

ENERGÍA OSMÓTICA: MODELADO Y SIMULACIÓN DE ÓSMOSIS POR PRESIÓN RETARDADA

Jacobo M. Salamanca, Fernando Tadeo
 Departamento de Ingeniería de Sistemas y Automática
 Escuela de Ingenierías Industriales, Universidad de Valladolid
 C/Doctor Mergelina s/n, 47011, Valladolid
 {jmsalamanca, fernando}@autom.uva.es

Resumen

En este trabajo se desarrollan modelos matemáticos y procedimientos de simulación para procesos de Ósmosis por Presión Retardada (PRO) empleando membranas planas. Los modelos publicados por la comunidad científica no consideran las desviaciones de las variables del proceso a lo largo de la membrana. La finalidad de este trabajo de modelado y simulación es reproducir de forma fidedigna el efecto de las principales variables y parámetros del proceso en el rendimiento global con vistas a su potencial control

Palabras Clave: Energía Osmótica, Energías Renovables, Modelado de procesos, Simulación de procesos

1 INTRODUCCIÓN

Debido al desarrollo económico y social y al crecimiento continuado de la población mundial, la demanda de suministro de energía y agua sigue incrementándose, simultáneamente aumenta también la contaminación de los recursos hídricos. Dado que estos dos bienes de consumo básicos están tan íntimamente relacionados, el desarrollo de tecnologías para la producción de energía renovable que impliquen reutilización de aguas es de gran importancia.

Las tecnologías de ósmosis por presión retardada (PRO, Pressure Retarded Osmosis) están adquiriendo notable interés recientemente al poder solucionar esta necesidad, ya que extraen la energía osmótica disponible cuando dos corrientes de agua de distinta salinidad, como por ejemplo un agua residual y agua de mar o una salmuera, son puestas en contacto a través de una membrana semipermeable [5]. La corriente de baja salinidad, llamada de alimentación (feed solution) transfiere agua a través de la membrana a la corriente de alta salinidad (draw solution), que se encuentra presurizada. Este flujo de agua transferido (J_w) provoca un incremento de

presión en el lado salino que puede ser empleado en una turbina para producir electricidad.

A su vez, existe un flujo salino (J_s) en dirección opuesta, desde el lado salino al de alimentación. Este flujo salino ha de ser tenido en cuenta, ya que perjudica el proceso, al reducir la diferencia de presión osmótica entre ambos lados de la membrana.

El control de estos procesos todavía no ha sido suficientemente estudiado: únicamente podemos citar los trabajos de He et al. [2-3] donde aplican el método del seguimiento del punto de máxima potencia MPPT (maximum power point tracking), frecuente en instalaciones fotovoltaicas.

Sin embargo, los modelos utilizados son muy imprecisos, dado que los procesos de membrana llevan implícitos en la práctica unos comportamientos que desvían al proceso de la idealidad y reducen su efectividad, tales como la polarización de la concentración o el ensuciamiento de la membrana. La polarización de la concentración consiste en la aparición de un gradiente de concentración entre la masa global de fluido y la interfase de la membrana, su consecuencia es la reducción de la diferencia de presión osmótica efectiva entre ambos lados de la membrana. Los perfiles de concentración salina pueden observarse cualitativamente en la Figura 1, así como los sentidos de los flujos intervinientes en el proceso.

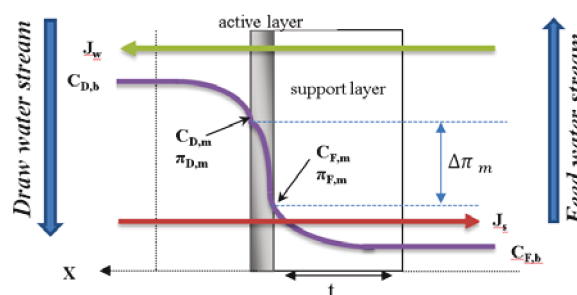


Figura 1: Diagrama del proceso de ósmosis por presión retardada, perfiles de concentración [10]

Achilli et al. [1] y Prante et al. [7], entre otros, han desarrollado modelos matemáticos de procesos PRO que tienen en cuenta los efectos de la polarización de la concentración. El grupo de investigación al que pertenecen los autores ha desarrollado trabajos que abordan de forma extensiva el modelado de los efectos de la polarización de la concentración (considerando la polarización interna y externa, concentrativa y dilutiva), véase Touati et al. [9-11], para membranas planas, validado experimentalmente.

Un inconveniente de los modelos citados anteriormente es que no consideran la evolución de los caudales y de las concentraciones a lo largo de la membrana. Estas variaciones son debidas al propio transcurso del proceso, el flujo de agua que va atravesando la membrana modifica los caudales, y aún mayor importancia tiene el flujo salino, que va incrementando la salinidad de la alimentación a lo largo de la membrana, y disminuyendo el gradiente osmótico.

En cuanto al ensuciamiento de las membranas PRO, Kim et al. [4] y She et al. [8] han presentado estudios que establecen los mecanismos que conducen al ensuciamiento de la membrana al utilizar aguas residuales y agua de mar como alimentación y corriente salina.

Por tanto, se plantea la necesidad de establecer nuevos modelos que consideren los aspectos anteriores y permitan realizar simulaciones del proceso más fieles a la realidad.

2 MODELADO DEL PROCESO DE ÓSMOSIS POR PRESIÓN RETARDADA (PRO)

2.1 FUNDAMENTOS

La densidad flujo de agua permeada J_w a través de una membrana semipermeable en comportamiento ideal es proporcional a la diferencia entre el gradiente de presión osmótica $\Delta\pi$ y la diferencia de presión hidráulica ΔP . La constante de proporcionalidad es el coeficiente de permeabilidad A :

$$J_w = A(\Delta\pi - \Delta P) \quad (1)$$

Donde la presión osmótica de cualquier solución salina se expresa mediante la ecuación de van't Hoff:

$$\pi = \beta CRT \quad (2)$$

siendo β el coeficiente de van't Hoff, C la concentración molar de soluto, R la constante de los gases ideales y T la temperatura.

Este flujo de agua puede generar energía eléctrica, por ejemplo en una turbina, con rendimiento η , que se calcula como:

$$W = \eta J_w \Delta P \quad (3)$$

2.2 MODELO DEL FLUJO DE PERMEADO Y DEL FLUJO SALINO

En la práctica el comportamiento se aleja de la idealidad, y al considerar la polarización de la concentración y otros factores intervinientes en el transporte de materia detallados en [10-11], J_w para una membrana plana se expresa como:

$$J_w = A \left[\left(\pi_{D,b} + \frac{B}{A} \left(1 + \frac{A\Delta P}{J_w} \right) \right) \exp\left(-\frac{J_w}{k_D}\right) - \left[\pi_{F,b} + \frac{B}{A} \left(1 + \frac{A\Delta P}{J_w} \right) \right] \exp(J_w K) \exp\left(\frac{J_w}{k_F}\right) - \Delta P \right] \quad (4)$$

Siendo B el coeficiente de permeabilidad salino, k el coeficiente de transferencia de materia y K la resistividad del soluto (los subíndices D y F especifican el lado salino y alimentación respectivamente, el subíndice b indica que la variable es la correspondiente a la masa global, ver Figura 1). Es importante destacar la naturaleza matemática implícita del modelo con respecto a J_w , ya que comporta una dificultad considerable a la hora de utilizar los modelos.

Para tener en cuenta el ensuciamiento progresivo a lo largo del tiempo de la membrana, es necesario introducir en el modelo un factor de ensuciamiento $F(t)$ que sirva para modelar la continua disminución de J_w con el transcurso del tiempo de operación con respecto a la densidad de flujo inicial cuando el ensuciamiento es nulo:

$$J_w = F(t) J_w^0 \quad (5)$$

Basándose en los resultados de Kim et al. Y She et al. [4,8], se establece que:

$$F(t) = \max(1 - \gamma t, F_{\min}) \quad (6)$$

Por último, es importante disponer de una expresión para determinar la densidad de flujo salino J_s , que se corresponde con:

$$J_s = J_w \frac{B}{A\beta RT} \left(1 + \frac{A\Delta P}{J_w} \right) \quad (7)$$

2.3 MODELO DEL PROCESO PRO POR ETAPAS

Tal y como se ha mencionado anteriormente, las ecuaciones establecidas hasta el momento en la literatura [1,7,9-11] no tienen en cuenta la variación longitudinal de los caudales ni de las concentraciones de ambas corrientes a lo largo de la membrana que en la práctica son inevitables. Para remediar esto, aquí se propone un método que divide la longitud de la membrana en k intervalos, tratando cada uno de ellos como una etapa o módulo independiente, extendiendo las ideas para ósmosis inversa de Palacín et al. [6].

2.3.1 Flujo paralelo

Al considerar flujo paralelo de la corriente salina y de alimentación, los caudales y concentraciones de entrada al proceso Q_{F0} , C_{F0} , Q_{D0} , C_{D0} , del lado de alimentación y salino respectivamente, son conocidos y son los utilizados en la primera etapa del método para calcular, mediante las ecuaciones (4, 7), las densidades de flujo J_W y J_S correspondientes. Realizando unos sencillos cálculos basados en el planteamiento de balances de materia a cada lado de la membrana en esta etapa, se obtienen los caudales de salida:

$$Q_{F1} = Q_{F0} - Q_{W1} \quad (8)$$

$$Q_{D1} = Q_{D0} + Q_{W1} \quad (9)$$

Donde Q_{W1} es el flujo de permeado en la etapa 1, que se ha calculado al multiplicar J_{W1} por el área de membrana en la etapa.

Para las concentraciones los balances planteados son los siguientes:

$$Q_{F1}C_{F1} = Q_{F0}C_{F0} + Q_{S1} \quad (10)$$

$$Q_{D1}C_{D1} = Q_{D0}C_{D0} - Q_{S1} \quad (11)$$

Siendo Q_{S1} el flujo salino en sentido inverso en la etapa 1, que se ha calculado al multiplicar J_{S1} por el área de membrana en la etapa.

De las ecuaciones (8-11) se obtienen las concentraciones de salida de la primera etapa:

$$C_{F1} = \frac{Q_{F0}C_{F0} + Q_{S1}}{Q_{F0} - Q_{W1}} \quad (12)$$

$$C_{D1} = \frac{Q_{D0}C_{D0} - Q_{S1}}{Q_{D0} + Q_{W1}} \quad (13)$$

Una vez obtenidos Q_{F1} , C_{F1} , Q_{D1} , C_{D1} , pueden ser introducidos en (4) y (7) para obtener J_{W2} y J_{S2} . El procedimiento continúa así sucesivamente para los k intervalos en los que se ha dividido la membrana. En cada etapa son necesarios cálculos iterativos, requeridos para la resolución de la ecuación implícita (4).

2.3.2 Flujo en contracorriente

Al considerar flujo en contracorriente (Figura 2), que es la situación más habitual, el procedimiento es análogo al de flujo paralelo, aunque el cálculo es notablemente más complejo, ya que los valores conocidos con los que empezar a calcular (Q_{F0} , C_{F0} , Q_{D0} , C_{D0}) se encuentran en extremos opuestos de la membrana:

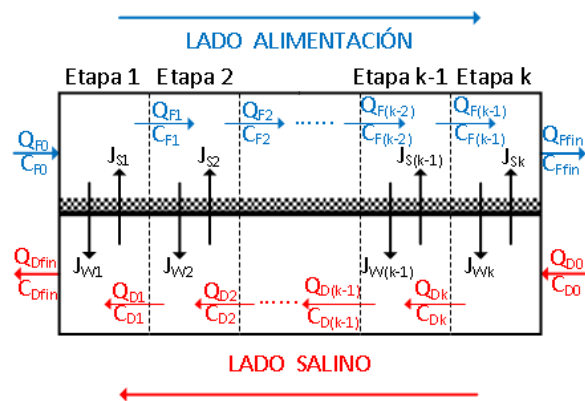


Figura 2: Esquema de las variables a calcular mediante el procedimiento por etapas para flujo en contracorriente

De este modo, para una etapa genérica k , siguiendo el proceso de planteamiento de balances de materia, resulta:

$$Q_{Fk} = Q_{F(k-1)} - Q_{Wk} \quad (14)$$

$$Q_{Dk} = Q_{D(k+1)} + Q_{Wk} \quad (15)$$

$$C_{Fk} = \frac{Q_{F(k-1)}C_{F(k-1)} + Q_{Sk}}{Q_{F(k-1)} - Q_{Wk}} \quad (16)$$

$$C_{Dk} = \frac{Q_{D(k+1)}C_{D(k+1)} - Q_{Sk}}{Q_{D(k+1)} + Q_{Wk}} \quad (17)$$

Puede observarse que para resolver las ecuaciones (14-17) junto con las densidades de flujo permeado y salino (4,7) será necesario un procedimiento iterativo mucho más complejo que para el caso de flujo paralelo. Adicionalmente, serán requeridas estimaciones iniciales de las variables desconocidas.

3 SIMULACIÓN DE LOS MODELOS PRO: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Los modelos descritos en el capítulo precedente se han simulado mediante las técnicas descritas en la sección anterior para obtener diferentes resultados. Los valores que toman los parámetros del proceso son los determinados experimentalmente por Touati et al. [10] para una membrana de acetato de celulosa.

Los valores de las principales variables del proceso, y de los parámetros de la membrana se encuentran recogidos en la Tabla 1:

Tabla 1: Listado de parámetros y variables del proceso

Variable	Valor
A	Coefficiente de permeabilidad del agua 1.06×10^{-12} m/S·Pa
B	Coefficiente de permeabilidad salino 2.62×10^{-8} m/s
K	Resistividad del soluto 1.52×10^5 s/m
k_D	Coefficiente de transferencia de materia (alimentación) 1.17×10^{-4} m/s
k_F	Coefficiente de transferencia de materia (salino) 1.19×10^{-4} m/s
β	Coefficiente de van't Hoff 2
a	Área membrana 18 cm ²
T	Temperatura 20°C
Q_F	Caudal alimentación 50 mL/min
Q_D	Caudal salino 50 mL/min
C_F	Concentración alimentación 1.5 g/L
C_D	Concentración salino 60 g/L
ΔP	Presión hidráulica 10 bar

3.1 MODELO SIMPLE, EN PARALELO Y EN CONTRACORRIENTE

Al ejecutar la simulación con los parámetros descritos anteriormente, se pueden comprobar las diferencias que aparecen al calcular el modelo introducido en la ecuación (4) de forma independiente y al ejecutarlo por etapas.

En el caso de simulación de flujo en paralelo con la membrana dividida en 10 intervalos, los resultados para la variación de los caudales, concentraciones y flujos de agua y salino pueden observarse en las Figuras 3-5:

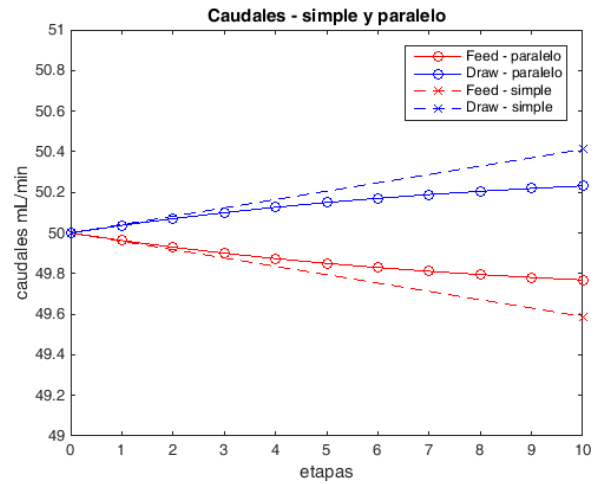


Figura 3: Caudales en alimentación y salino a lo largo de la membrana para el modelo simple y en paralelo (10 etapas)

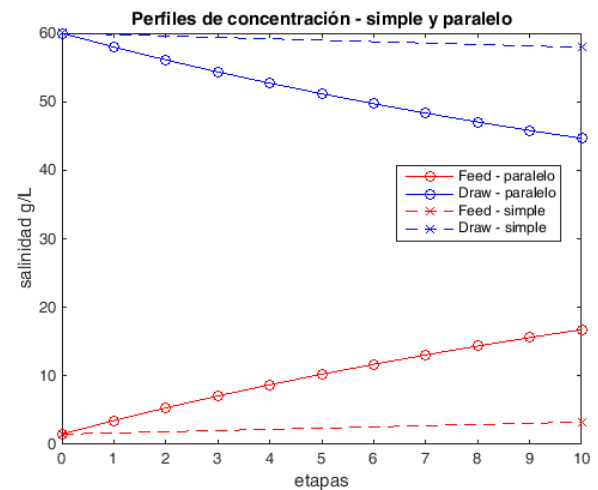


Figura 4: Comparación de los perfiles de concentración para el modelo simple y en paralelo (10 etapas)

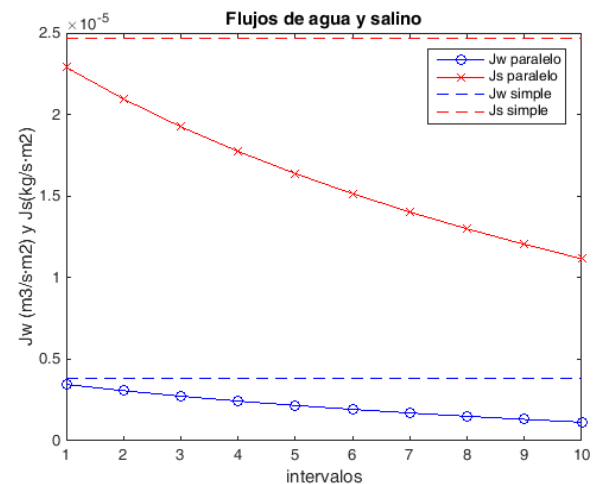


Figura 5: Flujos de agua y salino para el modelo simple y en paralelo (10 etapas)

Puede apreciarse en las figuras anteriores (3-5) que el modelo simple, recoge variaciones únicamente entre la entrada y la salida. Para la simulación en paralelo, se observa la progresiva reducción del gradiente de concentración salina, que provoca la disminución de J_w y J_s a lo largo de la membrana.

Los resultados del modelo simulado en contracorriente están recogidos en las Figuras 6-8:

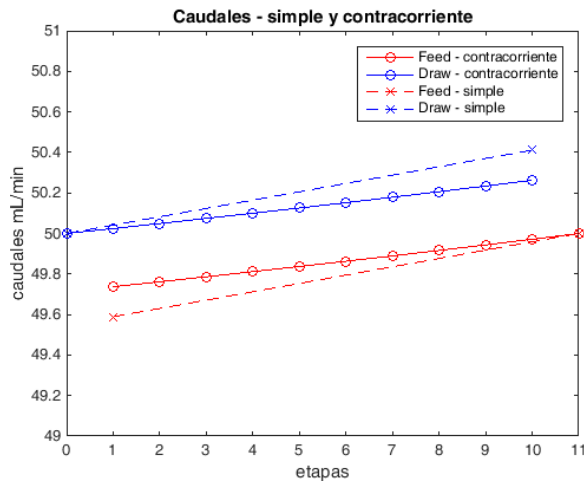


Figura 6: Caudales en alimentación y salino a lo largo de la membrana para el modelo simple y en contracorriente (10 etapas)

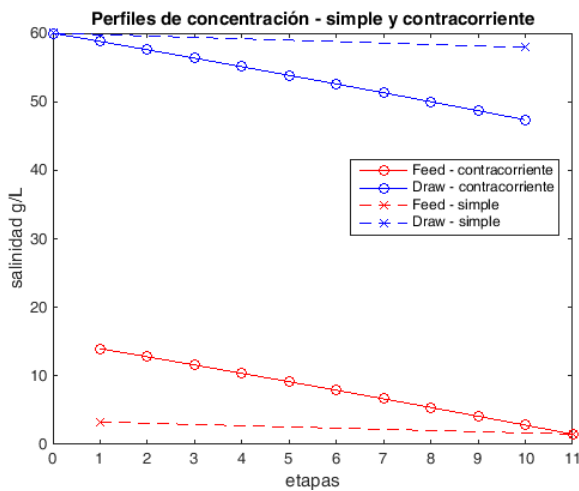


Figura 7: Comparación de los perfiles de concentración para el modelo simple y en contracorriente (10 etapas)

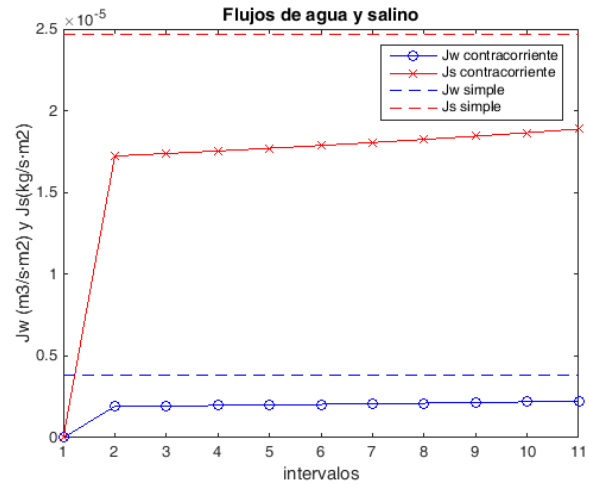


Figura 8: Flujos de agua y salino para el modelo simple y en contracorriente (10 etapas)

En los resultados precedentes se observa, análogamente al caso de flujo paralelo, el efecto de considerar distintas etapas. En esta situación, el gradiente de concentraciones se mantiene más regular a lo largo de la membrana, y los flujos de agua y salino en consecuencia también varían menos. Esta configuración es la que conduce a valores de agua permeada globalmente mayores, y por tanto mayor producción de electricidad.

3.2 INFLUENCIA DE LA PRESIÓN HIDRÁULICA. POTENCIA ELÉCTRICA

La presión hidráulica ejercida en el lado salino tiene un efecto notable en el flujo de agua, y consecuentemente, en la potencia eléctrica. La diferencia de presión será una de las principales variables a tener en cuenta a la hora de diseñar un sistema de control eficiente.

Desde el punto de vista de la transferencia de materia, el proceso es más eficiente a bajas presiones, ya que el flujo de agua es mayor, y el salino aumenta con la presión. En la Figura 9 se observa este resultado, obtenido mediante simulaciones considerando flujo en contracorriente y con los parámetros de la Tabla 1:

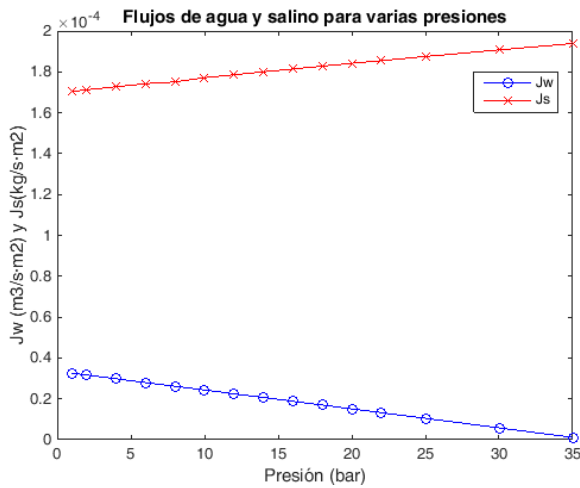


Figura 9: Variación de J_w y J_s con la diferencia de presión

En la Tabla 2 se resumen los diferentes resultados presentados bajo las condiciones descritas en la Tabla 1 para los modelos simple (S), en paralelo (P) y contracorriente (C):

Tabla 2: Tabla resumen de resultados

Variable	S	P	C	Unidades
$Q_{F-final}$	49.59	49.77	49.74	mL/min
$Q_{D-final}$	50.41	50.23	50.26	mL/min
$C_{F-final}$	3.26	16.76	13.97	g/L
$C_{D-final}$	57.94	44.65	47.35	g/L
$J_{w-final}$	3.81	1.14	2.64	$\times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}\cdot\text{m}^2$
$J_{s-final}$	2.47	1.12	1.88	$\times 10^{-5} \text{ kg}/\text{s}\cdot\text{m}^2$

Según la ecuación (3), la potencia eléctrica teórica producible, no depende únicamente del flujo de agua. En la Figura 10 se presentan resultados de simulación variando la presión ejercida, observándose que la potencia máxima se genera a una presión intermedia:

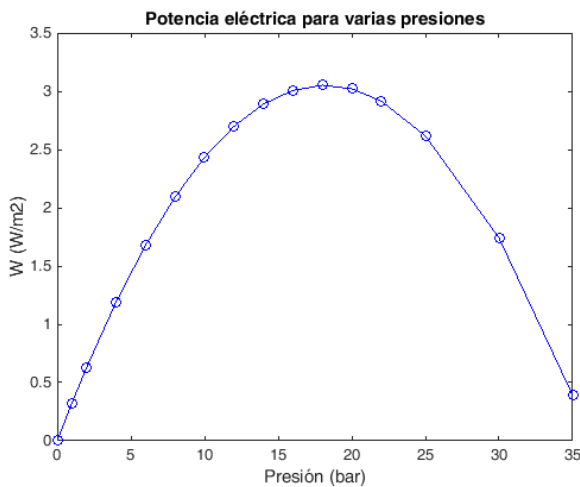


Figura 10: Variación de la potencia eléctrica con la diferencia de presión

4 CONCLUSIONES Y TRABAJO FUTURO

El principal resultado de este trabajo es la constatación de que los modelos matemáticos habituales sobreestiman el gradiente osmótico del proceso, y por tanto la producción de electricidad sería en realidad menor. La metodología aquí establecida para tener en cuenta la evolución de las variables del proceso a lo largo de la membrana reproduce con mejor precisión la naturaleza del proceso.

Se ha comprobado que la presión ejercida es una variable crítica para maximizar la producción eléctrica.

Así mismo, se plantea la necesidad de continuar este trabajo extendiendo el estudio de la influencia de otras variables de proceso; también de mejorar los modelos matemáticos, especialmente en cuanto al ensuciamiento, para que permitan determinar el punto de operación óptimo de trabajo.

Agradecimientos

Los autores desean agradecer al Ministerio de Economía y Competitividad su apoyo mediante el proyecto WATER4POWER DPI2014-54530-R y la ayuda predoctoral BES-2015-073871.

Referencias

- [1] Achilli, A., Cathb, T.Y., Childress, A.E., (2009) "Power generation with pressure retarded osmosis: An experimental and theoretical investigation" *Journal of Membrane Science*, 343, 42-52
- [2] He, W., Luo, X., Kiselychnyk, O., Wang, J., Shaheed, M.H. (2016) "Maximum power point tracking (MPPT) control of pressure retarded osmosis (PRO) salinity power plant: Development and comparison of different techniques" *Desalination*, 389, 187-196
- [3] He, W., Wang, Y., Shaheed, M.H. (2015) "Maximum power point tracking (MPPT) of a scale-up pressure retarded osmosis (PRO) osmotic power plant" *Applied Energy*, 158, 584-596
- [4] Kim, I.K., Kim, J., Shon, H.K., Hong, S. (2015) "Pressure retarded osmosis (PRO) for integrating seawater desalination and wastewater reclamation: Energy consumption and fouling" *Journal of Membrane Science*, 483, 34-41

- [5] Loeb, S., (1975) "Osmotic power plants" *Science*, 189, 654-655
- [6] Palacín, L.G., (2014) "Modelling Simulation and advanced control of small-scale reverse osmosis desalination plants" PhD dissertation, University of Valladolid
- [7] Prante, J.L., Ruskowitz, J.A., Childress, A.E., Achilli, A., (2014) "RO-PRO desalination: An integrated low-energy approach to seawater desalination" *Applied Energy*, 120, 104-114
- [8] She, Q., Wong, Y.K.W., Zhao, S., Tang, C.Y. (2013) "Effect of the feed and draw solution temperatures on PRO performance: Theoretical and experimental study" *Journal of Membrane Science*, 428, 181-189
- [9] Touati, K., Tadeo, F. (2016) "Study of the reverse salt diffusion on pressure retarded osmosis: influence on concentration polarization and effect of the operating conditions" *Desalination*, 389, 171-186
- [10] Touati, K., Hänel, C., Tadeo, F., Schiestel, T., (2015) "Effect of the feed and draw solution temperatures on PRO performance: Theoretical and experimental study" *Desalination*, 365, 182-195
- [11] Touati, K., Tadeo, F., Hänel, C., Schiestel, T., (2015) "Effect of the operating temperature on hydrodynamics and membrane parameters in pressure retarded osmosis" *Desalination and Water Treatment*, 23, 10477-10489