

# Automatización y caracterización de una planta piloto de desalación de aguas por ósmosis inversa. I Caracterización de las membranas



A.B.Lozano Avilés<sup>1</sup>, R.P.Valerdi Pérez<sup>2</sup>, J.A.García Gamuz<sup>2</sup> y J.A. Ibáñez Mengual<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Dpto. Física, Universidad de Murcia, Facultad de Química, 30071 Murcia, España.

<sup>2</sup>Dpto. Dermatología, Estomatología, Radiología y Medicina Física, Universidad de Murcia, Facultad de Medicina, 30071 Murcia, España.

E-mail: jaibanez@um.es

## Resumen

Se partió de una planta piloto OI, con capacidad de 750 l/día, provista de dos módulos Hydronautics HR-350, buscando la renovación de la misma, mediante un funcionamiento semiautomatizado que permitiese la elección de la configuración modular serie/paralelo y la ampliación de su rango operativo. Se empleó un autómata programable con módulos de ampliación, necesario para desarrollar el proceso de control y captura de datos del mismo. Se diseñó un programa SCADA que lee, visualiza y archiva las medidas. El sistema se caracterizó con disoluciones de NaCl, cuyas concentraciones se situaron en rango 3-11 g/l mediante la determinación de las permeabilidades hidráulicas y coeficientes de reflexión de cada una de las membranas, así como el coeficiente de difusión de soluto por arrastre del disolvente y su coeficiente de difusión molecular.

**Palabras clave:** desalación, ósmosis inversa, automatización, caracterización

## Abstract

We worked with a pilot plant RO, with a capacity of 750 l/day, provided with two Hydronautic HR-350 modules, trying to obtain its renovation, through a semi-automatized work allowing the election of a serial/parallel modular configuration and the enlargement of its operative range. A programmable logic controller was necessary to develop the monitoring process and data collecting. A SCADA program was designed, which reads, visualizes and stores measurements. The system was characterized with NaCl solutions, with concentrations between 3-11 g/l by means of the determination of hydraulic permeabilities and reflection coefficient of each membrane, so as the diffusion coefficient due to convective effect of the solvent and its molecular diffusion coefficient.

**Keywords:** desalination, reverse osmosis, automatization, characterization.

PACS: 81.20.Ym, 81.40.Jj, 87.15.rs

ISSN 1870-9095

## I. INTRODUCCIÓN

El presente artículo aborda el estudio de una planta piloto de desalación por ósmosis inversa (OI), en cuanto a la caracterización de sus membranas se refiere. Una membrana es una barrera selectiva entre dos fases, respectivamente denominadas fase de alimentación y fase de permeado. La separación a través de una membrana es consecuencia del carácter selectivo de la misma, con relación a los componentes de la fase de alimentación, algunos de los cuales se transportan más fácilmente que otros [1]. En particular en los procesos de desalación [2], el agua de alimentación se verá privada en gran medida de su contenido salino [3], generando un agua desalada, cuyo contenido en sales será el adecuado a una determinada finalidad.

Para poder tratar grandes cantidades de agua y generar por tanto, importantes cantidades de producto, las membranas se configuran en forma modular, lo que aporta gran superficie de ataque y ocupa poco volumen (gran compacidad) y éstos módulos se agrupan en serie dentro de tubos de presión, que a su vez se agrupan para formar

una planta, principalmente en forma paralela, aunque para algunas aplicaciones se requiere una agrupación mixta serie-paralelo [4, 5, 6].

La consideración de pequeñas plantas piloto a escala de laboratorio, permite la evaluación preliminar de las instalaciones, mediante el estudio del comportamiento de las membranas para su caracterización individual e incluso, para estudiar alternativas que incrementen el recobro y disminuyan el gasto energético [7]. El estado del arte actual sobre el particular está compendiado en obras de reciente publicación [8].

El interés pedagógico del estudio y caracterización de una planta piloto OI, como la aquí considerada radica en:

- 1) Que se conozca un proceso de desalación como la OI, que es un proceso dirigido por presión y por tanto de naturaleza física, a la vez que se comprenda los fundamentos del mismo, cuya explicación puede ser abordada desde la perspectiva de la Termodinámica de los Procesos Irreversibles.
- 2) Introducir al estudiante en el empleo de la terminología propia del proceso y en el análisis de

los parámetros que caracterizan el funcionamiento de las membranas empleadas en el mismo.

- 3) Presentar la idea de planta OI, partiendo del manejo sencillo de una planta piloto, que puede adoptar diferentes configuraciones serie/paralelo para los módulos de la misma.
- 4) Por último, introducir al estudiante en los procesos de control automatizado, mediante la automatización del gobierno de dicha planta piloto OI.

Consideraremos pues, procesos de flujo de fluidos y su control automatizado para una planta desaladora OI, en la que un gradiente de presión que se aplica en la misma debe superar el correspondiente a la diferencia de presión osmótica entre las disoluciones a uno y otro lado de las membranas. Todo ello con relación a la caracterización de las propiedades físicas de las membranas de la misma, plasmadas en su permeabilidad hidráulica y en sus coeficientes de reflexión y difusión.

Diremos también que el contenido del artículo puede resultar de interés, tanto para estudiantes de ingeniería química e industrial como para los de física aplicada, en lo que respecta a experimentos básicos y operaciones de separación, así como al control e instrumentación de procesos. Además, en el caso concreto de estudiantes de física, con interés especial en lo que respecta a la fundamentación de los procesos de separación sobre la base de la Termodinámica de los Procesos Irreversibles [5, 6].

## II. MATERIALES Y MÉTODOS

### A Membranas y Procesos

Existen dos tipos de procesos de filtración con membranas: filtración convencional (*dead-end*) y filtración tangencial (*cross-flow*). En la primera sólo se tienen dos corrientes, la de alimentación y la de permeado, con una concentración constante de cada componente sobre la superficie de la membrana en cada una de ellas. La segunda (Figura 1), corresponde al principio básico operativo de diferentes tipos de módulos (placa y bastidor, tubulares, arrollamiento en espiral y de fibra hueca [4, 6, 9]) y estos módulos tienen en común que la corriente de alimentación se divide en dos corrientes: la de concentrado y la de permeado, siendo una u otra la de producto.

Cuando una membrana semipermeable separa dos disoluciones del mismo disolvente con diferentes concentraciones de soluto, éste fluye desde la más diluida a la más concentrada (osmosis), debido a la diferencia de valores del potencial químico en ambas. De esta forma, aumenta la presión hidrostática del lado de la disolución concentrada hasta alcanzar el equilibrio osmótico. Esta situación produce el correspondiente aumento de la diferencia de presión osmótica de las disoluciones [4, 5, 6].

Si se aplica una presión mayor que la presión osmótica a la disolución concentrada, el proceso de osmosis se invierte y así se transporta el disolvente a través de la membrana desde la disolución concentrada a la diluida. Este proceso recibe el nombre de osmosis inversa

(OI) y generalmente emplea módulos de arrollamiento en espiral, aplicándose principalmente para producir agua purificada de disoluciones acuosas diluidas o para concentrar una disolución eliminando el agua. En éste caso la parte superior de las membranas esta constituida por un material hidrofílico (acetato de celulosa, compuestos de poliamidas aromáticas, polisulfonas,...). En la OI, la membrana está en contacto con fases líquidas y en el caso de desalación de agua de mar, se aplican presiones en el rango de 80-100 bares mientras que en el de agua salobre, en el rango de 15-40 bares. En ambos casos la presión de la corriente de permeado es próxima a la atmosférica ambiental.

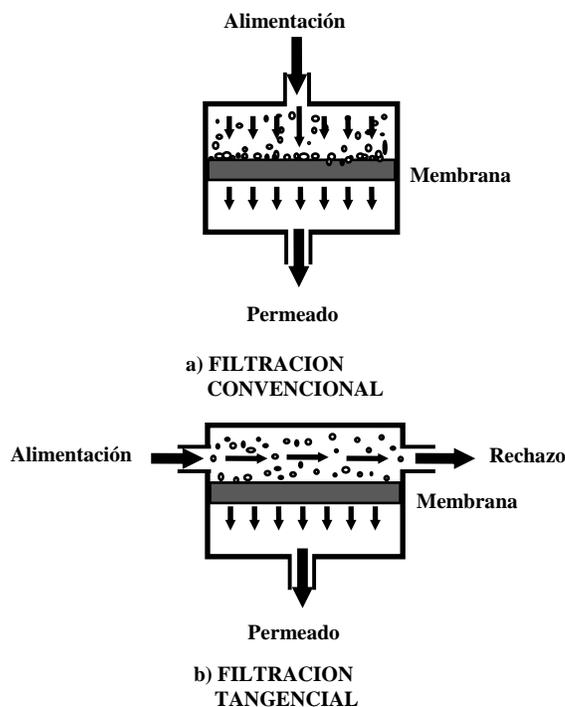


FIGURA 1. Tipos de procesos de filtración con membranas: filtración convencional (*dead-end*) y filtración tangencial (*cross-flow*)

### B. Caracterización

Se trabaja con una pequeña planta piloto OI (750 l/día) reconfigurable manualmente, de acuerdo con diferentes disposiciones serie/paralelo. Consta de los elementos básicos de cualquier planta [6, 10, 11]: 1) Equipo de pretratamiento para mantener limpias las superficies de las membranas. 2) Bomba de alta presión. 3) Dispositivo de membranas, con dos módulos de arrollamiento en espiral albergados en sendos tubos de presión. El postratamiento consiste fundamentalmente en la estabilización del agua tratada y la preparación para su distribución.

Cuando el caudal de permeado necesario es superior al producido por un solo módulo, se aumenta la capacidad del sistema instalando varios módulos en paralelo (Figura 2), tantos como sean necesarios para cubrir la capacidad fijada, de forma que el caudal de alimentación se distribuya entre las distintas membranas.

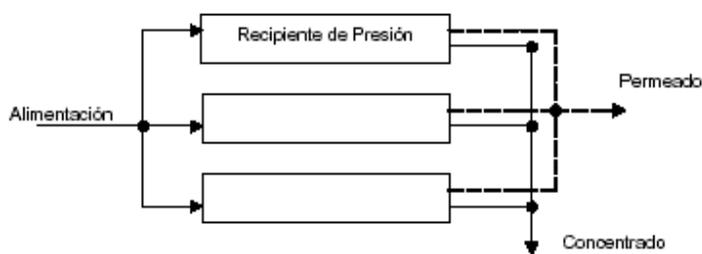


FIGURA 2. Asociación modular en paralelo

El diseño de plantas OI con varias etapas hidráulicas para la salmuera, se realiza con el fin de obtener la mayor cantidad de agua producto a partir de una determinada cantidad de agua a tratar. Se utiliza también con el objetivo de reducir al mínimo el volumen de salmuera, es decir de operar con el máximo recobro posible, pero manteniendo un caudal de salmuera mínimo para evitar el fenómeno de polarización por concentración y los riesgos de precipitación y atascamiento. Este sistema conlleva que el rechazo de la primera etapa hidráulica se convierta en la alimentación de la segunda y así sucesivamente. El agua producto de todas las etapas hidráulicas se mezcla para constituir el producto global de la planta (Figura 3).

Cuando se necesita agua producto de calidad superior a la obtenida en una planta con una sola etapa hidráulica para el producto, se diseñan plantas OI con varias etapas hidráulicas para el producto (Figura 4).

Se introdujeron mejoras en nuestra planta para conseguir un funcionamiento semiautomatizado y la ampliación de su rango operativo, tanto en lo que se refiere a salinidad como a caudal de alimentación. Para ello se incorporó un sistema de electroválvulas que permite las necesarias conmutaciones del sistema.

También se efectuó el cambio de los sensores de conductividad y presión, incorporando nuevos equipos electrónicos que se albergaron en un armario de control y maniobra, a la vez que se dotó al equipo de un sensor de pH para la salmuera, con alarma, para prevenir posibles problemas de ensuciamiento y contrarrestar el mismo mediante la oportuna adición dosificada de ácido y otros productos químicos necesarios.

Los nuevos elementos de medida y control se gobiernan desde un autómata programable [12] Siemens Serie S7-

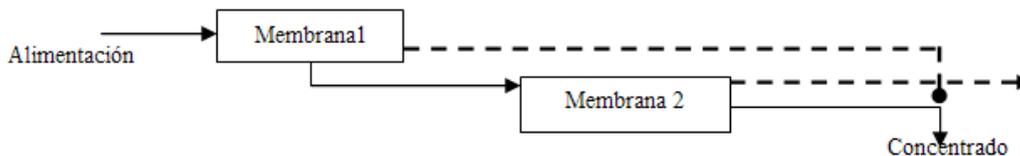


FIGURA 3. Asociación modular en serie para la salmuera.

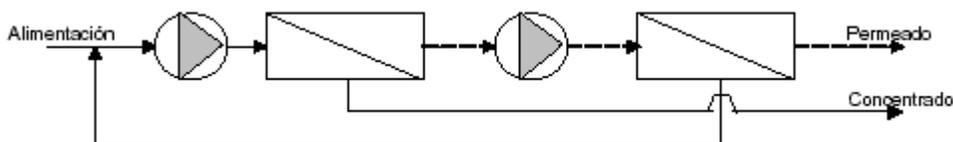


FIGURA 4. Asociación modular en serie para el producto.

200 con CPU 224 y módulos de ampliación (E/S analógicos y digitales), consiguiéndose la reconfiguración automática de la planta, así como la medida y registro de los caudales de alimentación y producto y de sus correspondientes contenidos salinos, obtenidos a partir de la medida de conductividad en las corrientes citadas. De esta forma y mediante un programa SCADA [12] que visualiza toda la planta y sus accesorios en pantalla (Figura 5), se puede estudiar el funcionamiento automatizado de la misma en diferentes configuraciones serie/paralelo y para diferentes tipos de agua de alimentación.

### III. RESULTADOS

#### A. Caracterización de las membranas

Para la caracterización, tanto de cada módulo por separado, como para el conjunto de la planta en sus diferentes configuraciones, se empleó disoluciones acuosas de cloruro sódico, con concentraciones entre 3 y 11 g/litro. Para cada módulo, se procedió a ajustes numéricos de las medidas con relación a las ecuaciones que dan el caudal de de producto  $Q_p$ , y el flujo salino  $J_s$  en cada uno [6]:

$$Q_p = L_p A [(\Delta P - \sigma \Delta \Pi)], \quad (1)$$

$$J_s = (\bar{C}_s)(1 - \sigma) J_p + \omega \Delta \Pi, \quad (2)$$

donde  $J_p = Q_p / A$  es el flujo de permeado y  $J_s = (\bar{C}_s) Q_p / A$  el flujo salino, siendo  $(\bar{C}_s)$  la concentración media de la membrana en el canal de salmuera y  $A$  su área de ataque (información del fabricante),  $\Delta P$  e  $\Delta \Pi$  representan la diferencia de presión aplicada y la diferencia de presión osmótica entre las disoluciones a uno y otro lado de la membrana.  $L_p$  es la permeabilidad hidráulica de la membrana,  $\sigma$  el llamado coeficiente de reflexión, que indica el grado de semipermeabilidad de la misma y  $\omega$  un coeficiente de difusión, de modo que podemos reescribir la ecuación anterior en la forma

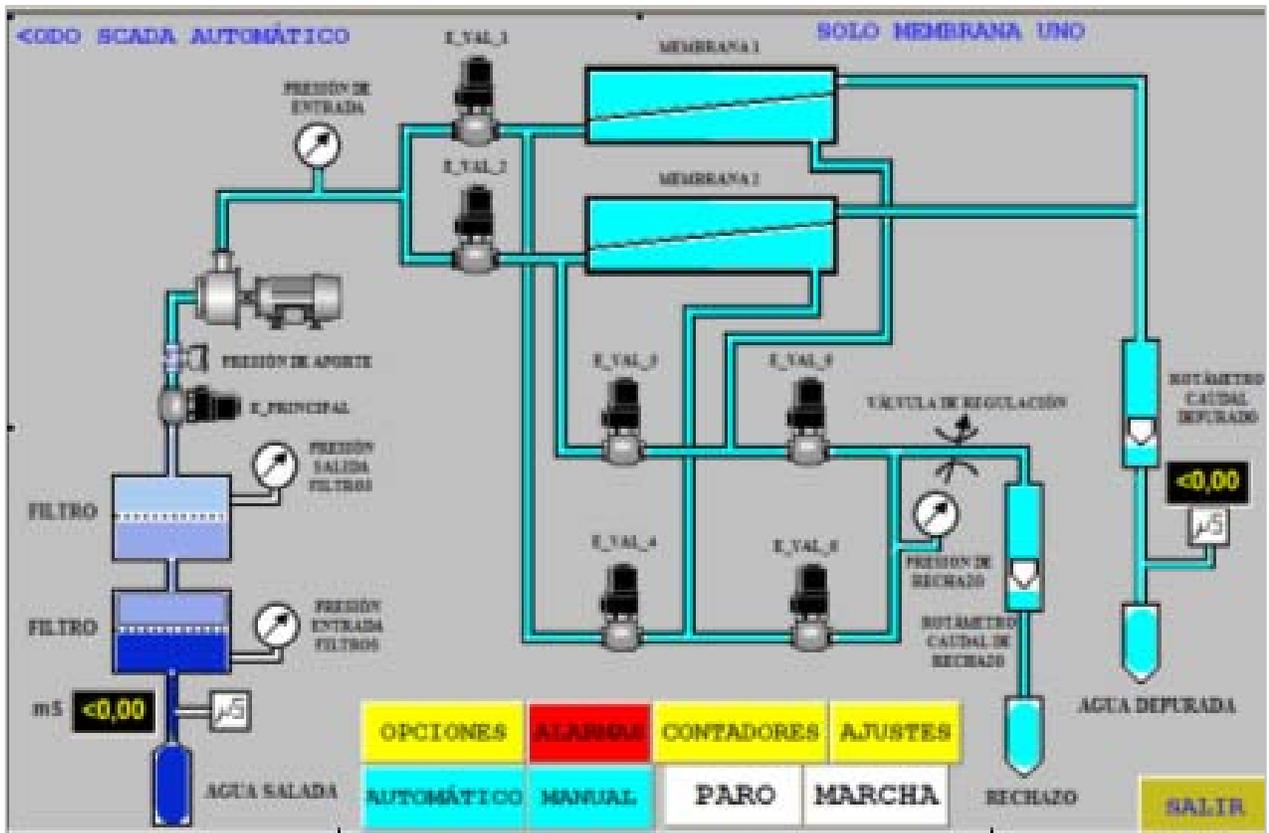


FIGURA 5. Cuadro SCADA del proceso.

$$(\bar{C}_s)Q_s = (\bar{C}_s)(1-\sigma)Q_p + A\omega\Delta\Pi. \quad (3)$$

La ecuación (1) se puede poner en la forma

$$\frac{Q_p}{A} = L_p [(\Delta P - \sigma\Delta\Pi)], \quad (4)$$

de la cual se obtendrá,  $L_p$  y  $\sigma$  mediante la representación del valor de  $(Q_p/A)$ , frente al incremento de presión osmótica  $\Delta\Pi$ , a la que se ajusta una función lineal, resultando el primero de la ordenada en el origen y el segundo de la pendiente, respectivamente. El parámetro  $\omega$  se obtiene al sustituir los valores de  $L_p$  y  $\sigma$ , en la ecuación de flujo de soluto, conocidos los valores del resto de parámetros.

En la ecuación (3) el producto  $(\omega\Delta\Pi)$ , expresa la contribución al flujo salino, asociada al efecto difusivo del soluto, siendo  $\omega$  un coeficiente de difusión, mientras que el término de su segundo miembro refleja el efecto de arrastre convectivo del disolvente  $d_f$ :

$$d_f = (1-\sigma)(\bar{C}_s)Q_p. \quad (5)$$

Durante el desarrollo experimental se mantuvo el valor de la presión de aporte  $\Delta P$  constante, igual a 9,684 atm y una temperatura de 25° C, siendo el área de la membrana de 0,76 m<sup>2</sup> [13]. Se obtuvieron los valores de caudal de producto  $Q_p$ , caudal de salmuera  $Q_s$ , conductividad del agua

alimentación  $\Omega_a$  y conductividad del agua producto  $\Omega_p$ , por lectura directa de los rotámetros y conductivímetros respectivamente. Para conocer el valor del incremento de presión osmótica, previamente se tienen que conocer los valores de presión osmótica en todas las corrientes de entrada y salida a la membrana ( $\Pi_a$ ,  $\Pi_p$  y  $\Pi_s$ ), para ello se utilizó la ecuación [6]:

$$\Pi_i = RT C_{s_i} (1 + \alpha), \quad (6)$$

(i = a: alimentación, p: producto, s: salmuera)

en la que  $\alpha$  es el grado de disociación del soluto ( $\alpha = 1$ )

Para obtener los valores de concentración de las corrientes del sistema a la temperatura de 25 °C, se empleó la ecuación [6]

$$C_{s_i} = TSD \times 10^{-3} / M_s, \quad (7)$$

en la que  $M_s$  es el peso molecular de la especie en disolución (NaCl=58,5 g/mol) y  $TSD$  (total de sólidos disueltos (mg/l))= $0,64 \times \Omega_i$ , siendo  $\Omega_i$ : conductividad eléctrica en la alimentación,  $\Omega_a$ , en la corriente de producto,  $\Omega_p$  y en la corriente de salmuera,  $\Omega_s$ , expresadas en  $\mu S/cm$ .

Para conocer el valor de la concentración de salmuera  $C_s$  se efectúa balance de volumen y de masa en la membrana, lo que conduce a las expresiones dadas en las ecuaciones siguientes

$$Q_a = Q_s + Q_p, \tag{8}$$

$$Q_a C_a = Q_s C_s + Q_p C_p, \tag{9}$$

donde  $Q_a$ ,  $Q_s$  y  $Q_p$  son los caudales de alimentación, salmuera y producto (l/h) y  $C_a$ ,  $C_s$  y  $C_p$  las concentraciones respectivas (g/l), siendo la única incógnita  $C_s$ .

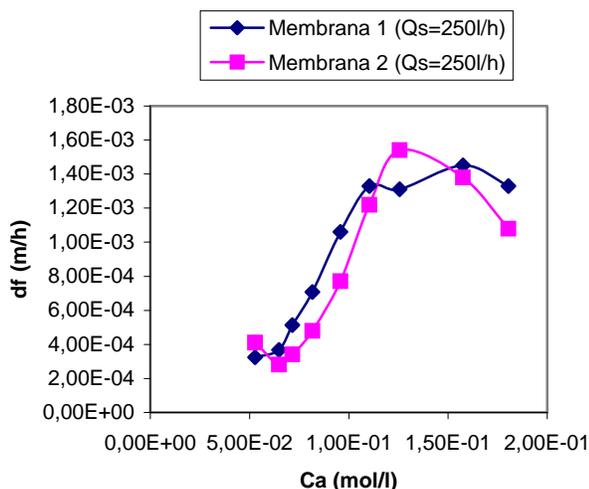
Con los valores de las presiones osmóticas de las corrientes del sistema  $\Pi_a$ ,  $\Pi_p$  y  $\Pi_s$ , se obtiene el valor de  $\Delta\Pi$ , como:  $\Delta\Pi = \langle\Pi\rangle - \Pi_p$ , siendo  $\langle\Pi\rangle = [(\Pi_a + \Pi_s)/2]$  que es la media aritmética en el canal de salmuera.

Estos valores sustituidos en las ecuaciones (3) y (5) proporcionan el valor de los términos referentes a la difusividad,  $\omega$  y  $d_f$  respectivamente, que se recogen en las Tablas I y II para la membrana 1 y 2, respectivamente.

Para el coeficiente de difusión de sales debido al arrastre por el disolvente,  $d_f$ , se tiene que, a medida que  $d_f$  crece  $\sigma$  disminuye, pudiéndose alcanzar para valores suficientemente grandes de  $d_f$ , valores negativos de  $\sigma$ , lo que significaría que la difusividad del soluto a través de la membrana se hace muy grande y la semipermeabilidad de la membrana es mala, o lo que es lo mismo nada de soluto es rechazado.

El factor  $d_f$  también varía con la concentración de la alimentación, de forma que al aumentar ésta, la semipermeabilidad de la membrana  $\sigma$  aumenta hasta alcanzar un valor máximo, a concentraciones elevadas de la misma, a partir del cual disminuye.

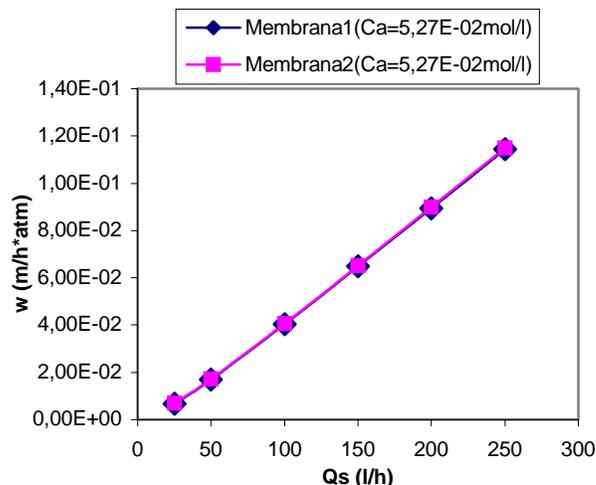
La membrana 2 presenta difusión menor de soluto por arrastre del disolvente, ya que tiene mayor semipermeabilidad que la membrana 1 (Figura 6).



**FIGURA 6.** Variación del coeficiente de difusión de sales,  $d_f$ , a diferentes valores de concentración de alimentación,  $C_a$ , para cada membrana y un valor de  $Q_s=250$  l/h.

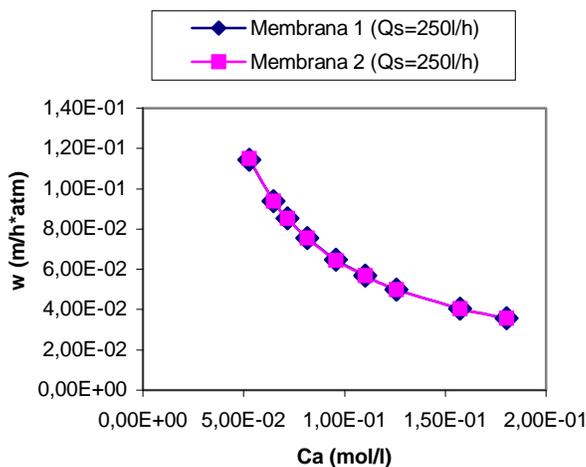
Respecto a la aportación al flujo de soluto debida a la difusión molecular,  $\omega$ , podemos decir que está influenciada principalmente por el valor de la presión osmótica. Conocido el flujo de soluto total y el aportado por arrastre de disolvente ( $\omega\Delta\Pi$ ), se obtendrá de la diferencia de ambos

términos, de manera que un aumento del flujo de sales produce un aumento de las dos contribuciones al transporte de soluto, flujo de soluto por difusión a través de la membrana y flujo de sales por arrastre de disolvente. El aumento en el valor de  $d_f$  es consecuencia del aumento que se produce en  $Q_p$  al aumentar  $Q_s$  y el aumento de  $\omega$  sería por el propio aumento del flujo de soluto a través de la membrana (Figura 7).



**FIGURA 7.** Variación del flujo de soluto asociado a la diferencia de presión osmótica,  $\omega$ , a diferentes valores del caudal de salmuera,  $Q_s$ , para cada membrana y  $C_a=5,27E-02$  mol/l.

A medida que aumentamos  $C_a$ , la contribución al transporte de soluto por difusión disminuye para cada valor de  $Q_s$ . Se comprueba que el transporte que predomina a altas concentraciones es el debido al arrastre por el disolvente, ya que el aumento en la concentración media de sales y la pérdida de semipermeabilidad por la membrana es considerable. El valor de  $\omega$ , va disminuyendo a medida que el arrastre de soluto es mayor para un mismo valor de flujo salino (Figura 8).



**FIGURA 8.** Variación del flujo de soluto asociado a la diferencia de presión osmótica,  $\omega$ , a diferentes valores de concentración de alimentación,  $C_a$ , para cada membrana y un valor de  $Q_s=250$  l/h.

**TABLA I.** Medidas para la caracterización de la membrana 1.  $C_a$ : concentración en la corriente de alimentación,  $Q_s$ : caudal en la corriente de salmuera,  $Q_p$ : caudal en la corriente de producto,  $C_p$ : concentración en la corriente de producto y  $\Delta\Pi$  el incremento de presión osmótica. Valores de difusión de soluto por arrastre del disolvente,  $d_f$  y difusión molecular de soluto,  $\omega$ .

Membrana 1						
$C_a \times 10^2$ (mol/l)	$Q_s$ (l/h)	$Q_p$ (l/h)	$C_p \times 10^5$ (mol/l)	$\Delta\Pi$ (atm)	$d_f \times 10^4$ (m/h)	$\omega \times 10^2$ (m/h atm)
5,27	250	54	1,532	2,87	3,24	11,40
	200	53,5	1,532	2,94	3,21	8,95
	150	52	1,532	3,04	3,12	6,48
	100	51	1,556	3,25	3,06	4,04
	50	48	1,586	3,84	2,88	1,71
	25	42	1,610	4,77	2,52	0,685
6,48	250	50	1,696	3,50	3,67	9,38
	200	49	1,696	3,58	3,59	7,35
	150	48,5	1,696	3,70	3,56	5,32
	100	47	1,696	3,93	3,45	3,34
	50	44	1,726	4,59	3,23	1,43
	25	37	1,760	5,54	2,71	0,589
7,17	250	47	1,750	3,85	5,14	8,53
	200	46	1,753	3,93	5,03	6,69
	150	45	1,757	4,05	4,92	4,86
	100	44	1,765	4,30	4,81	3,05
	50	41	1,785	4,96	4,48	1,32
	25	35	1,825	5,99	3,83	0,543
8,16	250	42	1,915	4,35	7,08	7,55
	200	41	1,915	4,42	6,91	5,93
	150	40,5	1,940	4,55	6,83	4,32
	100	39	1,960	4,79	6,58	2,73
	50	36,5	2,020	5,48	6,15	1,19
	25	32	2,130	6,58	5,40	0,492
9,57	250	37,5	2,020	5,06	10,60	6,48
	200	37	2,020	5,14	10,50	5,10
	150	36,5	2,020	5,28	10,30	3,72
	100	35,5	2,069	5,54	10,10	2,36
	50	33,5	2,133	6,28	9,49	1,03
	25	30	2,233	7,53	8,50	0,426
11,03	250	33	2,080	5,77	13,30	5,68
	200	32,5	2,080	5,85	13,10	4,48
	150	32,5	2,099	5,99	13,10	3,27
	100	32	2,159	6,27	12,90	2,08
	50	30	2,233	7,03	12,10	0,918
	25	27,5	2,353	8,39	11,10	0,379
12,56	250	32	2,243	6,55	13,10	5,00
	200	31,5	2,243	6,64	12,90	3,94
	150	31	2,243	6,80	12,70	2,89
	100	30	2,280	7,08	12,20	1,84
	50	28,5	2,350	7,92	11,60	0,816
	25	25	2,471	9,25	10,20	0,345
15,75	250	25	2,297	8,11	14,50	4,04
	200	24,5	2,297	8,20	14,20	3,19
	150	24	2,297	8,34	13,90	2,35
	100	23,5	2,332	8,63	13,60	1,51
	50	22,5	2,407	9,47	13,10	6,81
	25	20	2,562	10,82	11,60	2,93
18,04	250	18	2,571	9,16	13,30	3,57
	200	18	2,571	9,24	13,30	2,83
	150	18	2,630	9,38	13,30	2,09
	100	17,5	2,740	9,62	13,00	1,35
	50	16,5	2,900	10,31	12,20	0,626
	25	14,5	2,950	11,42	10,70	0,279

**TABLA II.** Medidas para la caracterización de la membrana 2.  $C_a$ : concentración en la corriente de alimentación,  $Q_s$ : caudal en la corriente de salmuera,  $Q_p$ : caudal en la corriente de producto,  $C_p$ : concentración en la corriente de producto y  $\Delta\Pi$  el incremento de presión osmótica. Valores de difusión de soluto por arrastre del disolvente,  $d_f$  y difusión molecular de soluto,  $\omega$ .

Membrana 2						
$C_a \times 10^2$ (mol/l)	$Q_s$ (l/h)	$Q_p$ (l/h)	$C_p \times 10^5$ (mol/l)	$\Delta\Pi$ (atm)	$d_f \times 10^4$ (m/h)	$\omega \times 10^2$ (m/h atm)
5,27	250	51	1,530	2,86	4,10	11,50
	200	50,5	1,530	2,92	4,06	9,00
	150	49,5	1,530	3,02	3,98	6,52
	100	49	1,530	3,22	3,90	4,07
	50	46	1,590	3,78	3,70	1,73
	25	41	1,640	4,72	3,30	0,691
6,48	250	49	1,700	3,50	2,82	9,40
	200	48	1,700	3,57	2,76	7,37
	150	47	1,700	3,68	2,71	5,35
	100	45,5	1,700	3,91	2,62	3,36
	50	42	1,720	4,52	2,42	1,45
	25	36	1,750	5,48	2,07	0,597
7,17	250	47	1,750	3,85	3,41	8,53
	200	46	1,750	3,93	3,34	6,69
	150	45	1,750	4,05	3,27	4,87
	100	43	1,760	4,28	3,12	3,07
	50	40	1,810	4,93	2,90	1,33
	25	34	1,840	5,92	2,47	0,552
8,16	250	43	1,920	4,36	4,80	7,54
	200	42	1,920	4,43	4,69	5,93
	150	41	1,920	4,56	4,58	4,32
	100	39,5	1,930	4,80	4,41	2,73
	50	36	1,980	5,46	4,02	1,20
	25	31	2,020	6,50	3,46	0,501
9,57	250	40	2,020	5,08	7,71	6,46
	200	39	2,020	5,16	7,52	5,08
	150	38,5	2,020	5,31	7,42	3,70
	100	37	2,050	5,58	7,13	2,35
	50	34	2,080	6,31	6,55	1,03
	25	29	2,130	7,44	5,59	4,35
11,03	250	33,5	2,050	5,77	12,20	5,68
	200	33	2,050	5,85	12,00	4,47
	150	32,5	2,050	5,99	11,90	3,27
	100	32	2,090	6,27	11,70	2,08
	50	30	2,190	7,03	11,00	0,920
	25	27	2,240	8,34	9,86	0,383
12,56	250	31,5	2,080	6,55	15,40	5,00
	200	31	2,080	6,64	15,20	3,94
	150	30,5	2,080	6,79	14,90	2,89
	100	30	2,130	7,08	14,70	1,84
	50	28,5	2,260	7,92	14,00	0,813
	25	26	2,350	9,37	12,70	0,338
15,75	250	25	2,297	8,11	13,80	4,04
	200	24,5	2,297	8,20	13,50	3,19
	150	24	2,307	8,34	13,20	2,35
	100	23,5	2,357	8,63	12,90	1,51
	50	22	2,425	9,43	12,10	0,685
	25	19,5	2,460	10,74	10,70	0,296
18,04	250	20	2,382	9,20	10,80	3,56
	200	20	2,407	9,29	10,80	2,82
	150	19,5	2,462	9,42	10,50	2,08
	100	18,5	2,516	9,67	9,99	1,35
	50	17	2,597	10,35	9,18	0,627
	25	14,5	2,680	11,42	7,83	0,281

Para ambas membranas se obtienen valores semejantes de  $\omega$ , tanto en su variación con el caudal de salmuera como con la

concentración de la alimentación. Sendas membranas son de igual material y presentan las mismas características

estructurales y constructivas, aspectos que ayudarían a entender un poco el comportamiento ante el flujo de soluto.

Observando las Figuras 6 y 7 se podría decir que las membranas presentarían similar selectividad para los iones de la disolución, aunque no la misma resistencia al paso de sales debido al arrastre por el disolvente, que aunque la diferencia no sea mucha, existe.

Los valores de  $L_p$  y  $\sigma$  obtenidos, se recogen en la Tabla III. De la observación de los resultados se deduce que la permeabilidad hidráulica,  $L_p$ , para cada membrana disminuye, conforme aumenta la concentración de la alimentación,  $C_a$ , lo que provoca un aumento en el valor de la diferencia de presión osmótica a través de la membrana, haciendo que la presión efectiva se haga menor y por tanto el caudal de producto obtenido. Por otra parte, se tiene que la variación de presión efectiva afecta al caudal de producto obtenido y no al flujo de sales, por lo que la membrana dejará pasar cierta cantidad de sales que al disolverse en un caudal de producto menor presentará una peor calidad.

**TABLA III.** Valores de  $L_p$  y  $\sigma$  para cada membrana.  $C_a$  es la concentración en la corriente de alimentación,  $\Delta P=9,684$  atm

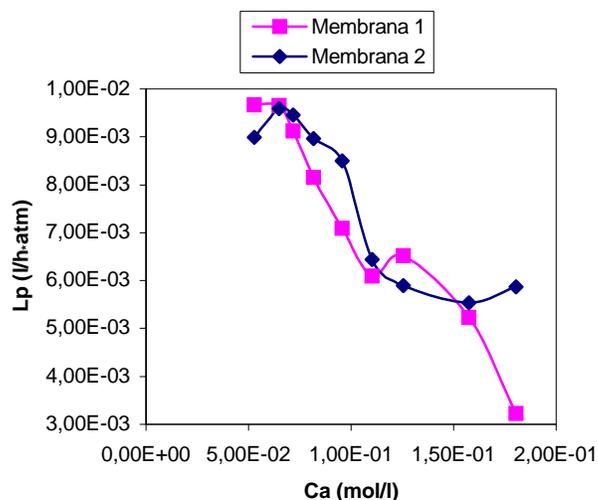
$C_a$ ( $10^2$ mol/l)	$C_a$ (mg/l)	Membrana 1		Membrana 2	
		$L_p$ ( $10^3$ l/h·atm)	$\sigma$	$L_p$ ( $10^3$ l/h·atm)	$\sigma$
5,27	3083	9,67	0,827	8,99	0,768
6,48	3791	9,66	0,828	9,59	0,865
7,17	4189	9,12	0,768	9,46	0,846
8,16	4774	8,16	0,686	8,97	0,792
9,57	5598	7,09	0,550	8,50	0,694
11,03	6453	6,10	0,443	6,44	0,497
12,56	7348	6,52	0,506	5,89	0,407
15,75	9214	5,23	0,440	5,54	0,469
18,04	10553	3,22	0,376	5,87	0,545

A concentraciones elevadas de la alimentación, se observa discrepancias más acusadas en el valor de la permeabilidad hidráulica de ambas membranas, lo que es síntoma de que en tales condiciones las membranas empiezan a funcionar mal, y nos salimos de su rango operativo, lo que ocurre en ambas membranas aunque es un poco más acusado en la membrana 2 (Figura 9).

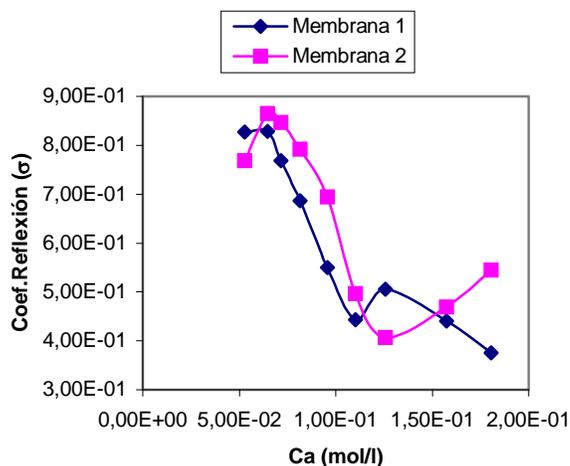
Los valores del coeficiente de reflexión,  $\sigma$ , obtenidos, siguen la misma evolución que la experimentada por la permeabilidad hidráulica, ya que cuando mayor es la permeabilidad de la membrana dejará pasar más cantidad de agua. A concentraciones bajas de la alimentación, la semipermeabilidad de la membrana es mayor, siendo el valor de  $\sigma$  próximo a 1, aunque la membrana no es totalmente semipermeable porque no todo el soluto es rechazado, pero la separación a través de la membrana a estos niveles de concentración de alimentación es mejor.

La membrana 2 presenta fluctuaciones en el valor de  $\sigma$  a concentraciones mas elevadas de la alimentación que las correspondientes a la membrana 1. Los valores más elevados de éste factor los presenta la membrana 2, por lo que ante un

agua muy salobre, la membrana 2 deja pasar menos sales que la membrana 1 (Figura 10).



**FIGURA 9.** Variación de la permeabilidad hidráulica,  $L_p$ , a diferentes valores de concentración de alimentación,  $C_a$ , para cada membrana.



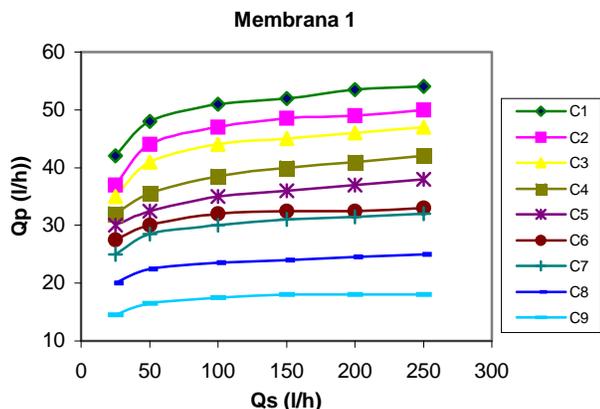
**FIGURA 10.** Variación del coeficiente de reflexión,  $\sigma$ , a diferentes valores de concentración de alimentación,  $C_a$ , para cada membrana.

## B. Optimización

Entendemos por tal, la consecución de máximo caudal de producto, compatible con el menor contenido salino posible. Para visualizarlo se representa los valores de caudal de producto frente a los caudales de salmuera ensayados, para 9 concentraciones de alimentación diferentes. La Figura 11 muestra los resultados obtenidos para la membrana 1.

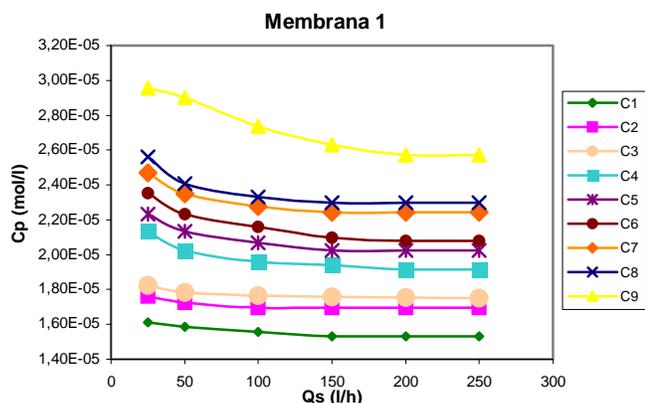
Se realizaron 9 ensayos, cada uno de ellos a  $C_a$  diferente, y se obtuvo que a medida que la concentración aumenta, el  $Q_p$  obtenido es menor, para un mismo valor de  $Q_s$  ensayado. Ello se debe a que a concentración elevada, la permeabilidad de la membrana disminuye y el grado de semipermeabilidad de la misma es menor, resultando por tanto un caudal de producto más bajo por disminución del rechazo de sales. Además, a concentraciones elevadas la presión efectiva a

través de la membrana se hace menor, disminuyendo así el caudal de producto.



**FIGURA 11.** Valores para la membrana 1 del caudal de producto  $Q_p$  frente al caudal de salmuera  $Q_s$ , para cada una de las nueve concentraciones de alimentación ensayadas.

Alternativamente se puede estudiar la concentración de sales del producto obtenido frente al caudal de salmuera, en cada concentración de alimentación. Se muestra en la Figura 12, cuya gráfica corresponde a la membrana 1.



**FIGURA 12.** Valores para la membrana 1 de la concentración de producto  $C_p$  frente al caudal de salmuera  $Q_s$ , para cada una de las nueve concentraciones de alimentación ensayadas.

A medida que aumenta el caudal de salmuera mayor es el caudal de alimentación que entra a planta y mayor es la cantidad de producto obtenido. La membrana por su parte, deja pasar una cierta cantidad de sales fija independientemente de la presión efectiva que se tenga, por lo que a mayores caudales de producto obtenido, la dilución que se tiene es mayor y el valor de concentración de producto resultante es menor. Por otra parte, a concentraciones mayores de la alimentación los caudales de producto obtenidos disminuyen al aumentar los valores de presión osmótica y disminuir la diferencia de presión efectiva resultante; a ello se une además, que el agua alimentación tiene un mayor contenido salino, disminuyendo por tanto la permeabilidad hidráulica, el grado de semipermeabilidad de la membrana y aumentando así, la difusividad del soluto a través de la misma.

Altas salinidades en la alimentación requerirán altas presiones de operación para producir un determinado caudal de agua producto. Por tanto la salinidad del agua producto es proporcional a la salinidad medida en el canal alimentación-rechazo en la superficie de las membranas, por lo que un incremento en la salinidad de la alimentación, producirá un incremento proporcional en la salinidad del agua producto, disminuyendo su calidad.

#### IV. CONCLUSIONES

La utilización de las técnicas y equipos para el gobierno automatizado de la instalación proporciona ventajas tales como: aumento de la eficacia y facilitación de la operación de control, aumento de la seguridad al hacer los procesos sistemáticos, aumento de la calidad a través de la repetibilidad, reducen el coste de mano de obra directa, ahorro de energía, incremento de la estabilidad del proceso, libera de la realización de trabajos complicados y repetitivos, aumento de la capacidad de producción, al tener menor nivel de incertidumbre en el control y menores tiempos de operación [11].

En el intento de optimizar el proceso de desalación, en orden a la obtención de un mayor porcentaje de separación de sales, se obtiene una tendencia clara de los resultados, concluyéndose que a bajas concentraciones en sales del agua alimentación se obtienen los mayores caudales de producto y mejor calidad del mismo, y a medida que aumentamos la concentración de la alimentación el caudal obtenido es menor y la calidad disminuye igualmente, se tiene que a valores mayores de caudal de salmuera le corresponde valores mayores de caudal de producto y calidad, para cada concentración de alimentación.

#### REFERENCIAS

- [1] American Water Works Association Research Foundation, *Tratamiento de aguas por procesos de membranas. Principios, procesos y aplicaciones*, (McGraw-Hill, Madrid, 1998).
- [2] Buros, O. K., *The ABCs of Desalting*, (Inst. Desalination Ass., USA, 2000).
- [3] Nalco, *Manual del Agua*, (McGraw-Hill, México, 1989).
- [4] Rautenbach, R., Albrecht, R., *Membrane Processes*, (J. Wiley&Sons. New York, 1989).
- [5] Mulder, M., *Basic Principles of Membrane Technology*, (Kluwer Acad. Pub., Dordrecht, 1981).
- [6] Ibáñez, J. A., Berná, L. M. y Valerdi, R., *Desalación por Membranas*, (DM Ed. Murcia, 1997).
- [7] King, S. H., Lee, S. N., Young, J. S., Moon, S. Y., Young, C. H., *Pilot Plant Demonstration of Energy Reduction for RO Seawater Desalination Through a Recovery Increase*, *Desalination* **203**, 153-159 (2007).
- [8] Wilf, M., *The Guidebook to Membrane Desalination Technology*, (Balabam Desal. Pub. L'Aquila, 2007).
- [9] Marquardt K., *Reverse Osmosis for Treating Fresh Water and Waste Water*, in *Saline Water Processing*, edited by H. G. Heitmann (VCH Pub., New York, 1990).

[10] Fariñas, M., *Osmosis inversa. Fundamentos, tecnología y aplicaciones*, (Ed. McGraw Hill. Madrid, 1999).

[11] Fariñas M., Crovetto J. M., *Desalación de aguas por ósmosis inversa I*, Ingeniería Química, **Junio**, 33-40 (1983).

[12] Gómez Medina, P., *Automatización, implementación de funciones y autómatas programables*, (DM Ed. Murcia, 2000).

[13] Dow Chemical Co., *Filmtec Technical Manual* (USA, 1985).