1 + \frac{\Delta P_c}{P_a} \right) \quad (4)$$

donde α_0 es la resistencia específica de la torta a la presión cero y P_a es un parámetro que caracteriza el efecto de la compresibilidad. Sin embargo, la resistencia específica de la torta depende en gran medida de las condiciones del retrolavado¹¹, puesto que la re-dispersión juega un papel relevante en las propiedades de la torta formada. Un incremento en la turbulencia durante el retrolavado genera una ma-

yor resistencia específica de la torta, debido a una deposición de partículas de menor tamaño sobre la membrana¹⁹. Considerando los resultados obtenidos en trabajos previos¹¹, existe una relación exponencial entre α y el flujo de retrolavado.

2.3 Método de análisis de costes

El análisis de costes de operación e instalación aplicado en este trabajo sigue el procedimiento propuesto por Judd². Sin embargo, dado las particularidades del sistema a estudio se han realizado algunas modificaciones en el procedimiento. La Tabla 3 muestra los valores utilizados durante la estimación de costes del tMBR.

El consumo de aire para el proceso de degradación biológica del influente se ve incrementado de manera considerable por el consumo de oxígeno durante el proceso de respiración endógena. En este caso, para la estimación de dicho consumo, se han usado valores de velocidad de consumo de oxígeno obtenidas experimentalmente en el desarrollo de trabajos previos^{10,11}. El uso de los modelos matemáticos para describir el ensuciamiento de la membrana permite determinar el tiempo de filtración y con este parámetro determinar el resto de costes de instalación y operación. La filtración se ha realizado sin aireación en las inmediaciones de la membrana. Sin embargo, se ha considerado aplicar una aireación en la membrana durante el retrolavado para aumentar la re-dispersión del ensuciamiento retirado de la superficie de la membrana²⁰. La tasa de aireación específica seleccionada es de 3,1 Nm³/h·m², de acuerdo a estudios previos¹¹.

Como dato de partida se establece un caudal de tratamiento de 15.000 m³/d, siendo este caudal la actual producción de la depuradora a estudio, por otra parte, se establece un tiempo de reposición de las membranas de 10 años. Para analizar la influencia de los principales parámetros de operación que son el flujo de filtración y de retrolavado se ha decidido estudiar un rango de operación de 20 a 75 L/h·m² y de 20 a 60 L/h·m² para los flujos de filtración y retrolavado, respectivamente.

Tabla 1. Constantes empleadas en la estimación de costes

Parámetro	Unidad	Valor	Ref.
Relación superficie de membrana por volumen de depósito	m ² /m ³	45	[21]
Capacidad calorífica del aire	J/kg K	1,4	[2]
Consumo específico de aireación de la membrana	Nm ³ /h·m ²	3,1	[11]
Coste de la bomba	€/m ³ /h	20	[22]
Coste de la membrana	€/m ²	50	[21]
Coste del compresor	€/(L/min)	1,795	[22]
Coste energético	€/kWh	0,0918	[22]
Costes relacionados con la obra civil	€/m ³ _{depósito}	220	[21]
Presión transmembrana de consigna	kPa	30,5	[11]
Rendimiento de la bomba	%	75	[2]
Rendimiento del compresor	%	60	[2]
Resistencia interna de la membrana	1/m	4,9·10 ¹¹	[11]

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1. Rendimiento de depuración del proceso y características de la suspensión

En la Tabla 2 se resumen los valores de los principales parámetros contaminantes presentes en la alimentación y en el agua producto (permeado) obtenida en el proceso.

La concentración de sólidos en el agua de alimentación es significativamente alta teniendo en cuenta que es un efluente de un clarificador secundario; sin embargo, los episodios de des-floculación son bastante frecuentes. De hecho, se trata de un agua de alimentación del tMBR con una alta concentración de materia orgánica particulada. Por otra parte, el sistema convencional, previo al tratamiento terciario, no realiza eliminación de nutrientes, y, por ende, el influente al tMBR presenta una concentración moderada de amonio.

La suspensión biológica en el biorreactor presentó una baja actividad, reflejada en los bajos valores de velocidad específica de consumo de oxígeno ($SOUR_e = 0,052 \text{ g O}_2/\text{g MLVSS d}$, ver Tabla 3). Esto se debe a las severas condiciones de inanición impuestas, como consecuencia de las bajas relaciones de microorganismos a sustrato de operación ($F/M = 0,095 \text{ Kg DQO}/\text{kg MLSS d}$, ver Tabla 3). No obstante, pese a la baja actividad biológica observada, el tMBR logró elevados grados de depuración, alcanzando rendimientos de un 86 % y 98 % para la eliminación de demanda química de oxígeno (DQO) y amonio, respectivamente (Tabla 2).

Tabla 2. Características del agua de alimentación y permeado (N: número de muestras)

Parámetro	Unidad	Alimentación		Permeado	
		Promedio	N	Promedio	N
DQO	mg/L	215	73	30	66
COT	mg/L	18	65	7	71
NH ₄ ⁺	mg N/L	30	78	0,48	74
NO ₂ ⁻	mg N/L	0,29	17	0,01	65
NO ₃ ⁻	mg N/L	0,24	36	38,17	63
Conductividad	μS/cm	1757	77	1634	76
pH	-	7,94	74	8,01	75
Turbidez	NTU	150	71	<0,9	74
SS	mg/L	220	61	-	-

Por otra parte, las condiciones endógenas pueden justificar las bajas concentraciones de productos microbianos solubles (SMP) y biopolímeros agregados (BCP) en el medio líquido de la suspensión (Tabla 3). Además, la biomasa presentó una baja turbidez del sobrenadante, lo que se traduce en una pequeña concentración de microorganismos no floculados, además de exhibir un tamaño medio y uniforme de flóculos con una buena filtrabilidad, cuantificada mediante valores de TTF (Tabla 3). Por último, cabe destacar la concentración estable de biomasa, sin creci-

miento aparente, consistente con las condiciones de limitación de sustrato impuestas en el sistema^{10,11,12}.

Tabla 3. Características de la suspensión biológica (N: Número de muestras)

Parámetro	Unidad	Promedio	N
F/M	Kg DQO/kg MLSS-d	0,095	65
MLSS	mg/L	5.768	94
MLVSS	mg/L	4.695	92
BPC	mg/L	1,11	49
TTF	s	172	37
D ₁₀	μm	18,6	8
D ₅₀	μm	54,2	8
D ₉₀	μm	140,0	8
SOUR _e	g O ₂ /g MLVSS-d	0,052	16

3.2. Validación de modelos matemáticos para el ensuciamiento de la membrana

Los modelos matemáticos propuestos en este trabajo han sido validados con resultados experimentales obtenidos en una planta piloto que alimentaba la misma agua residual y bajo las mismas condiciones que se consideran para la optimización del biorreactor de membrana terciario.

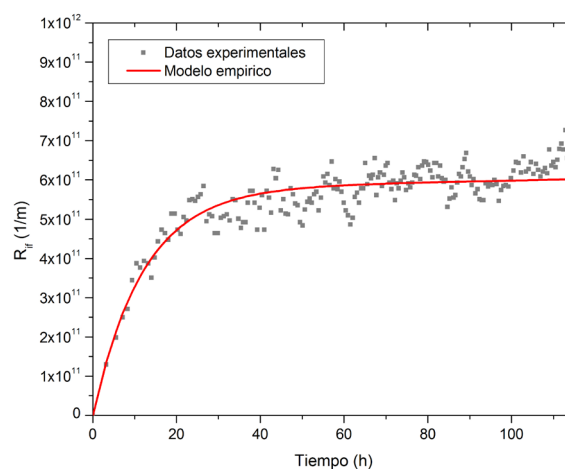


Figura 1. Evolución de la resistencia asociada al ensuciamiento residual con el tiempo ($J = 45 \text{ L}/\text{h}\cdot\text{m}^2$; $J_b = 60 \text{ L}/\text{h}\cdot\text{m}^2$ $t_b = 30 \text{ s}$)

La Fig. 1 muestra la evolución de la resistencia asociada al ensuciamiento residual de la membrana con el tiempo, para un biorreactor de membrana operado como tratamiento terciario en las condiciones analizadas. El flujo de filtración se estableció en $45 \text{ L}/\text{h}\cdot\text{m}^2$, sin esfuerzo de cizalladura tangencial, es decir, sin aireación en la membrana. El sistema operó con el modo por presión de consigna con un valor de esta de 30 kPa y se burbujeo aire simultáneamente con el retrolavado a a un flujo de $40 \text{ L}/\text{h}\cdot\text{m}^2$ durante 30 segundos. Estos resultados son idénticos a los encontrados en estudios previos de un sistema operado con condiciones parecidas¹¹. Como se

puede observar en la Fig. 1, el modelo matemático propuesto para describir el ensuciamiento residual permite establecer con una alta precisión el grado de ensuciamiento residual de un MBR operado con el sistema por presión de consigna. Evidentemente, el sistema presenta una relativa dispersión de los resultados debido posiblemente a una oscilación de las características del agua de alimentación, las cuales no se incluyen en el planteamiento del modelo empleado. No obstante, los valores reales y estimados de la resistencia asociada al ensuciamiento residual se aproximan entre sí, siendo el error promedio calculado de un $6 \pm 0,4\%$.

Una vez conocida la resistencia interna de la membrana para cualquier instante de tiempo, se puede establecer el valor de la presión transmembrana al inicio del ciclo de filtración, aplicando la ley de Darcy. La obtención de la presión transmembrana inicial y el uso del modelo de torta compresible empleado para describir el ensuciamiento reversible permite obtener el tiempo de filtración, y por tanto, el flujo neto de operación establecido. La Tabla 4 muestra los valores experimentales de flujo neto obtenidos en estudios previos ($(J_{net})_{exp}$)¹¹, comparados con los obtenidos mediante los modelos empleados en este trabajo ($(J_{net})_{teo}$). Los resultados muestran una elevada correlación entre los datos modelizados y reales obteniendo un error de un $5 \pm 2\%$. Las desviaciones de dichos resultados respecto al modelo empleado para describir el ensuciamiento reversible pueden deberse al hecho de este asume constante las condiciones biológicas del sistema.

Los resultados muestran que los modelos planteados en este trabajo permiten predecir con un bajo error, y para diferentes condiciones de operación, el comportamiento del biorreactor de membrana terciario operado con el sistema por presión de consigna, pudiendo optimizar su operación.

Tabla 4. Datos de flujos netos experimentales y obtenidos mediante los modelos matemáticos empleados para describir el ensuciamiento

J (L/h·m ²)	J ₀ (L/h·m ²)	(J _{net}) _{exp} (L/h·m ²)	(J _{net}) _{teo} (L/h·m ²)	Error (%)
35	60	34,1	34,9	2,5
35	40	34,0	34,9	3,0
35	20	33,7	35,0	3,7
45	60	41,9	44,9	6,8
45	40	43,1	44,9	4,2
45	20	42,1	45,0	6,5
55	60	50,6	54,9	7,9
55	40	52,1	54,9	5,2
55	20	52,7	55,0	3,4

3.3 Influencia del modo de operación por presión de consigna sobre los costes de instalación

Para evaluar el modo de operación por presión de consigna se han aplicado flujos de filtración comprendidos entre 20 y 75 L/h·m² y diferentes flujos de retrolavado comprendidos entre 20 y 60 L/h·m². El análisis de los costes de instalación se ha llevado a cabo teniendo en cuenta los costes derivados de la propia membrana a instalar, la obra civil, las necesidades de aireación y bombeo.

La Fig. 2A representa los distintos costes de instalación (CAPEX) obtenidos para los diferentes flujos de filtración y retrolavado considerados. Si se analiza para unas mismas condiciones de retrolavado la influencia del flujo de filtración, se puede afirmar que las condiciones extremas de flujos de filtración se traducen en incrementos significativos de los CAPEX. Por ejemplo, si se establece un flujo de retrolavado de 60 L/h·m² y se comparan los flujos de filtración de 25 y 75 L/h·m², se obtiene flujos netos muy parecidos entre sí con valores próximos a los 22 L/h·m².

En el modo de operación convencional por retrolavado temporizado, siempre se ha admitido que mayores flujos de filtración se traducen en menores CAPEX²¹, este comportamiento se debe a que los tiempos de filtración son predeterminados y no se ajustan a las condiciones reales del ensuciamiento de la membrana. El ensuciamiento residual de la membrana únicamente se ve afectado por el flujo de retrolavado, según describe el modelo empleado, debido al ajuste automático de las frecuencias de limpiezas físicas de la membrana¹¹. Por otra parte, la resistencia específica de la torta sobre la membrana es la misma para todos los flujos de filtración si se mantiene constante el flujo de retrolavado de acuerdo con el modelo utilizado. Sin embargo, la velocidad de ensuciamiento reversible se ve incrementada. Este comportamiento se debe a que el sistema funciona en filtración en ausencia de aireación y, por tanto, la masa acumulada sobre la membrana es proporcional al volumen filtrado, y, por ende, al flujo de filtración¹⁹. En las condiciones impuestas, un incremento del flujo de filtración produce el mismo ensuciamiento residual pero un incremento significativo de la velocidad de ensuciamiento reversible, es decir, una reducción del tiempo de filtración. En conclusión, los flujos moderados entre 35 y 70 L/h·m², son los idóneos puesto que el aumento del flujo de filtración reduce el área requerida y no incrementa de manera significativa el ensuciamiento reversible de la membrana.

Si se analiza la influencia del flujo de retrolavado para un mismo flujo de filtración se observa que el ensuciamiento residual se reduce al aumentar este parámetro, según el modelo considerado. Sin embargo, el aumento del flujo de retrolavado trae consigo un incremento de la resistencia específica de la torta formada sobre la membrana, es decir, se aumenta la velocidad de ensuciamiento reversible de la membrana. Este comportamiento se atribuye

a una deposición de partículas de menor tamaño sobre la membrana debido al incremento de la dispersión cuando se aumenta el flujo de retrolavado¹⁹. En estas condiciones, el sistema experimenta un menor ensuciamiento residual cuando se opera con flujos de retrolavado altos, pero presenta un mayor ensuciamiento reversible. Por tanto, un incremento del flujo de retrolavado genera un flujo neto de operación similar al observado para condiciones con mayor ensuciamiento residual. El comportamiento descrito se ve incrementado cuando se opera a flujos mayores, debido a que en estas condiciones el ensuciamiento reversible es mayor. En condiciones de baja deposición de materiales sobre la membrana, es decir, a bajos flujos de filtración, la reducción del flujo neto debido al aumento de la resistencia específica de la torta no es apreciable.

Los principales CAPEX de un MBR son asociados con los costes derivados de la instalación de la membrana y la obra civil². En este trabajo se ha encontrado que los costes de instalación de la membrana y obra civil son en valor promedio sobre el porcentaje total, de un 34,7% y un 49,55%, respectivamente. Los principales CAPEX son directamente proporcionales al área de membrana requerida, que a su vez depende del flujo neto de operación y, por tanto, del tiempo de filtración. La Fig. 2B representa las diferentes áreas de membranas a instalar para los diferentes flujos de filtración y retrolavados estudiados. Esta figura es muy similar a la encontrada para los costes totales de instalación, de acuerdo con la bibliografía, demostrando que la selección del correcto flujo de filtración tiene una influencia notable sobre los costes del sistema².

Atendiendo a los CAPEX las condiciones idóneas de operación corresponderían a un flujo de filtración de 55 L/h·m² y a un flujo de retrolavado de 37,5 L/h·m². Estos flujos son muy superiores a los encontrados en la bibliografía para MBRs operados con el sistema convencional temporizado^{5,16}. Por tanto, se demuestra que el sistema por presión de consigna es capaz de operar a flujos de filtración superiores a los comerciales, gracias a que permite el control del ensuciamiento.

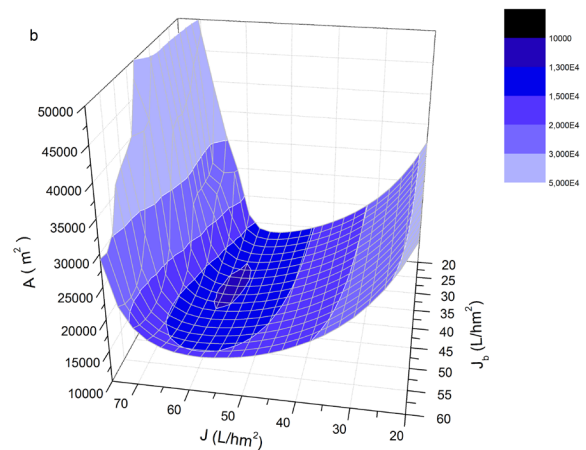
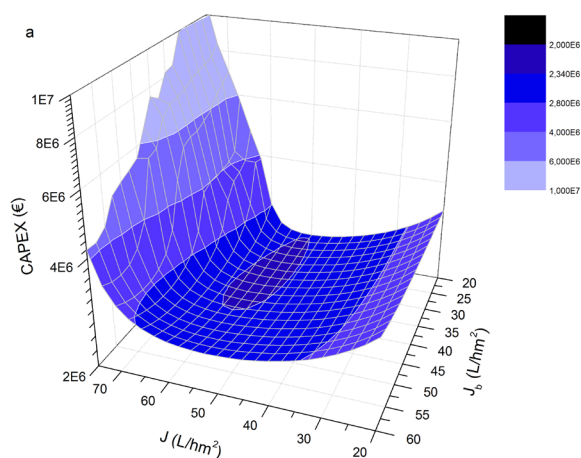


Figura 2. Relación entre los costes de instalación (CAPEX) (a) y área instalada de membrana (A) (b) para diferentes flujos de filtración y retrolavado.

3.4. Análisis de los costes de operación en función de modo alternativo por presión de consigna

En el desarrollo de este trabajo, los costes de operación (OPEX) han sido evaluados atendiendo a los consumos energéticos derivados de los sistemas de bombeo (filtración y retrolavado) y de aireación (biológica y de membranas). Por tanto, el seguimiento de los OPEX es un análisis del consumo energético en cada una de las condiciones estudiadas, debido a que el principal coste de operación de un MBR se produce por las necesidades energéticas del proceso²¹. De manera análoga al proceso descrito para determinar los costes de instalación, se ha procedido a realizar un barrido de condiciones con el fin de analizar la influencia del modo de operación por presión de consigna sobre los OPEX.

La Fig. 3 muestra los costes de operación para las diferentes condiciones de filtración y retrolavado analizadas. Como era de esperar, un incremento del flujo de filtración genera un incremento de los costes de operación, sin embargo, no es un crecimiento lineal sino que se produce un aumento muy acusado cuando el sistema trabaja a elevados flujos de filtración, superiores a 60 L/h·m². El aumento de los OPEX cuando se incrementa el flujo de filtración es comportamiento típico de los MBR². Este comportamiento se debe a dos fenómenos, el primero asociado a un mayor consumo energético derivado de las necesidades de filtración; y el segundo, se debe al incremento significativo del ensuciamiento reversible bajo las condiciones a estudio. Un mayor ensuciamiento reversible conduce a menores tiempos de filtración y por tanto, una mayor frecuencia del retrolavado. El sistema opera con filtración en ausencia de aireación, sin embargo, durante el retrolavado se airea la membrana. En conclusión, un incremento de la frecuencia del retrolavado produce un incremento significativo del consumo energético y, por ende, en los costes de operación. Este comportamiento es igual, independientemente del flujo de retrolavado impuesto.

A flujos de filtración bajos y moderados, se observa una influencia poco apreciable del flujo de retrolavado, obteniendo unos OPEX muy similares, sin embargo, cuando los flujos de filtración se establecen en valores significativamente altos, se obtiene una clara influencia del flujo de retrolavado. La Fig. 4 muestra las contribuciones relativas de los diferentes costes de operación sobre el total para tres flujos de filtración diferentes (20, 50 y 70 L/h·m²) y de retrolavado (20, 40 y 60 L/h·m²). El consumo energético producido por la aireación biológica del sistema es el mismo para todas las condiciones puesto que el diseño se ha llevado a cabo bajo las mismas condiciones de degradación biológica de la materia carbonosa y para una nitrificación total del influente. A bajos y moderados flujos, el incremento de ensuciamiento reversible con el aumento del flujo de retrolavado genera un leve aumento de los costes de operación. Sin embargo, este comportamiento no produce un aumento significativo debido a que la reducción del tiempo de filtración es pequeña. Es decir, la frecuencia del retrolavado aumenta de manera muy poco significativa, y el consumo energético derivado de la aireación de la membrana es similar.

El comportamiento es totalmente distinto cuando se opera a elevados flujos de filtración. En la Fig. 4 se puede observar cómo, a elevados flujos de filtración, operar a bajos flujos de retrolavado conduce a un aumento muy significativo de las necesidades energéticas producidas por la aireación de la membrana. En este caso, el aumento de la resistencia específica de la torta, cuando se opera a elevados flujos de retrolavado, conduce a un mayor ensuciamiento reversible, como ya se ha mencionado. Sin embargo, el ensuciamiento residual es mayor cuando el sistema opera a bajos flujos de retrolavado, además, operar a elevados flujos se traduce en obtener unas mayores presiones transmembrana iniciales según el modelo propuesto. Combinando las condiciones anteriores se obtiene una reducción drástica del tiempo de filtración y un aumento, por tanto, del consumo energético derivado de la agitación durante la limpieza física, si el sistema opera a elevados flujos de filtración y bajos flujos de retrolavado.

Según los resultados obtenidos, los OPEX se ven muy influenciados por los costes de aireación de la membrana. Como valor medio se obtiene una contribución de un 37% respecto al total de los costes de operación, siendo este valor inferior al encontrado en la bibliografía para MBR operados con el sistema convencional temporizado⁵. Sin embargo, el OPEX derivado de la aireación de la membrana depende notablemente del flujo de filtración impuesto pasando de una contribución sobre el total de un 13% a un 90% para los flujos de filtración de 20 y 70 L/h·m², respectivamente, y un mismo flujo de retrolavado, fijado en 20 L/h·m², debido a los fenómenos descritos anteriormente.

Sin embargo, el sistema de MBR terciario operado con el modo de operación por presión de consigna y filtración sin aireación de la membrana, produce un bajo consumo energético (<0.1 kWh/m³) siempre

que se imponga un flujo de filtración inferior a los 50 L/h·m². Estos datos muestran una gran relevancia del sistema de operación alternativo, puesto que permite trabajar a mayores flujos con consumos energéticos inferiores a los encontrados a escala industrial^{5,16}. Por otra parte, cabe destacar que los OPEX no tienen en cuenta la gestión de los lodos del sistema, puesto que al operar en condiciones altamente endógenas el crecimiento neto de biomasa es totalmente despreciable¹².

Según los resultados encontrados y atendiendo a los menores costes de operación, las condiciones idóneas se establecen en un flujo de filtración de 20 L/h·m² y a un flujo de retrolavado de 22,25 L/h·m².

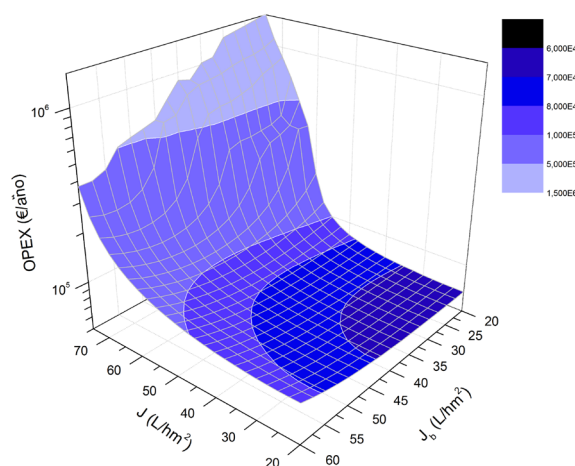


Figura 3. Costes de operación anuales para diferentes flujos de filtración y retrolavado ensayados en el MBR terciario.

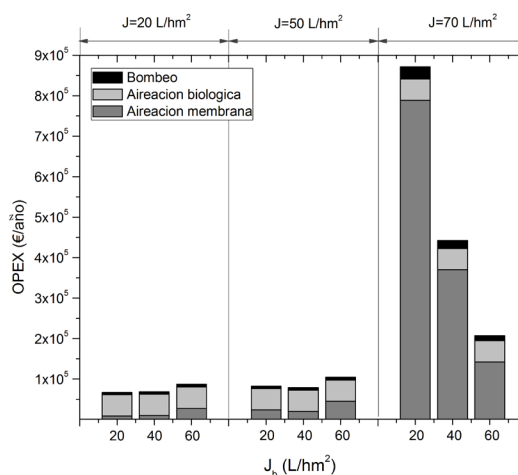


Figura 4. Contribución de distintos costes a los costes de operación anuales (OPEX) para el sistema de MBR terciario en función de las diferentes condiciones de trabajo analizadas (J y J_b)

3.5. Influencia del flujo de filtración y retrolavado sobre los costes totales del MBR

El análisis de los costes totales del sistema de tratamiento terciario del MBR con el modo de opera-

ción por presión de consigna se ha llevado a cabo mediante la determinación del valor actual neto (en inglés, NPV) para todas las condiciones estudiadas, determinado según establece Judd (2011)².

La Fig. 5 muestra los valores de NPV para los diferentes flujos de filtración y retrolavado analizados. La forma de la curva es muy similar a la encontrada en los costes de instalación, demostrando que estos tienen una influencia clara si el sistema opera con el modo de operación por presión de consigna (ver el método de cálculo). Si se establecen altos flujos de filtración el sistema presenta altos NPV, tal y como era de esperar puesto que, en esas condiciones el sistema presenta los mayores costes de instalación y operación. Sin embargo, al operar a bajos flujos de filtración el sistema presenta un incremento de los costes de instalación y los menores costes de operación, tal y como ya se ha descrito. En estas condiciones el sistema presenta un aumento del NPV pero es inferior al incremento que presenta los costes de instalación.

De manera evidente, las mejores condiciones de operación se encuentran a moderados flujos de filtración y bajos flujos de retrolavado, puesto que en esas condiciones el ensuciamiento de la membrana es menor y se encuentra controlado. Atendiendo a los costes totales, las mejores condiciones de operación se establecen a un flujo de filtración de 50 L/h-m² y de retrolavado de 35 L/h-m², siendo estos valores muy superiores a los encontrados en la bibliografía para biorreactores de membrana a escala industrial^{5,16}.

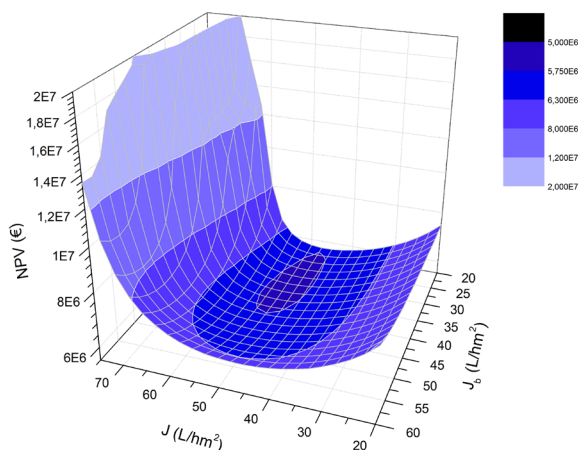


Figura 5. Valor Actual Neto (NPV) en función de las diferentes condiciones de operación simuladas en el sistema MBR terciario.

4. CONCLUSIONES

El control dinámico de la frecuencia de retrolavados mediante la presión de consigna permite optimizar la operatividad de un biorreactor de membrana terciario. Las mejores condiciones de operación se han establecido en un flujo de filtración de 50 L/h-m², un flujo de retrolavado de 35 L/h-m² y ai-

reación solamente en el retrolavado, puesto que el sistema obtiene los menores costes. Por otra parte, se han validado modelos matemáticos para describir el ensuciamiento de la membrana, lo que puede permitir optimizar otros sistemas de biorreactores de membrana con el mismo procedimiento descrito en este trabajo. Además, el modo de operación sin purga y en régimen endógeno reduce sensiblemente los costes relativos a la gestión y tratamiento adecuado de los lodos.

AGRADECIMIENTOS

Los autores quieren expresar su gratitud al proyecto CTM2011-27307 del MINECO por la financiación del sistema de control de operación del biorreactor. Asimismo, agradecen el soporte de SUEZ Water Treatment & Solutions y BALTEN. También al laboratorio de Análisis de Agua del Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de La Laguna y al Servicio General de Apoyo a la Investigación de la Universidad de La Laguna (SEGAI) porque su apoyo fue esencial en este trabajo.

REFERENCIAS

1. Directiva 2000/63/CE del Parlamento Europeo y Consejo de 23 de octubre de 2000 relativa al marco comunitario de actuación en el ámbito de la política del agua.
2. Judd S., *The MBR Book, Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment*. 2011. 2nd edition, Elsevier, Oxford.
3. Fenu A., Roels J., Wambecq T., De Gussem K., Thoeye C., De Gueldre G., Van De Steene B., Energy audit of a full scale MBR system. *Desalination*, 2010, 262, 121-128.
4. Krzeminski P., Leverette L., Malamis S., Katsou E., Membrane bioreactors- A Review on recent developments in energy reduction, fouling control, novel configurations, LCA and market prospects. *Journal of Membrane Science*, 2017, 527, 207-227.
5. Iglesias R., Simón P., Moragas L., Arce A.; Rodríguez-Roda I., Cost comparison of full-scale water reclamation technologies with an emphasis on membrane bioreactors. *Water Science and Technology*, 2017, 75 (11), 2562-2570.
6. Haberkamp, J., Ernst, M., Böckelmann, U., Szewzyk, U., Jekel, M.. Complexity of ultrafiltration membrane fouling caused by macromolecular dissolved organic compounds in secondary effluents. *Water research*, 2008, 42, 3153-3161.
7. Zheng, X., Khan, M.T., Croué, J.P. Contribution of effluent organic matter (EfOM) to ultrafiltration (UF) membrane fouling: Isolation, Characterization, and fouling effect of EfOM fraction. *Water Research*, 2014, 65, 414-424.

8. Delgado S., Díaz F., Villarroel R., Vera L., Díaz R., Elmaleh S., Nitrification in hollow-fiber membrane bioreactor. *Desalination*, **2002**, 146, 445-449.
9. Rodríguez-Gómez L.E., Delgado S., Álvarez M., Elmaleh S., Inhibition of Sulfide Generation in a Reclaimed WasteWater Pipe by Nitrate Dosage and Denitrification Kinetics. *Water Environmental Research*, **2005**, 77 (22) , 193-198.
10. Vera L., González E., Díaz O., Delgado S., Application of a backwashing strategy based on transmembrane pressure set-point in a tertiary submerged membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, **2014**, 470, 504-512.
11. Vera L., González E., Díaz O., Sánchez R., Bohorque R., Rodríguez-Sevilla J., Fouling analysis of a tertiary submerged membrane bioreactor operated in dead- end mode at high-fluxes, *Journal of Membrane Science*, **2015**, 493, 8–18.
12. Díaz O., Vera L., González E., García E., Rodríguez-Sevilla J., Effect of sludge characteristics on membrane fouling during start-up of a tertiary submerged membrane bioreactor, *Environmental Science and Pollution Research*, **2016**, 23, 8951–8962.
13. Pirt, S., The maintenance energy of bacteria in growing cultures. *Proc R Soc London*, **1965**. 163B, 224-231.
14. Lin, H., Zhang, M., Wang, F., Meng, F., Liao, B.Q., Hong, H., Chen, J., Gao, W. A critical review of extracellular polymeric substances (EPSs) in membrane bioreactors: Characteristics, roles in membrane fouling and control strategies, *Journal of Membrane Science*, **2014**, 460, 110-125.
15. Rosenberger S., Kruger U., Witzig R., Manz W., Szewzyk U., Kraume M., Performance of a bioreactor with submerged membrane for aerobic treatment of municipal wastewater. *Water Research*, 2002, 36, 413-420.
16. Judd, S., The status of industrial and municipal effluent treatment with membrane bioreactor technology, *Chemical Engineering Journal*, **2016**, 305, 34-45.
17. Villarroel R., Delgado S., González E., Morales M., Physical cleaning initiation controlled by transmembrane pressure set-point in a submerged membrane bioreactor, *Separation and Purification Technology* 2013, **104**, 55-63.
18. González E., Díaz O., Vera L., Rodríguez-Gómez L., Rodríguez-Sevilla J., Feedback control system for filtration optimisation based on a simple fouling model dynamically applied to membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science*, **2018**, 552, 243-252.
19. McAdam E.J., Judd S.J., Optimization of dead-end filtration conditions for an immersed anoxic membrane bioreactor, *Journal of Membrane Science*, **2008**, 325, 940–946.
20. Ye Y., Chen V., Le-Clech P., Evolution of fouling deposition and removal on hollow fibre membrane during filtration with periodical backwash, *Desalination*, **2011**, 283, 198–205.
21. Verrecht B., Maere T., Nopens I., Brepols C., Judd S. The cost of large-scale hollow fibre MBR. *Water Research*, **2010**, 44, 5274-5283.
22. Felcher H., Mackley T., Judd S., The cost of package plant membrane bioreactor. *Water Research*, **2007**, 41, 2627-2635.