



Contactores de membrana para la recuperación de nitrógeno en corrientes líquidas residuales: efecto de la temperatura y limpieza

El nitrógeno es uno de los contaminantes más comunes y perjudiciales presentes en el agua residual. Asimismo, la demanda mundial de nutrientes crece un 1,8% anualmente [1], ya que el incremento de población requiere un aumento en la producción agrícola. En el marco de la economía circular, existen diferentes técnicas que permiten recuperar nutrientes para volver a introducirlo en la cadena de valor. Entre ellas, la recuperación de nitrógeno amoniacal en forma de sulfato de amonio (fertilizante) empleando contactores de membrana emerge como una técnica efectiva, rápida y con altos rendimientos. El presente estudio evalúa el *fouling* en los contactores de membrana y optimiza el proceso de transferencia en base a la temperatura durante la recuperación de sulfato de amonio. Los resultados demuestran que, entre las técnicas probadas, una limpieza ácida de las membranas es el método más rápido y efectivo para reducir el ensuciamiento. Asimismo, trabajar con la corriente residual a alta temperatura permite retardar la aparición del ensuciamiento además de favorecer el transporte de amoníaco a través de la membrana.

Palabras clave

Valorización de nutrientes, economía circular, fertilizantes, nitrógeno amoniacal, contactor de membranas, limpieza de membranas.

MEMBRANE CONTACTORS FOR AMMONIACAL NITROGEN RECOVERY FROM WASTE STREAMS: EFFECTS OF TEMPERATURE AND CLEANING

Nitrogen is one of the most common and harmful pollutants in wastewater. In turn, global demand for nutrients grows 1.8% annually due to population growth and the corresponding increase in agricultural production. Within the framework of the circular economy, different existing techniques allow to recover nutrients for reintroducing them in the value chain. Among them, the recovery of ammoniacal nitrogen as ammonium sulphate (fertilizer) using membrane contactors emerges as an effective technique with high yields. The present study evaluates the fouling in the membrane contactors and describes a procedure for optimizing the operation of such process by establishing a criteria for carrying out membrane cleaning during maintenance operations. Results show that, among the different techniques evaluated in this work, acidic cleaning of membranes has been identified as the fastest and most effective method of reducing fouling. Furthermore, it has been observed that the use of relatively high temperature allows on one hand, to delay the appearance of fouling and on the other hand to increase the ammonia transfer rate.

Keywords

Nutrient recovery, circular economy, fertilizers, ammonia, membrane contactors, membrane cleaning.

Patricia Aymà Maldonado
biotecnóloga ambiental,
investigadora I+D del Leitat
Centro Tecnológico

David Galí Mascarilla
ingeniero técnico en Química
Industrial, investigador I+D
del Leitat Centro Tecnológico

Laura Pérez Mejías
ingeniera química, investigadora
I+D del Leitat Centro Tecnológico

Sonia Sanchis Pérez
doctora en Ingeniería Química
y licenciada en Ciencias
Ambientales, investigadora I+D
del Leitat Centro Tecnológico

Edxon Licon-Bernal
doctor en Ingeniería de Procesos
Químicos, investigador I+D
del Leitat Centro Tecnológico

F. Xavier Simón Font
doctorado en Ingeniería Química,
investigador I+D del Leitat
Centro Tecnológico

Julia García-Montaño
doctora en Química,
investigadora principal I+D
del Leitat Centro Tecnológico



1. INTRODUCCIÓN

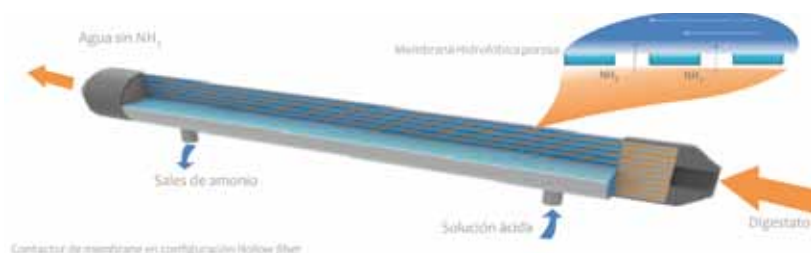
1.1. PROBLEMÁTICA DEL NITRÓGENO AMONICAL EN LAS AGUAS RESIDUALES

El nitrógeno amoniacal o amonio (N-NH_4) es un contaminante muy común en aguas subterráneas y superficiales, proveniente de materia orgánica en descomposición y excreciones humanas o animales en aguas residuales domésticas y agrícolas, principalmente. La acumulación de amonio en las aguas puede afectar negativamente tanto a ecosistemas acuáticos como a la salud humana, provocando problemas de eutrofización cuando se oxida a nitrato y nitrato.

Los métodos convencionales de tratamiento de efluentes contaminados con nitrógeno se basan en la eliminación mediante técnicas que incluyen tratamientos biológicos, precipitación química, procesos de oxidación avanzada, *stripping* de aire, columnas de intercambio iónico, adsorción [2], etc. Así mismo, el nitrógeno es un fertilizante esencial para el crecimiento de las plantas, cuya demanda no ha parado de crecer en las últimas décadas. Esto ha propiciado el desarrollo de técnicas para la recuperación de nitrógeno y otros nutrientes de las aguas residuales aplicando una estrategia de economía circular (BioEcoSIM, Run4Life, www.bioecosim.eu). Entre ellas destacan el compostaje de fangos, la recuperación simultánea de N y P en forma de estruvita ($\text{NH}_4\text{MgPO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) [3,4,5] y N en forma de sulfato amónico ($(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$) [6,7], ambos usados como fertilizantes.

Dada la variabilidad de elementos que componen el agua residual y la posibilidad de encontrar metales pesados y contaminantes emergentes en los fangos, cuando se desea

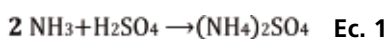
FIGURA 1. Esquema de un contactor de membrana.



controlar la calidad del producto se opta por técnicas de recuperación de nitrógeno en forma de sulfato de amonio. Los contactores de membrana para la recuperación de sulfato de amonio son técnicas altamente selectivas obteniéndose cristales de elevada pureza (> 99%) [8].

1.2. LOS CONTACTORES DE MEMBRANA

Un contactor de membrana es un dispositivo que facilita la transferencia de materia entre dos corrientes de gas/líquido o líquido/líquido sin dispersar una fase en la otra (Figura 1). El transporte del amoníaco desde la solución problema hasta una solución receptora, en este caso un ácido, se consigue gracias a la estructura de la membrana formada de polímeros hidrofóbicos (ej. polipropileno) porosa. Los poros actúan de 'puente' y permiten que el amoníaco cruce el grosor de la membrana para que reaccione y neutralice una solución de ácido sulfúrico que circula por el lado opuesto y así formar sulfato de amonio ($(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$), tal y como se describe en la Ecuación 1. La fuerza principal que dirige la transferencia es la presión parcial de amoníaco (NH_3) entre la corriente de alimentación con alta concentración de amoníaco, y la solución receptora.



El transporte de amoníaco a través de la membrana se cuantifica según el coeficiente de transferencia de masa, k_m . Este depende principalmente del volumen de trabajo, el área de intercambio del contactor de membrana, el tiempo de trabajo y la variación de la concentración en el interior del agua de estudio respecto a la concentración inicial según la Ecuación 2, donde: k_m = coeficiente global de transferencia en (m/s); V = volumen del agua problema (m^3); A = área de intercambio (m^2); t = tiempo de operación (min); C_o = concentración inicial de amonio (mg $\text{N-NH}_4^+/\text{L}$); C_t = Concentración de amonio a tiempo t (mg $\text{N-NH}_4^+/\text{L}$).

$$k_m = \frac{V}{A \cdot t} \cdot \ln \frac{C_o}{C_t} \quad \text{Ec. 2}$$

Las limitaciones del proceso condicionan el rendimiento de obtención de producto y el tiempo de vida del contactor de membrana, ambos afectados directamente por el ensuciamiento (*fouling* y en particular su vertiente inorgánica conocida como *scaling*) de la superficie de la membrana. El ensuciamiento influye específicamente en el flujo recuperado de la corriente principal ya que se forma una capa de *fouling* que reduce la superficie de membrana disponible y por consiguiente decrece la transferencia de materia. También aumenta el tiempo de operación y con ello el consumo de energía du-

rante el funcionamiento del proceso, lo que afecta directamente a los costes de operación.

El presente trabajo tiene como objetivo estudiar el ensuciamiento de los contactores de membrana en el proceso de recuperación de amonio presente en un agua residual procedente de digestión anaerobia. Además, se evalúan distintos métodos de limpieza y se analiza el impacto sobre el coste de operación. Los resultados obtenidos pueden ser útiles para determinar protocolos de limpieza y programas de mantenimiento de procesos que usen contactores de membrana.

2. MATERIALES Y MÉTODOS

2.1. AGUA RESIDUAL

El agua residual proviene de un proceso de digestión anaerobia de la fracción orgánica de residuos urbanos, después de un proceso de coagulación/floculación y centrifugado. Sus características se muestran en la **Tabla 1**.

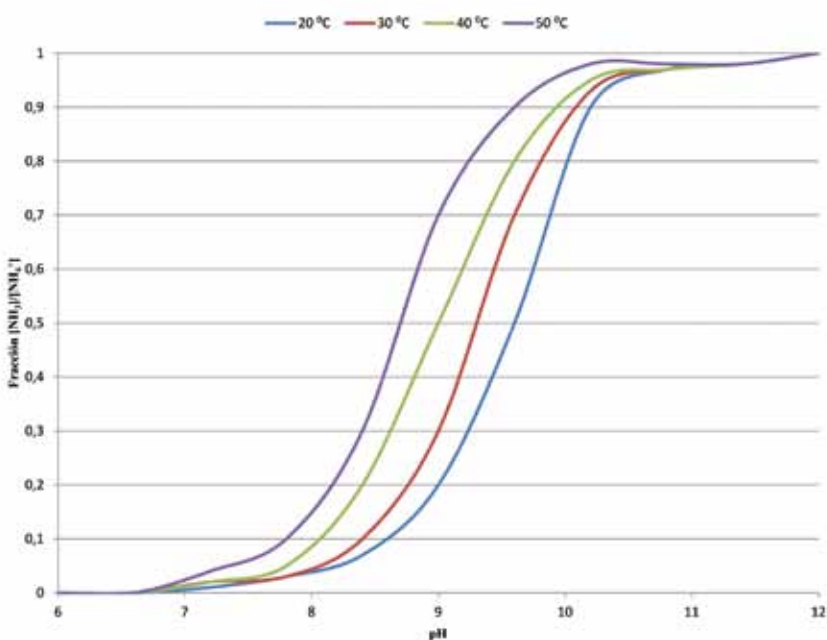
Parámetro	Valor	Unidades
Conductividad	3,7	mS/cm
PH	7,35	-
Demanda química de oxígeno (DQO)	1.424	mg/L
Demanda biológica de oxígeno (DBO ₅)	300	mg/L
Sólidos suspendidos volátiles	0,34-0,35	%
Sólidos suspendidos fijos	0,11- 0,12	%
Nitrógeno amoniacal (N-NH ₄ ⁺)	2.000	mg/L
Magnesio (Mg ²⁺)	15	mg/L
Fosfatos (PO ₄ ³⁻)	20	mg/L
Calcio (Ca ₂ ⁺)	65	mg/L
Nitrito (NO ₂ ⁻) y nitratos (NO ₃ ⁻)	< 0,1	mg/L

Los análisis de los parámetros del agua residual se realizaron de acuerdo con el protocolo de análisis de aguas de *Standard Methods* [10]. El amonio disuelto se analizó mediante kits comerciales de N-NH₄⁺ y el pH se

determinó empleando un medidor de pH (HQ30D, Hach Lange).

Para favorecer el paso de nitrógeno a través de la membrana, se aumentó el pH original a 12 con la adición de hidróxido de sodio (NaOH), desplazando el equilibrio de amonio (aq) a amoníaco (g) de acuerdo con lo descrito en la **Figura 2**. Asimismo, el aumento de temperatura favorece el desplazamiento de amonio a amoníaco, requiriéndose una menor alcalinización.

FIGURA 2. Solubilidad del NH₃ a diferentes pH y temperaturas.



2.2. MONTAJE EXPERIMENTAL

El módulo de membrana (**Figura 1**; mini-módulo Liqui-Cel Extra-flow Contactor 3M; Modelo G542; 1.7 x 5.5 MiniModule) está formado por membranas de fibra hueca que separan dos fases: la corriente con nitrógeno amoniacal, que circula por la parte exterior de la fibra (en este caso el agua residual a pH 12); y la solución receptora, una solución 1 M de ácido sulfúrico que circula por la parte interior.



El montaje experimental utilizado (Figura 3), además de la membrana, está compuesto por un reactor encamisado de 10 L que contiene el agua residual a la temperatura deseada; un depósito encamisado de 1 L para la solución refrigerada de ácido; dos bombas peristálticas (PD5101, Heidolph) que hacen circular independientemente los dos fluidos (agua residual y ácido); y dos termostatos (PilotOne, Huber). El modo de operación es en discontinuo o *batch* (cambiando los depósitos de ácido una vez saturado y de agua residual al descender la concentración de nitrógeno) con recirculación continua de las dos corrientes por el módulo y en contracorriente. El control del proceso (cambio de *batch*) se lleva a cabo mediante al análisis del pH del ácido (alcanza un valor de 7 una vez saturado) y la concentración de nitrógeno amoniacal en el agua residual. La disolución saturada de sulfato amónico se somete a secado por temperatura para obtener el fertilizante cristalizado.

2.3. PROTOCOLO DE LIMPIEZA DE LA MEMBRANA

La Tabla 2 describe el protocolo utilizado para limpiar la membrana. Según las características de la membrana y a partir de recomendaciones observadas en la bibliografía, las limpiezas aplicadas fueron de tipo químico (ácido sulfúrico) y de tipo físico (fluido en contracorriente). Los protocolos de limpieza evaluados se describen en la Tabla 3. Para determinar la frecuencia de limpieza de la membrana, se estableció como protocolo de ensuciamiento (E) la reducción del 40% de la concentración inicial de nitrógeno amoniacal en el agua residual durante el proceso de recuperación.

FIGURA 3. Esquema experimental utilizado para la recuperación de amonio en forma de sulfato de amonio del agua residual.

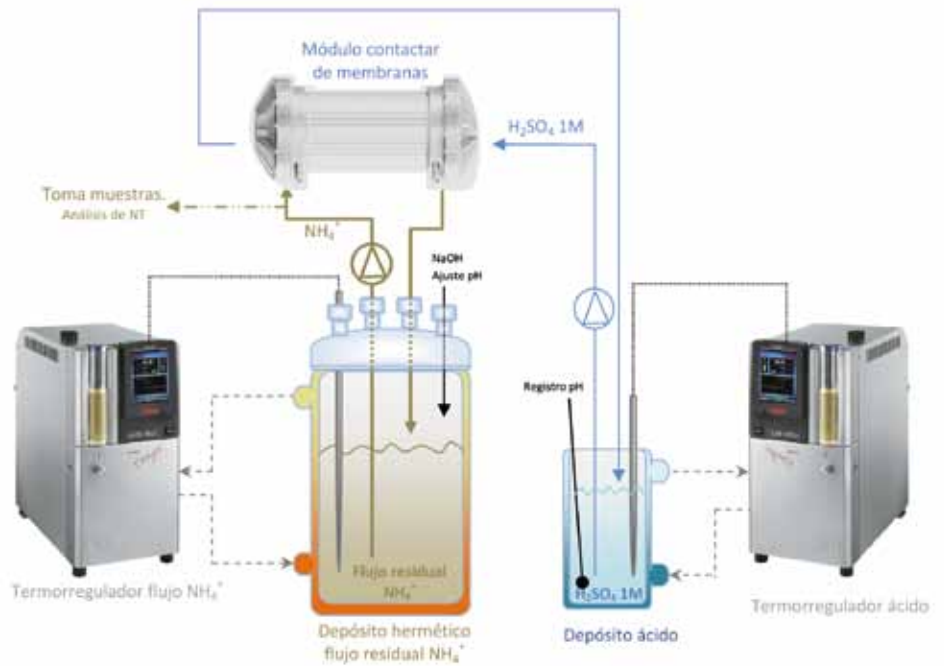


TABLA 2

PROTOCOLO DE LIMPIEZA DE LA MEMBRANA.	
Generalidades	
La limpieza consiste en recircular flujo limpiante por la cámara del agua residual	
Paso 1	Enjuague con agua
Paso 2	Limpieza física (agua residual en contracorriente) o química (Lx)
Paso 3	Enjuague con agua
Especificaciones	
Enjuague	Circulación de 3 L de agua destilada a 1,6 L/min de caudal

TABLA 3

CLASIFICACIÓN Y DESCRIPCIÓN DE LAS LIMPIEZAS UTILIZADAS.					
Tipo de limpieza	Codificación de la limpieza	Agente limpiante	Modo de aplicación	Caudal (L/min)	Tiempo (min)
Física (F)	F1	Agua residual	Recirculación y en contracorriente	2,5	30
	F2	Agua destilada	Recirculación y en contracorriente	2,5	30
Química (Q)	Q1	Ácido 1M	Recirculación	1,6	30
	Q2	Ácido 1M	Recirculación	1,6	10

3. RESULTADOS

3.1. IMPACTO DEL ENSUCIAMIENTO DURANTE LA OBTENCIÓN DE SULFATO DE AMONIO

La **Figura 4** muestra la variación del coeficiente de transferencia global de materia (k_m) y del tiempo de neutralización del ácido tras 1 (E1), 2 (E1+E2) y 3 (E1+E2+E3) ciclos de ensuciamiento de la membrana. Se observa una pérdida de efectividad de la membrana, disminuyendo el k_m y aumentando el tiempo requerido para la neutralización del ácido. Los resultados demuestran cómo el ensuciamiento de la membrana tiene un impacto directo en la obtención de sulfato de amonio, lo cual ha sido previamente reportado en bibliografía [11].

3.1.1. Determinación del momento en que se debería aplicar la limpieza

La **Figura 5** muestra la reducción de la concentración de amonio durante 1 *batch* de agua residual, estudiando el comportamiento de la membrana durante el proceso y el efecto de la limpieza química. Puede observarse una disminución de la velocidad de transferencia de amonio ($2,6 \cdot 10^{-4}$ m/(s·min)), reduciéndose desde un valor inicial de k_m de $1,4 \cdot 10^{-2}$ m/s hasta alcanzar $2,3 \cdot 10^{-3}$ m/s tras 150 min. En el minuto 180 se le aplicó una limpieza química con ácido 1 M que permitió recuperar ligeramente la k_m ($2,2 \cdot 10^{-2}$ m/s) eliminando con la limpieza el ensuciamiento acumulado en la membrana.

La evolución del área efectiva de intercambio de la membrana durante la operación E8 se muestra en la **Figura 6**. El área efectiva de membrana disminuye con el tiempo de operación hasta quedar casi comple-

FIGURA 4. Variación del coeficiente de transferencia global de materia (k_m) y del tiempo de neutralización del ácido con los ensuciamientos de la membrana.

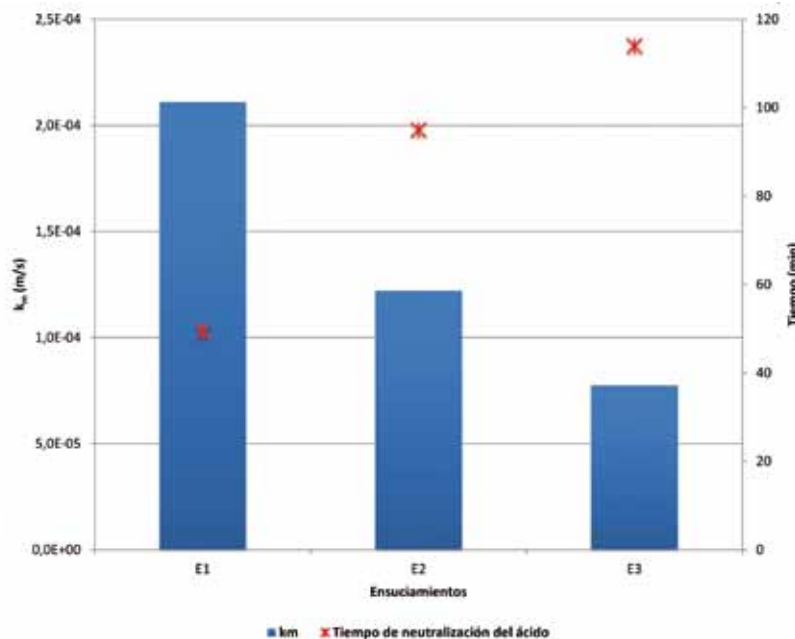
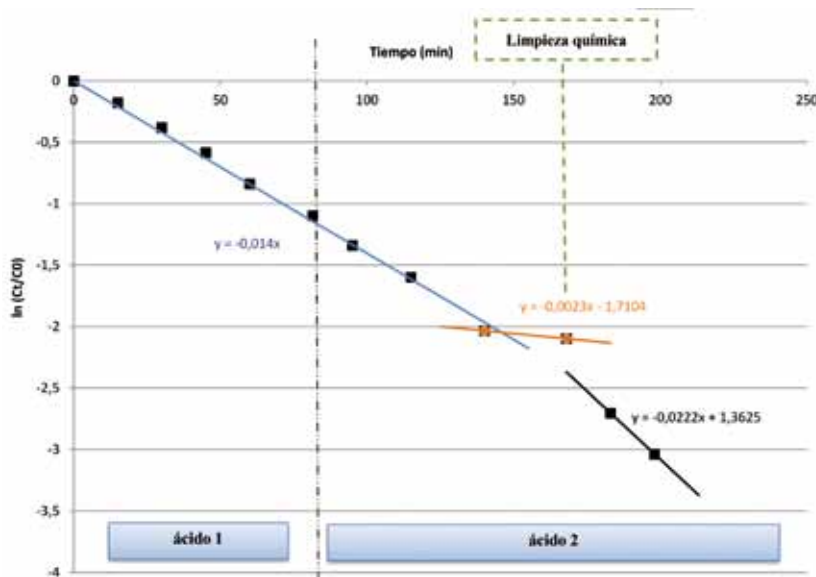


FIGURA 5. Ensuciamiento a largo tiempo de operación hasta agotar los nutrientes del medio y saturar la membrana.



» El ensuciamiento es un fenómeno inevitable durante la operación de recuperación de sulfato de amonio empleando contactores de membrana que supone una reducción del área disponible de intercambio debido a la formación de precipitados



FIGURA 6. Evolución del área disponible de membrana durante la operación E8.

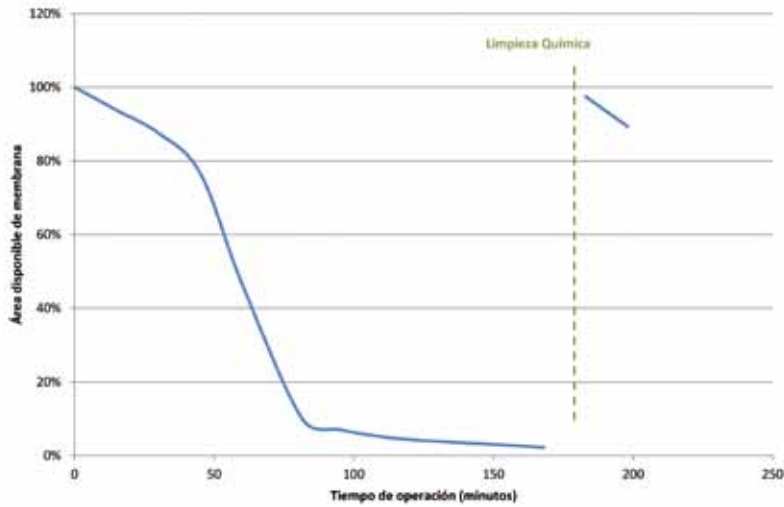


FIGURA 7. Fibras sucias del contactor de membranas a 100 aumentos.

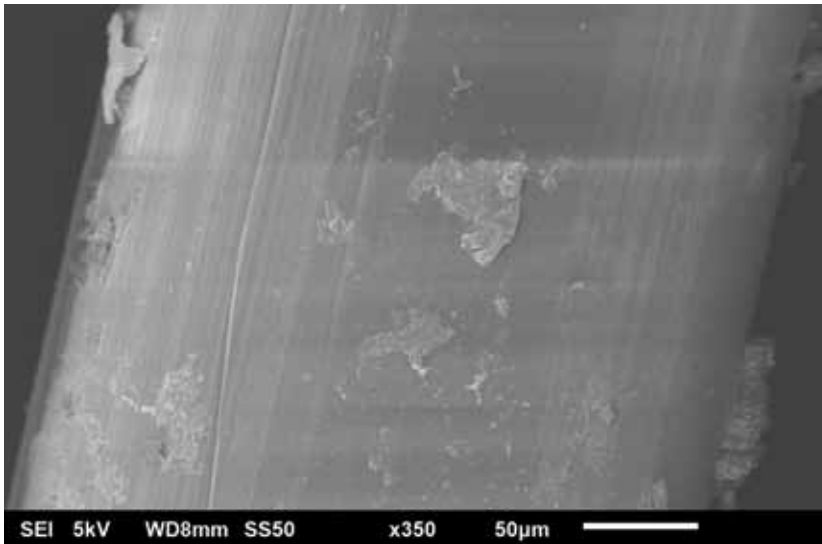
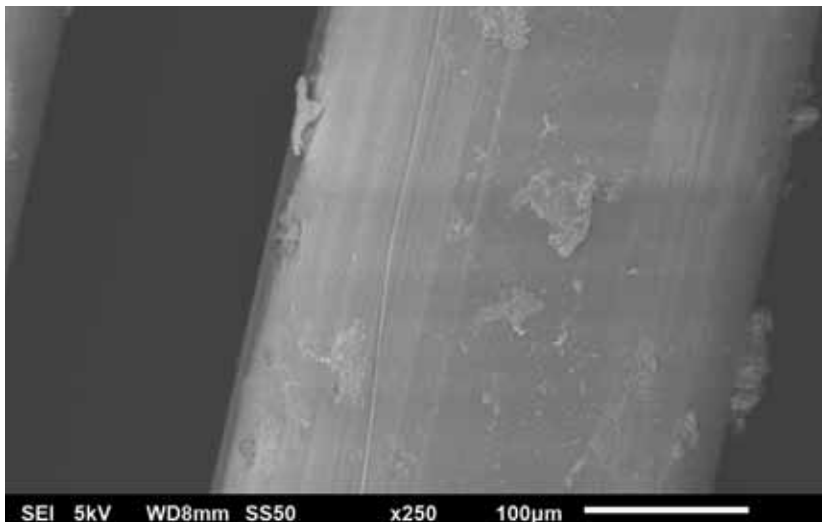


FIGURA 8. Fibras sucias del contactor de membranas a 350 aumentos.



tamente sucia, con solo un 10% de membrana disponible a los 80 min de trabajo. A partir del minuto 168, el área disponible de membrana es < 5%, considerándose necesaria la limpieza para aumentar el rendimiento del proceso hasta conseguir un área efectiva de transferencia igual a la inicial. Con la aplicación de la limpieza química la membrana se recupera hasta conseguir un área de membrana con valores similares a los iniciales. Conocer el comportamiento de la membrana durante la operación permite aproximar el momento en el que esta empieza a reducir su eficiencia. Según la reducción de la velocidad de transferencia de amonio debida al ensuciamiento, es posible determinar las horas efectivas de operación de la membrana. La aplicación del protocolo de limpieza basada en el comportamiento de la membrana permite un ahorro en consumo de reactivos y energía frente a la aplicación de limpiezas por tiempo de operación. El valor de k_m límite a partir del cual se debería aplicar la limpieza de la membrana vendrá determinado por la capacidad de transferencia del contactor.

Las **Figuras 7 y 8** muestran el aspecto visual de la membranas mediante microscopia electrónica de barrido (SEM). Se observan cristales de sales adheridas en la superficie que obturan los poros y reducen la eficiencia de transferencia k_m de la membrana.

3.1.2. Efecto del tipo de limpieza en el funcionamiento de la membrana

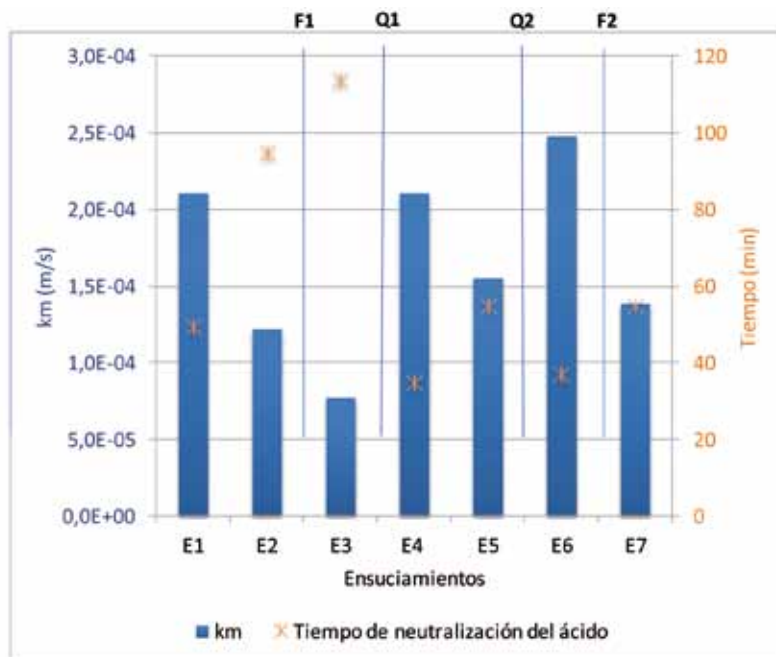
Entre las diferentes formas de limpieza de la membrana, la **Figura 9** muestra cómo la limpieza ácida resultó ser efectiva para limpiar la membrana ya que después de la limpieza Q1 la velocidad de trans-

ferencia de amoníaco a través de la membrana aumentó 3 veces. Entre las dos formas de limpieza químicas testeadas (10 y 30 min), la limpieza de 10 min (Q2) sería suficiente para obtener el efecto deseado en la membrana. Por contra, las limpiezas en contracorriente a alto caudal con líquido de digestión aeróbica (F1) y con agua destilada (F2) resultaron insuficientes, siendo la limpieza a contracorriente con el mismo flujo de NH_4^+ la peor probada.

3.2 INFLUENCIA DE LA TEMPERATURA EN EL PROCESO

La **Tabla 4** y la **Figura 10** muestran el efecto de la temperatura en las diferentes experimentales llevadas a cabo. La temperatura afecta mayoritariamente al equilibrio liquido-vapor del sistema, el cual puede describirse mediante la constante de Henry que cuantifica el equilibrio entre el amoníaco en estado gas y el contenido en la solución (**Ecuación 3**) [11]. La temperatura afecta directamente a la velocidad de transferencia a través de la membrana, ya facilita el paso del amoníaco de la fase líquida a gas, el cual atraviesa la membrana disolviéndose de nuevo en el ácido. En la **Ecuación 3**, C = concentración del gas (mol/L); p =

FIGURA 9. Relación entre el tipo de limpieza (limpieza física con agua residual -F1- y destilada -F2- a contracorriente durante 30 min, limpieza ácida durante 30 min -Q1-, y 10 min -Q2-), el coeficiente global de transferencia (k_m) y el tiempo que tarda el *batch* de ácido en neutralizarse por el NH_3 traspasado.



presión parcial del gas (mol/(atm·L)); y k_H = constante de Henry (atm) que depende de la naturaleza del gas, la temperatura y el líquido.

$$C = p \cdot k_H \quad \text{Ec. 3}$$

La forma de operación que aportó mejores valores de velocidad de transferencia de amoníaco fue la T2, con un coeficiente transferen-

cia de masa global k_m de $2,3 \cdot 10^{-4}$ m/s. Como se mencionó anteriormente, la temperatura elevada del flujo residual con amonio (E1 y T2) permite desplazar el amoníaco a fase gas y de aquí que se obtengan mayores valores de velocidad de transferencia de amonio. Debido a esta mejora, sería recomendable llevar a cabo el proceso a temperatura elevada, la cual no solo incrementa el rendimiento del proceso sino que además ayudaría a la prevención del ensuciamiento irreversible de la membrana.

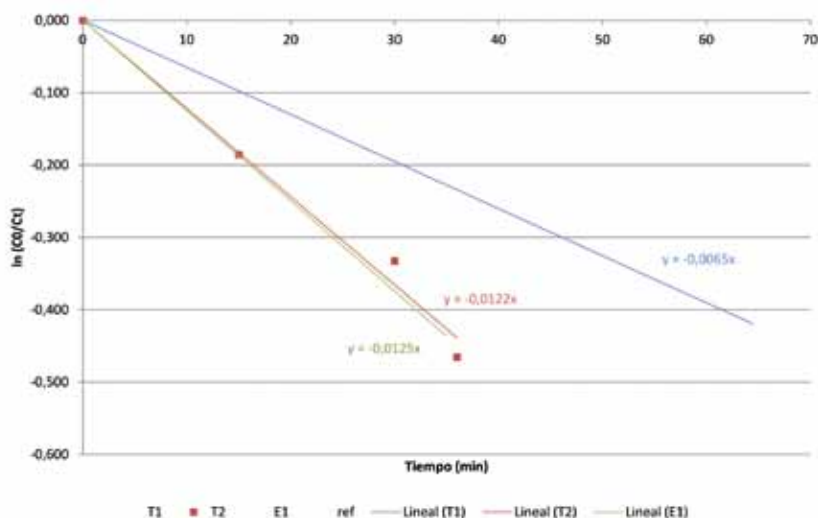
Además, el gradiente de temperatura produce una reducción de la temperatura efectiva por efecto de polarización que implica un crecimiento de la presión de vapor [12]. Este fenómeno resulta en un aumento del gradiente de presión para la transferencia de masa que incrementa la fuerza conductora del proceso aumentando el porcentaje de extracción de amonio. Esto, a su

Experimental	Temperatura (°C)	
	Flujo residual NH_4^+	Flujo ácido
E1	50	Ambiente (25 °C)*
T1	Ambiente (25 °C)	Ambiente (25 °C)*
T2	50	40**

Notas: * La temperatura se mantuvo a 25 °C mediante un refrigerador para contrarrestar el calor desprendido por el flujo de agua residual calentado a 50 °C; ** Ácido no refrigerado, la temperatura aumenta por la transferencia de calor del flujo residual calentado a 50 °C a través de la membrana.



FIGURA 10. Influencia de la temperatura en el rendimiento de obtención de sulfato de amonio.



vez, implica una mayor cantidad de sulfato de amonio generado, dado un tiempo de operación determinado, tal y como se muestra en la **Tabla 5**.

3.2.1. Estudio del coste de operación en función de la temperatura de proceso

Se ha calculado el coste específico de producción de sulfato de amonio por batch en las diferentes configuraciones evaluadas (E1, T1 y T2). En la **Figura 11** se muestran los valores de consumo eléctrico (€) por cada kg de sulfato amónico producido, diferenciando el consumo del reactor (agitación y bombeos), calenta-

miento del agua residual y refrigeración del ácido. En el caso de la T1, no existen gastos de termorregulación ya que se trabaja a temperatura ambiente. En la T2 se contabiliza el calentamiento a 50 °C del agua residual de estudio y en la E1 se tiene en cuenta el gasto por calentamiento del agua residual a 50 °C y el enfriamiento del ácido a 25 °C.

A partir de los resultados de producción (**Tabla 5**) y vistos los costes de cada forma de operación (**Figura 11**), se puede establecer que la refrigeración del flujo ácido implica una eficiencia de producción muy similar con un coste energético un 44% mayor respecto a las modalidades

que no refrigeran. En las condiciones experimentadas, la T1 resulta un 80-90% más barata de operar respecto la T2 y E1, debido a que se trabaja con los flujos a temperatura ambiente. Sin embargo, esta forma de operar produce la mitad de sulfato de amonio por hora en comparación con T2 y E1. Por lo tanto, la decisión respecto a calentar o no el flujo residual depende si es prioritaria la rapidez de producción o el coste de generación del producto, decisiones que repercutirán indudablemente en el precio final al consumidor.

4. CONCLUSIONES

El estudio realizado permite establecer las siguientes conclusiones:

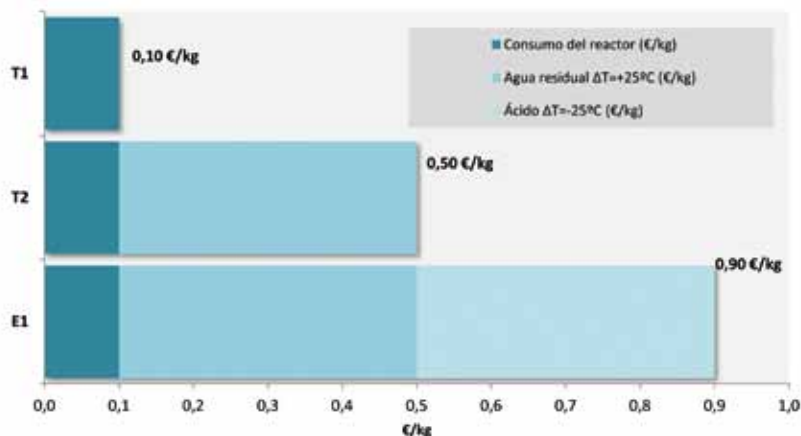
- El ensuciamiento es un fenómeno inevitable durante la operación de recuperación de sulfato de amonio empleando contactores de membrana que supone una reducción del área disponible de intercambio debido a la formación de precipitados. El coeficiente de transferencia de amoníaco a través de la membrana se reduce en aproximadamente $2,6 \cdot 10^{-4}$ m/(s·min) empleando agua residual procedente de digestión aeróbica.
- La limpieza química (10 min de aplicación, ácido sulfúrico 1 M) es, entre las soluciones evaluadas, la que consigue una mayor reducción

TABLA 5

PRODUCCIÓN DE SULFATO AMÓNICO Y TIEMPO DE NEUTRALIZACIÓN EN LAS EXPERIMENTALES E1, T1, T2.

Ensuciamientos	Tiempo de neutralización (min)	Reducción de N (%)	k_m , coeficiente transferencia de masa global (m/s)	Sulfato de amonio seco generado (g)	Producción (g/h)
E1	36	38	$2,11 \cdot 10^{-4}$	30	51
T1	65	34	$1,24 \cdot 10^{-4}$	28	26
T2	36	37	$2,28 \cdot 10^{-4}$	34	57

FIGURA 11. Costes de producción de sulfato de amonio (€/kg) en función de la temperatura de operación.



del ensuciamiento de la membrana, obteniendo mejores resultados que las limpiezas físicas con agua destilada o agua residual en contracorriente.

- El proceso de recuperación de nitrógeno procedente de agua residual para obtener sulfato amónico empleando contactores de membrana bajo las condiciones experimentales utilizadas requeriría de limpieza química de la membrana tras 80 min de operación.

- El incremento de la temperatura del agua residual a 50 °C influye positivamente en la recuperación de sulfato de amonio, ya que se obtienen mejoras en la velocidad de transferencia de amoníaco a través

de la membrana, así como en la prevención del ensuciamiento. En estas condiciones aumenta la producción en un 52% respecto a una operación en condiciones ambientales de temperatura. Sin embargo, los costes de producción aumentan 5 veces, llegando a 9 veces si, además de calentar el agua residual, se refrigera el ácido para incrementar el salto térmico.

5. AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen el soporte dado durante la realización de las tareas de este proyecto de investigación a la empresa Hidroquímica y al proyecto CIEN 3r2020+ (IDI-20150732).

Bibliografía

- [1] World fertiliser trends and outlook to 2018 (FAO).
- [2] Gupta, V.K.; Sadegh, H.; Yari, M.; Shahryari Ghoshekandi, R.; Maaazinejad, B.; Chahardori, M. (2015). Removal of ammonium ions from wastewater: a short review in development of efficient methods. *Global Journal of Environmental Science and Management*, núm. 1(2), págs. 149-158.
- [3] Doyle, J.D.; Parsons, S.A. (2002). Struvite formation, control and recovery. *Water Research*, núm. 36(16), págs. 3.925-3.940.
- [4] Escudero, A.; Blanco, F.; Lacalle, A.; Pinto, M. (2015). Struvite precipitation for ammonium removal from anaerobically treated effluents. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, núm. 3(1), págs. 413-419.
- [5] Darwish, M.; Aris, A.; Puteh, M.H.; Abideen, M.Z.; Othman, M.N. (2016). Ammonium nitrogen recovery from wastewater by struvite crystallization technology. *Separation & Purification Reviews*, núm. 45(4), págs. 261-274.
- [6] Darestani, M.; Haigh, V.; Couperthwaite, S.J.; Millar, G.J.; Nghiem, L.D. (2017). Hollow fibre membrane contactors for ammonia recovery: Current status and future developments. *Journal of Environmental Chemical Engineering*.
- [7] Tan, X.; Tan, S.P.; Teo, W.K.; Li, K. (2006). Polyvinylidene fluoride (PVDF) hollow fibre membranes for ammonia removal from water. *Journal of Membrane Science*, núm. 271(1), págs. 59-68.
- [8] Licon-Bernal, E.; Maya, C.; Valderrama, C.; Cortina, J.L. (2016). Valorization of ammonia concentrates from treated urban wastewater using liquid-liquid membrane contactors. *Chemical Engineering Journal*, num. 302, págs. 641-649.
- [9] Liqui-Cel Membrane Contactors 3M. Design & Operating Guidelines for Liqui-Cel Extra-Flow Membrane Contactors.
- [10] APHA (2005). Standard methods for the examination of water and waste water. American Public Health Association, 21st ed., Washington, DC.
- [11] Montes, F.; Rotz, C.A.; Chaoui, H. (2009). Process modeling of ammonia volatilization from ammonium solution and manure surfaces: A review with recommended models. *Transactions of the ASABE*, núm. 52(5), págs. 1.707-1.720.
- [12] Hasanoglu, A.; Romero, J.; Pérez, B.; Plaza, A. (2010). Ammonia removal from wastewater streams through membrane contactors: Experimental and theoretical analysis of operation parameters and configuration. *Chemical Engineering Journal*, núm. 160(2), págs. 530-537.

» El proceso de recuperación de nitrógeno procedente de agua residual para obtener sulfato amónico empleando contactores de membrana bajo las condiciones experimentales utilizadas requeriría de limpieza química de la membrana tras 80 minutos de operación

» El incremento de la temperatura del agua residual a 50 °C influye positivamente en la recuperación de sulfato de amonio, ya que se obtienen mejoras en la velocidad de transferencia de amoníaco a través de la membrana, así como en la prevención del ensuciamiento