

ULTRAFILTRACIÓN TANGENCIAL DE EFLUENTES SECUNDARIOS. ANÁLISIS DEL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

CROSS-FLOW ULTRAFILTRATION OF SECONDARY EFFLUENTS. MEMBRANE FOULING ANALYSIS

Luisa Vera^{*1}, Enrique González¹, Oliver Díaz¹, Rafael A. Bohorque¹, Rubén D. Sánchez¹

(1) Universidad de La Laguna, Facultad de Química, Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica,
Avda. Astrofísico Fco. Sanchez s/n, 38200 La Laguna - España

*autor de contacto (email: luvera@ull.es)

Recibido: 08/07/2014 - Evaluado: 07/10/2014 - Aceptado: 25/10/2014

RESUMEN

La aplicación de la ultrafiltración tangencial en la regeneración de efluentes secundarios se ve limitada por el ensuciamiento de la membrana. En este trabajo se analiza la influencia de los principales parámetros de operación (presión transmembrana y velocidad tangencial) sobre la selectividad y el ensuciamiento observados en una membrana cerámica tubular de ultrafiltración. Los resultados experimentales han mostrado una retención significativa en la membrana de la materia orgánica microcoloidal y disuelta (52-54%). El análisis del ensuciamiento ha permitido definir condiciones de operación críticas en las que la resistencia debida al ensuciamiento se minimiza. Estas condiciones se pueden describir en función de un número adimensional de cizalladura y su relación con otro parámetro adimensional, el número de ensuciamiento.

ABSTRACT

The application of cross-flow ultrafiltration to regenerate secondary effluents is limited by membrane fouling. This work analyzes the influence of the main operational parameters (transmembrane pressure and cross-flow velocity) about the selectivity and fouling observed in an ultrafiltration tubular ceramic membrane. The experimental results have shown a significant retention of the microcolloidal and soluble organic matter (52 – 54%) in the membrane. The fouling analysis has defined the critical operational conditions where the fouling resistance is minimized. Such conditions can be described in terms of a dimensionless number known as shear stress number and its relationship with other dimensionless parameter, the fouling number.

Palabras clave: ultrafiltración tangencial; membrana cerámica; agua regenerada; ensuciamiento de la membrana
Keywords: cross-flow ultrafiltration; ceramic membrane; regenerated water; membrane fouling

INTRODUCCIÓN

La reutilización de aguas regeneradas como vía para paliar el déficit de recursos hídricos naturales es una práctica ampliamente extendida que, en el caso de España, está regulada por el RD1620/2007 (BOE, 2007). Dicho marco normativo exige la eliminación de la mayor parte de la materia particulada y determina los límites microbiológicos permitidos (*E. Coli*, nematodos y *legionella spp.*) según el destino final del agua regenerada. En el caso de la reutilización con fines agrícolas y recreativos que comprende el 78% del volumen reutilizado en España (Iglesias *et al.*, 2010), el esquema convencional de regeneración suele incluir como tratamiento físico-químico, la filtración granular y la desinfección. Dicho esquema de tratamiento permite alcanzar la calidad requerida con unos bajos costes de operación (Mujeriego, 2004), pero presenta el inconveniente de verse afectado por las fluctuaciones de calidad del efluente secundario (Hamoda *et al.*, 2004). Además, no permite una eficaz eliminación de la materia orgánica presente en el efluente, lo cual es indispensable si la salinidad del efluente secundario requiere de un tratamiento final de desalinización (Iglesias *et al.*, 2010; Deniz *et al.*, 2009).

La aplicación de la ultrafiltración tangencial a efluentes secundarios supone una alternativa tecnológica de gran interés debido a que combina la estabilidad del proceso con una alta eficacia en la eliminación de materia orgánica, además de producir un permeado desinfectado (Asano *et al.*, 2007). El potencial de este proceso es ampliamente conocido (Alonso *et al.*, 2001; Reith & Birkenhead, 1998), pero su aplicación generalizada está limitada por el ensuciamiento de la membrana. Este fenómeno se caracteriza por la reducción del flujo de permeado a lo largo del proceso de filtración, causado por un aumento en la resistencia al flujo debido al bloqueo de poros, la polarización de la concentración y la formación de torta/gel (Muthukumaran *et al.*, 2007). Como consecuencia, la aparición del ensuciamiento implica una pérdida de productividad y selectividad en la membrana, y en último término, un aumento en los costes de operación (Jarusutthirak & Amy, 2001).

La naturaleza y el grado del ensuciamiento de la membrana están relacionados con las condiciones hidrodinámicas en la superficie de la membrana, el tipo de membrana y las características físico-químicas de las especies presentes en la alimentación (Lehman & Liu, 2009). Al mismo tiempo, las interacciones dinámicas que se dan entre las especies y la membrana pueden afectar a la selectividad de la membrana y a su tendencia al ensuciamiento (Majewska-Nowa *et al.*, 2008). Generalmente, la materia orgánica presente en el efluente secundario se suele considerar como la principal responsable del ensuciamiento de la membrana. Esta fracción está compuesta por polisacáridos, proteínas, ácidos nucleicos, ácidos orgánicos, sustancias húmicas y componentes de las células (Barker *et al.*, 2000). De todos ellos, los biopolímeros (polisacáridos y proteínas) son los que tienen un mayor efecto sobre el ensuciamiento (Ayache *et al.*, 2013). En estudios previos se ha encontrado una reducción importante de estos compuestos mediante diversos pretratamientos de la alimentación como la coagulación, la ozonización, la adsorción sobre carbón activo o la aplicación de resinas de intercambio (Filloux *et al.*, 2012; Nguyen y Roddick, 2013). No obstante, la utilización de estos pretratamientos supone un coste adicional, además de que la reducción de los compuestos nunca es completa. Una estrategia alternativa es la de optimizar las condiciones de operación para minimizar el ensuciamiento, debido a que normalmente la selección de estas condiciones se hace en función de criterios generales o en la información suministrada por los distribuidores comerciales.

Considerando los diversos factores que intervienen en el fenómeno del ensuciamiento y el impacto que tiene este sobre la viabilidad económica del proceso, se han desarrollado numerosos modelos con el objetivo de comprender mejor los mecanismos de ensuciamiento y optimizar el rendimiento de la filtración (Ahmad *et al.*, 2006; Tansel *et al.*, 2000). Así, basándose en un análisis de las fuerzas que actúan sobre una partícula individual en las inmediaciones de la membrana, Wang y Li (2014) han propuesto la existencia de un flujo crítico o una velocidad tangencial crítica para partículas no Brownianas (mayores de 10 μm), para las cuales la fuerza Browniana es menor en dos órdenes de magnitud a las fuerzas dispersivas y convectivas. De esta manera, por encima de esta velocidad crítica o por debajo de este flujo crítico, la deposición de estas partículas se minimiza. Elmaleh *et al.* (1998), utilizando análisis dimensional, han agrupado el efecto de la velocidad tangencial y la presión transmembrana en términos del número de cizalladura, el cual determina las condiciones a las que aparece el ensuciamiento.

El presente trabajo analiza la influencia de las principales variables de operación (presión transmembrana y velocidad tangencial) sobre la selectividad y el ensuciamiento de la membrana durante la ultrafiltración del efluente secundario de una EDAR convencional de lodos activos. La interpretación de los fenómenos implicados en el ensuciamiento se ha realizado mediante el análisis dimensional propuesto por Elmaleh *et al.* (1998).

MATERIALES Y MÉTODOS

Dispositivo experimental

La unidad experimental dispone de una membrana cerámica tubular monocanal L01 (LIKUID, España) con diámetro medio de poro de 0,01 μm y una superficie filtrante de 75 cm^2 (Fig. 1). La unidad está compuesta por un tanque de alimentación de 20 l; una bomba de tornillo sin fin compuesta de dos engranajes interiores helicoidales; una carcasa tubular de filtración realizada en acero inoxidable, dotada de un diámetro interno de 10,35 mm y una longitud de 530 mm; una válvula reguladora que permite someter a presión el módulo de filtración y controlar dicha presión; dos manómetros, uno a la entrada y el otro a la salida del módulo; un rotámetro Fischer-Porter; una balanza electrónica (Cobos TXB 4201 L); y un ordenador para el registro de datos de la balanza a través de la interfase correspondiente. Los experimentos se han realizado en circuito cerrado, recirculando el rechazo al depósito de alimentación.

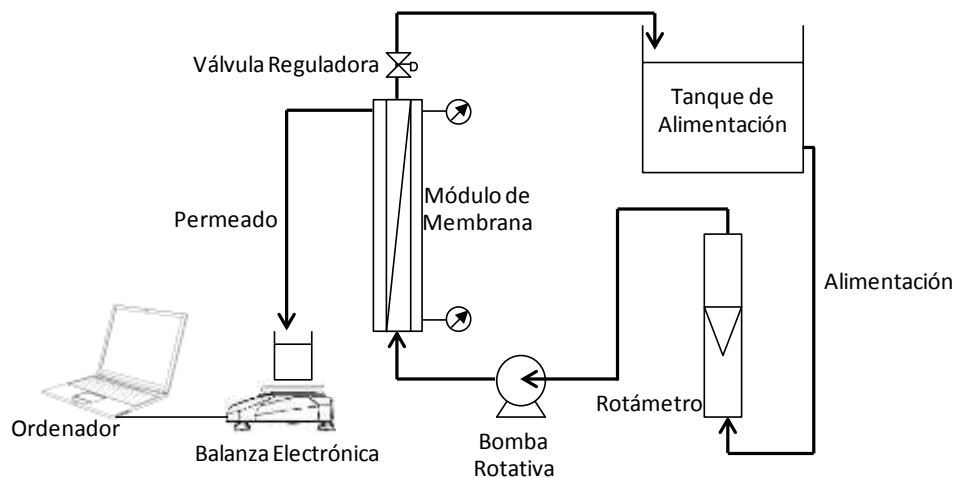


Fig. 1: Diagrama de la instalación experimental de ultrafiltración tangencial equipada con membranas inorgánicas.

Metodología experimental

En los experimentos se ha fijado la velocidad tangencial (u) y la presión transmembrana (TMP), siendo el flujo de permeado (J) la única variable que cambia a lo largo del tiempo. Una vez estabilizado el sistema, se ha podido determinar la resistencia debida al ensuciamiento (R_f) según la ecuación (1):

$$R_f = \frac{\text{TMP}}{J \cdot \mu} - R_m \quad (1)$$

donde R_m es la resistencia de la membrana limpia y μ es la viscosidad del permeado.

Al final de cada experimento se han tomado muestras de alimentación y permeado para su posterior análisis físico-químico. Finalmente, se ha llevado a cabo la limpieza química de la membrana según el protocolo explicado más adelante.

Métodos analíticos

La demanda química de oxígeno (DQO), el nitrógeno amoniacal ($N-NH_3$), la turbidez y los sólidos suspendidos totales (SST) se han determinado conforme a los métodos normalizados (APHA, 2005). La concentración de carbono orgánico microcoloidal y disuelto (DOC) se ha medido con un TOC-5000A (Shimadzu, Japón). El pH se ha medido con un pH-metro WTW inoLabLevel 1 (WTW, Alemania) y la conductividad con el conductímetro inoLab Cond 720 (WTW, Alemania).

Estandarización de la membrana

Con el fin de establecer un estado de referencia en la membrana, se realizaron sucesivos experimentos en los que una membrana nueva ha sido ensuciada, ultrafiltrando el efluente secundario de la EDAR de Santa Cruz durante 2 horas a unas condiciones no severas (velocidad tangencial de 3 m/s y presión de operación de 3 bar). Después de cada experimento, se ha aplicado a la membrana el protocolo de limpieza química que se describe más adelante y al final de cada limpieza química, se ha determinado la resistencia de membrana (R_m) filtrando agua blanca. Este proceso se ha repetido sucesivamente hasta que el valor de la resistencia de la membrana obtenido después de las limpiezas se ha estabilizado. De esta manera, se ha podido definir un estado de referencia de la membrana correspondiente al estado de la membrana que permite reproducir la permeabilidad de la misma tras las limpiezas.

Protocolo de limpieza química de la membrana

El protocolo de limpieza llevado a cabo para la regeneración de la membrana tras cada ensayo de ultrafiltración de agua depurada ha implicado los siguientes pasos: (1) lavado en circuito cerrado con agua blanca durante 10 min, (2) lavado estático de la membrana con disolución de hipoclorito sódico (120 mg/L) durante 30 min, (3) lavado con agua blanca durante 10 min, y (4) lavado estático de la membrana con ácido nítrico 0,5% en volumen, durante 20 min. Para comprobar la eficacia de limpieza, después de cada lavado se ha calculado la resistencia de la membrana al filtrar agua de red y se ha comparado con el valor de resistencia de referencia fijado en el procedimiento de estandarización.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Estandarización de la membrana

En el proceso de estandarización se observó un ensuciamiento irre recuperable de la membrana, cuantificado como un aumento en la resistencia de la membrana tras la limpieza (Figura 2). La resistencia inicial de la membrana incremento su valor desde $3,6 \cdot 10^{12}$ 1/m hasta $5,8 \cdot 10^{12}$ 1/m después de 6 experimentos de 2 horas de duración. Este último valor de resistencia de la membrana, $5,8 \cdot 10^{12}$ 1/m es el que se ha tomado para definir el estado de referencia o standard de la membrana en cálculos posteriores.

Establecimiento del tiempo de operación experimental

Cuando la operación de filtración se lleva a cabo a presión constante, el ensuciamiento se manifiesta en que el flujo de permeado experimenta un progresivo descenso hasta alcanzar un valor estacionario o bien, una reducción poco significativa del mismo (Le-Clech *et al.*, 2006). Por tanto, es necesario establecer la duración mínima de los experimentos que garantice el desarrollo del estado pseudo-estacionario. En el estudio experimental llevado a cabo, se realizó un experimento de larga duración a una velocidad tangencial (u) igual a 3 m/s y una presión transmembrana (TMP) de 3 bar con el objetivo de determinar el tiempo aproximado en que para el sistema en cuestión se alcanzaba dicho estado pseudo-estacionario. Las condiciones experimentales seleccionadas para este estudio concreto correspondían a condiciones poco severas, asociadas a un ensuciamiento menor de la membrana y por tanto, a un tiempo para alcanzar el flujo pseudo-estacionario previsiblemente elevado. En definitiva, se consideraron condiciones de operación conservativas que permitirían definir el estado pseudo-estacionario con garantías.

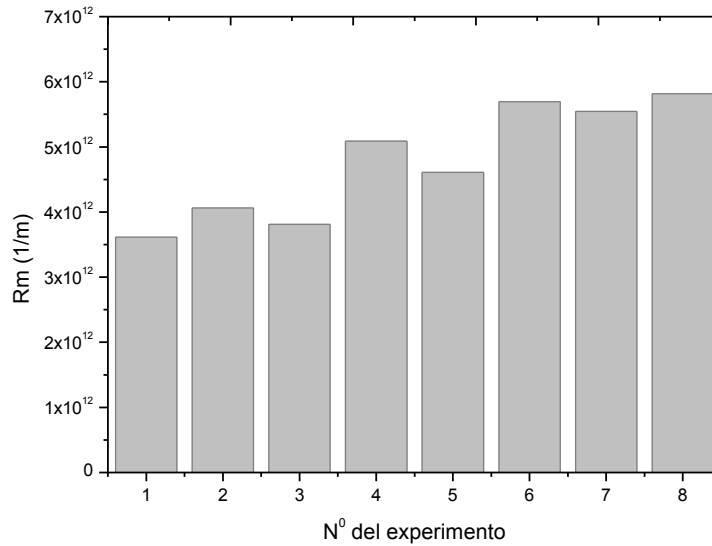


Fig. 2: Evolución de la resistencia de la membrana después de cada experimento a lo largo del proceso de estandarización de membrana nueva.

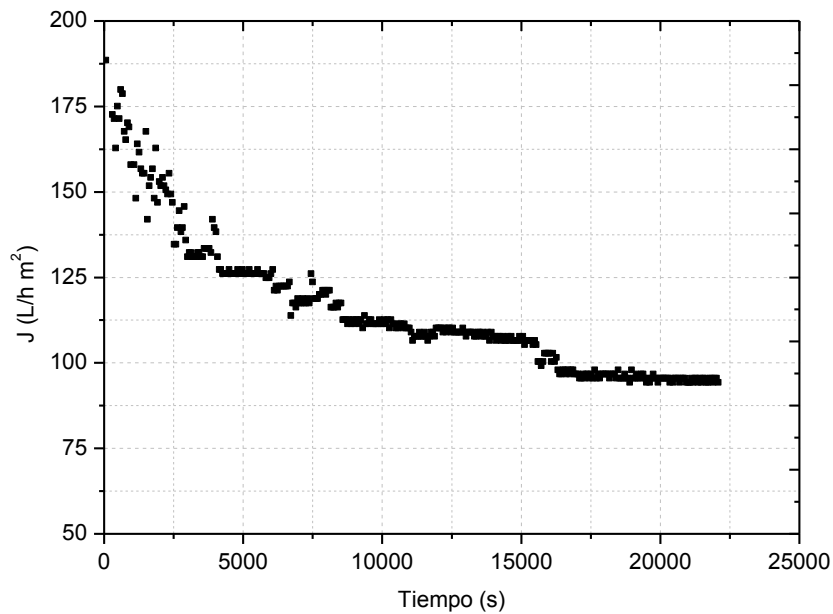


Fig. 3: Evolución temporal del flujo de permeado (J) durante la ultrafiltración de efluentes secundarios para $u = 3 \text{ m/s}$ y $\text{TMP} = 3 \text{ bar}$

En la Figura 3 se muestra la evolución experimentada por el flujo de permeado durante el experimento de ultrafiltración de agua depurada de larga duración. En dicha figura se puede observar que se alcanza un flujo pseudo-estacionario tras 3 horas (10.800 s) y a partir de ese momento, el flujo se reduce en un 8%, debido al

ensuciamiento posterior. Por tanto, se puede afirmar que tras tres horas de experimentación, la membrana alcanza un porcentaje elevado del ensuciamiento global que experimentaría en una operación a largo plazo, y el sistema alcanzaría un estado pseudo-estacionario, caracterizado por un flujo de permeado pseudo-estacionario, Js.

Efecto de las condiciones de operación sobre la calidad del permeado

Como es habitual en ultrafiltración, los resultados obtenidos muestran que independientemente de las condiciones de operación, la membrana retiene completamente los sólidos suspendidos presentes en el efluente secundario y produce una reducción importante de la DQO (Asano *et al.*, 2007) (Tabla 1). Asimismo, se observa que la materia orgánica microcoloidal y disuelta disminuye en un valor estable de 52-54%, expresada como DOC. Como consecuencia, la turbidez del permeado se reduce hasta valores comprendidos entre 0,2-0,3 NTU. Por otra parte, la ligera reducción observada para el nitrógeno amoniacal puede deberse a un fenómeno de *stripping* asociado al pH de la alimentación, así como a la operación de la unidad de ultrafiltración en circuito cerrado. Por su parte, el descenso de conductividad en aproximadamente un 5%, puede deberse a la retención de los fosfatos, tal y como se ha observado en estudios previos (Vera, 1998).

Tabla 1: Características físico-químicas de la alimentación y del permeado en ensayos de UF con membrana inorgánica. Condiciones de operación: $u = 4$ m/s, TMP variable

Parámetro	Presión transmembrana (bar)					
	2		3		4	
	A	P	A	P	A	P
DQO, mg/L	167	44	167	51	80	21
SST, mg/L	52,3	nd	52,3	nd	24,7	Nd
DOC, mg/L	23,6	10,9	23,6	11,4	24,6	11,4
Turbidez, NTU	29,7	0,2	29,7	0,2	25,9	0,3
N-NH ₃ , mg/L	40,2	31,5	40,2	33,4	40,8	32,2
pH	8,0	8,2	8,0	8,3	8,0	8,3
Conductividad, μ S/cm	1895	1786	1895	1783	1865	1761

A: Alimentación; P: Permeado; nd: no detectable

Evolución temporal del flujo de permeado

En la Figura 4 se muestra el efecto de la velocidad tangencial sobre la evolución temporal del flujo de permeado al operar a una misma presión transmembrana. Se observa que la velocidad con que desciende el flujo disminuye al aumentar la velocidad tangencial. En todos los casos, el flujo desciende rápidamente y a continuación, en una segunda etapa, la velocidad de descenso disminuye progresivamente hasta que el flujo alcanza un valor pseudo-estacionario. Dada la presencia conjunta de materia coloidal y particulada en el efluente secundario, el rápido ensuciamiento observado en los primeros minutos se puede atribuir a dos fenómenos: la acumulación de solutos en la capa límite generando una resistencia adicional al flujo y la deposición de solutos sobre la membrana, formando una torta filtrante (Lee & Clark, 1998; Hong *et al.*, 1997). El desarrollo teórico propuesto por Song y Elimelech (1995) determina las condiciones que llevan a la formación de la torta en base a la formulación del número de filtración. El cálculo de dicho número para las condiciones experimentales ensayadas en el presente estudio, resulta un número de filtración muy superior a 15 y por tanto, asumible la hipótesis de formación de una torta sobre la capa activa de la membrana como responsable del ensuciamiento observado. Esta interpretación es consistente con otros estudios de ultrafiltración de efluentes secundarios con membranas tubulares en los que se ha demostrado un rápido descenso inicial del flujo de permeado que progresivamente se va estabilizando a medida que se forma la torta filtrante (Muthukumarán *et al.*, 2011).

En lo relativo a la influencia de la TMP sobre el flujo de permeado, se observa que el incremento de la primera afecta a la segunda tal y como prevé la ley de Darcy (Fig. 5). No obstante, operar a presiones elevadas (4-5 bar) no parece incrementar significativamente el flujo pseudo-estacionario, debido posiblemente al alto grado de ensuciamiento producido en la membrana al inicio de la operación, asociado a los elevados flujos iniciales. Este comportamiento es coherente con la existencia de un flujo crítico, a partir del cual se produce la deposición de los solutos sobre la membrana, formando una torta. En condiciones sub-críticas, los solutos son transportados desde las inmediaciones de la membrana hasta el seno del fluido debido a que el flujo de permeado es inferior al flujo dispersivo asociado a la velocidad tangencial (Bacchin *et al.*, 2006). De todo ello se deduce que el flujo crítico dependerá, entre otros factores, de la velocidad tangencial (Huisman *et al.*, 1999). En los experimentos mostrados en la Figura 5 ($u = 5$ m/s), el flujo crítico parece estar comprendido entre 180-190 L/h m². Consistentemente, a medida que se disminuye la velocidad tangencial, disminuye el valor del flujo crítico: para una velocidad de 4 m/s el flujo crítico estaría aproximadamente en 130-135 L/h m², mientras que para 3 m/s se encontraría a valores inferiores a 130-135 L/h m² (Tabla 2). Estos resultados son similares a los encontrados por Muro *et al.* (2013), en la determinación del flujo crítico durante la ultrafiltración de aguas residuales industriales operando módulos de membrana cerámica y de arrollamiento en espiral. Dichos autores observaron los valores más elevados de flujo crítico al operar a velocidades de 3 m/s y TMP moderadas (3-4 bar), mientras a TMP superiores, los flujos críticos observados descendieron significativamente.

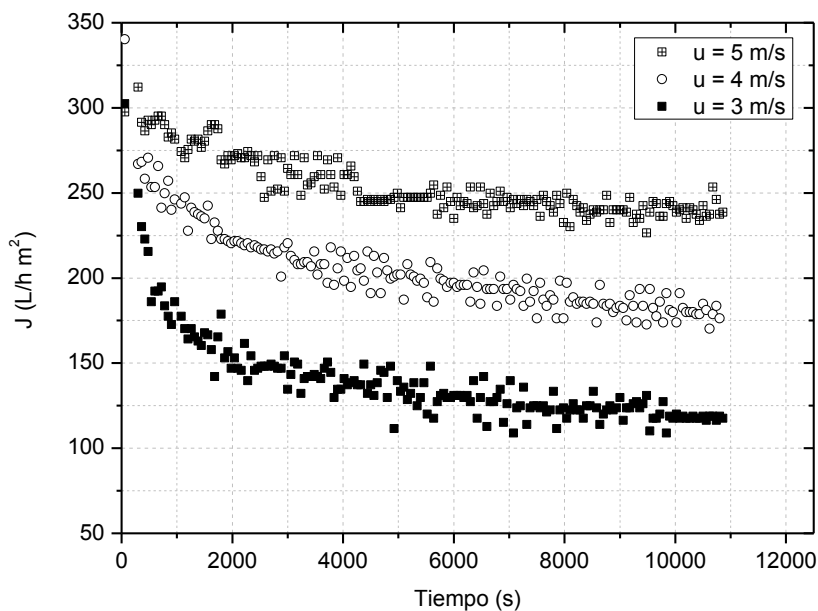


Fig. 4: Evolución temporal del flujo de permeado durante la UF del efluente secundario de EDAR, para distintas velocidades tangenciales y TMP=5 bar

El concepto de flujo crítico es ampliamente utilizado en procesos de micro y ultrafiltración para múltiples aplicaciones (Field & Pearce, 2011). La operación en condiciones críticas es la más deseable, por permitir optimizar el flujo de permeado con un mínimo ensuciamiento. Sin embargo, la cantidad de factores que condicionan el valor del flujo crítico, especialmente aquellos relacionados con las características físico-químicas de la suspensión, como pueden ser la distribución de tamaño, la estabilidad o la concentración (Bacchin *et al.*, 2006), hacen que su determinación tenga que realizarse necesariamente, de forma experimental.

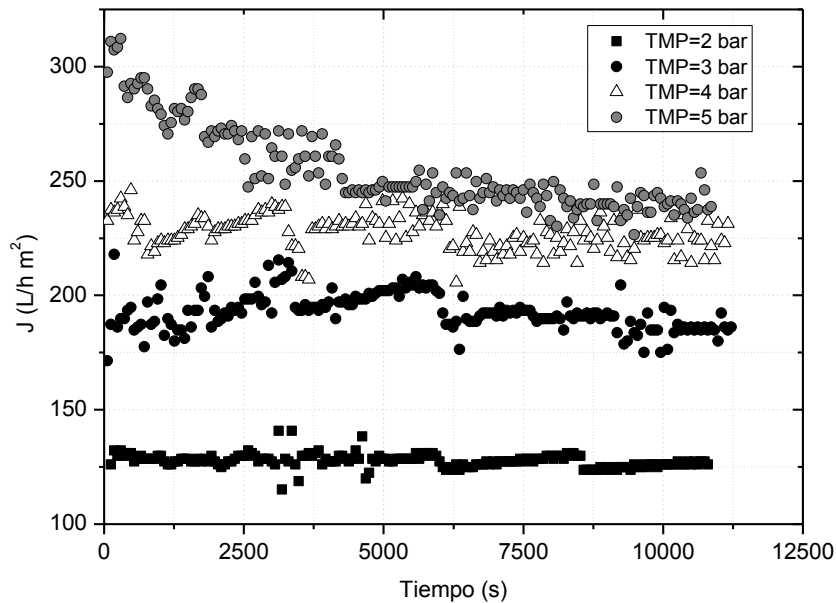


Fig. 5: Evolución temporal del flujo de permeado para distintas TMP y una velocidad tangencial de 5 m/s.

Tabla 2: Resultados obtenidos para el flujo inicial ($J_{inicial}$) y pseudo-estacionario (J_s) de permeado en los experimentos de UF de efluente secundario de EDAR realizados.

TMP (bar)	u (m/s)	$J_{inicial}$ (L/hm ²)	J_s (L/hm ²)
2	3	135	111
3		189	113
4		249	107
5		302	119
2	4	132	131
3		185	160
4		222	187
5		340	176

Efecto de las condiciones de operación sobre el flujo pseudo-estacionario.

Al representar el flujo pseudo-estacionario frente a la presión transmembrana se puede observar la existencia de un valor asintótico que aumenta con la velocidad tangencial aplicada (Fig. 6). De acuerdo con la ley de Darcy, el flujo de permeado obtenido es siempre mayor al aumentar la TMP aplicada. Sin embargo, en presencia de solutos, se produce una concentración por polarización y por tanto, una acumulación de solutos en la superficie de la membrana. En el caso de solutos no Brownianos (mayores de 10 μm), esta acumulación se puede describir mediante un balance entre la fuerzas dispersivas y convectivas (Wang & Li 2014). Como se ha indicado previamente, estas fuerzas están determinadas por las condiciones de operación: así, mientras que las fuerzas dispersivas dependen de la velocidad tangencial, las convectivas están determinadas por el flujo de permeado (que depende a su vez, de la TMP aplicada). Al mismo tiempo, los solutos presentes en las inmediaciones de la membrana se pueden depositar sobre la misma produciendo la formación de una torta filtrante. La magnitud de

este fenómeno aumenta con la TMP aplicada y es lo que justifica el comportamiento no lineal observado en la Figura 6. Un comportamiento similar se ha encontrado durante la microfiltración tangencial de emulsiones de hidrocarburos (Villarroel *et al.*, 1995). Mientras en el caso de suspensiones bacterianas, se observa un descenso en el flujo obtenido a partir de valores de TMP superiores a 1 bar (Elmaleh & Abdelmoumni, 1997) que los autores han atribuido a un proceso de compactación y deformación de la torta formada.

Los resultados obtenidos en los ensayos de ultrafiltración de agua depurada a que se refiere este trabajo parecen indicar que los principales mecanismos que limitan la productividad de la membrana en el sistema estudiado son el ensuciamiento asociado a la formación de una torta sobre la membrana y la concentración por polarización. Asimismo, se puede establecer unas condiciones críticas de operación (3 bar y 5 m/s) que permiten obtener un flujo estacionario aceptable (180-190 L/h m²).

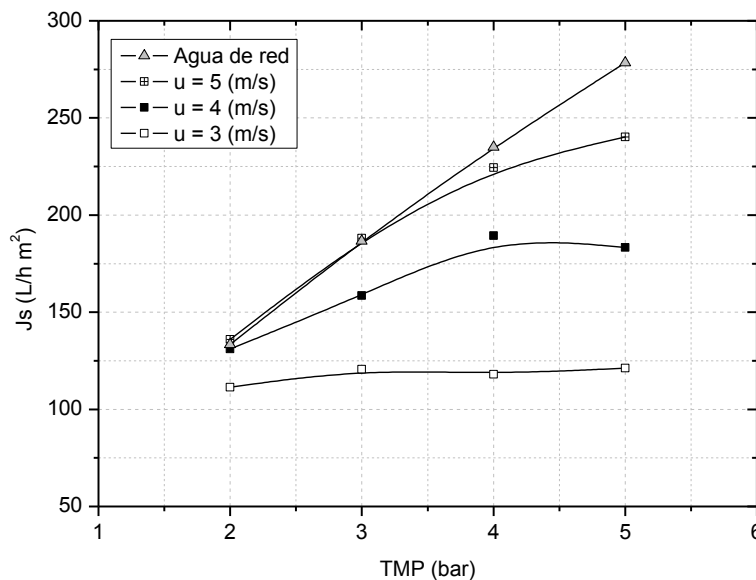


Fig. 6: Influencia de la presión transmembrana (TMP) sobre el flujo pseudo-estacionario (J_s) para distintas velocidades tangenciales (u).

Análisis dimensional del flujo pseudo-estacionario

El estado pseudo-estacionario puede representarse en función de los números adimensionales, de cizalladura y ensuciamiento propuestos por Elmaleh *et al.* (1998) y aplicados para interpretar los resultados obtenidos en la microfiltración de aguas residuales domésticas por Vera (1998).

El efecto de las condiciones experimentales (TMP y u) pueden agruparse en el *número de cizalladura* (N_s), que compara el esfuerzo de cizalladura ejercido sobre la capa activa de la membrana con la presión transmembrana aplicada (Ec. 1). Este número es la inversa del número de Euler, denominado en ocasiones número de unidades de energía (Le Goff, 1979).

$$N_s = \frac{\rho \cdot u^2}{TMP} \quad (1)$$

Donde ρ es la densidad del fluido.

Por otra parte, a través del análisis dimensional se puede obtener el *número de ensuciamiento* (N_f), que se define como la relación entre las resistencias introducidas por todos los mecanismos de ensuciamiento (R_f), la velocidad tangencial y la presión transmembrana (Ec. 2). Este número compara el transporte convectivo en el elemento tubular con el flujo a través de una capa, llamada capa de ensuciamiento y cuya resistencia sería R_f . Este número de ensuciamiento puede ser visto como la inversa del número de Stanton.

$$N_f = \frac{\mu R_f u}{TMP} \quad (2)$$

Donde μ es la viscosidad dinámica del fluido.

Los resultados experimentales obtenidos, recalculados en términos de los números adimensionales mencionados, se presentan en la Figura 7, donde se observa un descenso lineal del número N_f hasta anularse a un valor de N_s de 0,08. Esto viene a indicar que en este punto, las condiciones hidrodinámicas de operación permiten la eliminación completa de la resistencia (R_f) asociada a la existencia de una capa de ensuciamiento y a la producción de un flujo análogo al producido cuando se filtra agua blanca o disolvente puro. Este resultado se justifica por el predominio del mecanismo de ensuciamiento por formación de torta frente a otros fenómenos como la concentración polarización o la adsorción de solutos sobre la membrana. El mismo comportamiento se ha encontrado durante la microfiltración de partículas inorgánicas de tamaño superior al poro (Assadi & White, 1992) y de efluentes secundarios de EDAR (Vera, 1998).

La relación establecida entre ambos parámetros para el sistema estudiado, permite predecir fácilmente el flujo estacionario para diferentes valores de las condiciones de operación. De esta manera, un número de cizalladura de 0,08 puede obtenerse operando a $TMP = 2$ bar y $u = 4$ m/s o bien, a $TMP = 3$ bar y $u = 5$ m/s, condiciones críticas que permiten minimizar el ensuciamiento y maximizar el flujo pseudo-estacionario. Mientras que números de cizalladura inferiores a 0,08 correspondientes a condiciones de operación supra-críticas permiten prever el flujo asociado al número de ensuciamiento correspondiente.

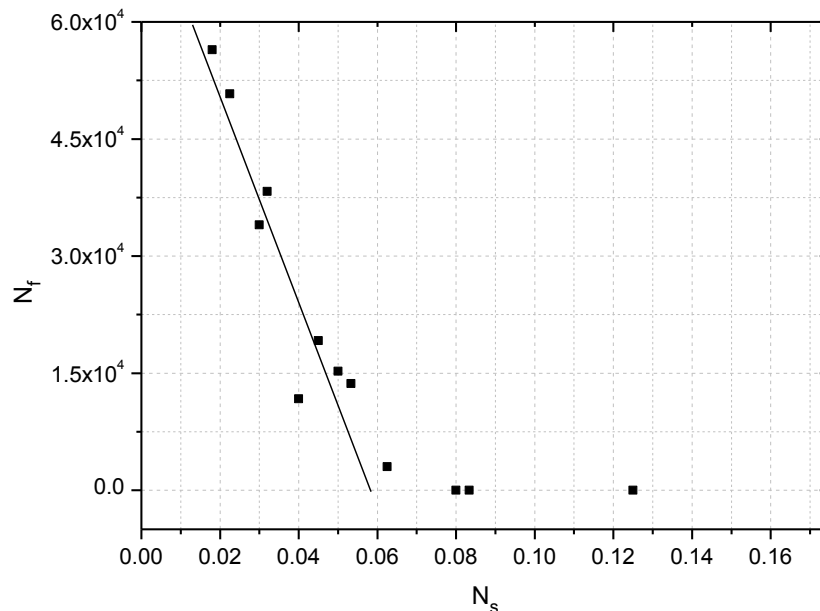


Fig. 7: Evolución del número de ensuciamiento respecto al número de cizalladura para el caso de UF de efluente secundario procedente de EDAR convencional de lodos activos.

CONCLUSIONES

- La ultrafiltración tangencial, aplicada al efluente secundario de una EDAR convencional, ha permitido rechazar significativamente materia orgánica microcoloidal y disuelta (52-54%), independientemente de las condiciones de operación aplicadas.
- En las condiciones estudiadas, el mecanismo de ensuciamiento implicado en la ultrafiltración del efluente secundario de una EDAR convencional ha sido principalmente, la formación de una torta sobre la membrana.
- Se ha encontrado que el flujo crítico disminuye con la velocidad tangencial aplicada. En condiciones críticas, la máxima productividad (180-190 L/h m²) se obtiene a 3 bar y 5 m/s.
- El análisis dimensional basado en el número de cizalladura y el de ensuciamiento, ha permitido definir unas condiciones hidrodinámicas donde se elimina completamente la resistencia debida al ensuciamiento, garantizando un flujo de permeado interesante si se desea operar a largo plazo a escala industrial.

AGRADECIMIENTOS

Los autores desean agradecer a BALTEN (Balsas de Tenerife) y al Laboratorio de Análisis de Aguas del Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica de la Universidad de La Laguna los servicios prestados y su colaboración en el desarrollo de este trabajo.

REFERENCIAS

1. Ahmad, A.L., Chong, M.F. & Bhatia, S. (2006). Ultrafiltration modeling of multiple solutes system for continuous cross-flow process. *Chemical Engineering Science*, 61, 5057-5069.
2. Alonso, E., Santos, A., Solis, G.J. & Riesco, P. (2001). On the feasibility of urban wastewater tertiary treatment by membranes: a comparative assessment. *Desalination*, 141, 39-51.
3. American Public Health Association (APHA). (2005) Standard methods for the examination of water and wastewater. APHA, Washington, DC.
4. Asano, T., Burton, F., Leverenz, H., Tsuchihashi, R. & Tchobanoglous, G. (2007). Water Reuse. Issues, Technologies and Applications. 1st ed., Metcalf & Eddy, Mc Graw-Hill. New York.
5. Assadi, M. & White, D.A. (1992) A model for determining the steady state flux of inorganic microfiltration membranes. *Chemical Engineering Journal*, 48, 11-16.
6. Ayache, C., Pidou, M., Croue, J., Labanowski, J., Poussade, Y., Tazi-Pain, A., *et al.* (2013). Impact of effluent organic matter on low-pressure membrane fouling in tertiary treatment. *Water Research*, 47, 2633-2642.
7. Bacchin, P., Aimar, P. & Field, R.W. (2006). Critical and sustainable fluxes: theory, experiments and applications. *Journal of Membrane Science*, 281, 42-69.
8. Barker, D., Salvi, S., Langenhoff, A. & Stuckey, D. (2000). Soluble microbial products in ABR treating low-strength wastewater. *Journal of Environmental Engineering*, 126 (3), 239-249.
9. BOE-Boletín Oficial del Estado (2007). Real Decreto 1620/2007, de 7 diciembre por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas. Nº294 de 8 diciembre 2007, España.

10. Deniz, F., Sadhwani, J. & Veza, J.M. (2009). New quality criteria in wastewater reuse. The case of Gran Canaria. *Desalination*, 250, 716-722.
11. Elmaleh, S. & Abdelmoumni, L. (1997). Cross-flow filtration of an anaerobic methanogenic suspension. *Journal of Membrane Science*, 131, 261-274.
12. Elmaleh, S., Vera, L., Villaroel-Lopez, R., Abdelmoumni, L., Ghaffor, N. & Delgado, S. (1998). Dimensional analysis of steady state flux for microfiltration and ultrafiltration membranes. *Journal of Membrane Science*, 139, 37-45.
13. Field, R.W. & Pearce, G.K. (2011). Critical, sustainable and threshold fluxes for membrane filtration with water industry applications. *Advances in Colloid and Interface Science*, 164, 38-44.
14. Filloux, E., Gallard, H. & Croue, J-P. (2012) Identification of effluent organic matter fractions responsible for low-pressure membrane fouling. *Water Research*, 46, 5531-5540.
15. Hamoda, M.F., Al-Ghusain, I. & Al-Mutairi, N.Z. (2004). Sand filtration of wastewater for tertiary treatment and water reuse. *Desalination*, 164, 203-211.
16. Hong, S.; Faibish, R.S. & Elimelech, M. (1997). Kinetics of permeate flux decline in crossflow membrane filtration of colloidal suspensions. *Journal of Colloid Interface Science*, 196, 267-277.
17. Huisman, I.H., Vellenga, E., Tragardh, G. & Tragardh, C. (1999). The influence of membrane zeta potential on the critical flux for crossflow microfiltration of particle suspensions. *Journal of Membrane Science*, 156, 153-158.
17. Iglesias, R., Ortega, E., Batanero, G. & Quintas, L. (2010). Water reuse in Spain: Data overview and costs estimation of suitable treatment trains. *Desalination*, 263, 1-10.
19. Jarusutthirak, C. & Amy, G. (2001). Membrane filtration of wastewater effluents for reuse: effluent organic matter rejection and fouling. *Water Science Technology*, 43, 225-232.
20. Le Goff, P. (1979). *Energetique Industrielle*. Paris: Technique & Documentation-Lavoisier
21. Le-Clech, P., Chen, V. & Fane T.A.G. (2006). Fouling in membrane bioreactor used in wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, 284, 17-53.
22. Lee, Y. & Clark, M.M. (1998). Modeling of flux decline during crossflow ultrafiltration of colloidal suspensions. *Journal of Membrane Science*, 149, 181-202.
23. Lehman, S.G. & Liu, L. (2009). Application of ceramic membranes with pre-ozonation for treatment of secondary wastewater effluent. *Water Research*, 43, 2020-2028.
24. Majewska-Nowak, K., Kabsch-Korbutowicz, M. & Winnicki, T. (2008). Concentration of organic contaminants by ultrafiltration. *Desalination*, 221, 358-369.
25. Mujeriego, R. (2004). La reutilización, la regulación y la desalación en la gestión integrada del agua. Ministerio de Medio Ambiente, y Medio Rural y Marino. Aguas Continentales, Marinas y Litoral.
26. Muro, M., Escobar, J., Díaz, M., Elvira, R., García, B., & Riera, F. (2013). Critical flux determination of wastewater from a food industry by optimization method. *Chemical Engineering Communications*, 200(2), 163-177.

27. Muthukumaran, S., Kentish, S., Stevens, G.W., Ashokkumar, M. & Mawson, R. (2007). The application of ultrasound to dairy ultrafiltration: the influence of operating conditions. *Journal of Food Engineering*, *81*, 364-373.
28. Muthukumaran, S., Nguyen, D. & Baskaran, K. (2011). Performance evaluation of different ultrafiltration membranes for the reclamation and reuse of secondary effluent. *Desalination*, *279*, 383–389.
29. Nguyen, S. & Roddick, F. (2013). Pre-treatments for removing colour from secondary effluent: effectiveness and influence on membrane fouling in subsequent microfiltration. *Sep. Purif. Technol.* *103*, 313-320.
30. Reith, C. & Birkenhead, B. (1998). Membranes enabling the affordable and cost effective reuse of wastewater as an alternative water source. *Desalination*, *117*, 203–209.
31. Song, L. & Elimelech, M. (1995). Theory of concentration polarization state flux of inorganic microfiltration membranes in crossflow filtration. *Journal of the Chemical Society, Faraday Transactions*, *19*, 3389.-3398.
32. Tansel, B., Bao, W.Y. & Tansel, I.N. (2000). Characterization of fouling kinetics in ultrafiltration systems by resistance in series model. *Desalination*, *129*, 7-14.
33. Vera, L. (1998). Microfiltración de agua residual depurada. Mejora del flujo de permeado por inyección de gas. Tesis Doctoral, Universidad de la Laguna. Disponible en <http://dialnet.unirioja.es/servlet/tesis?codigo=983> (consultado 8 de septiembre de 2014).
34. Villarroel-Lopez, R., Elmaleh, S. & Ghaffor, N. (1995). Cross-flow ultrafiltration of hydrocarbons emulsions. *Journal of Membrane Science*, *102*, 55-64.
35. Wang, X. & Li, X. (2014). Modeling of the initial deposition of individual particles during the cross-flow membrane filtration. *Colloids and Surfaces A: Physicochem. Eng. Aspects*, *440*, 91-100.

