

Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería de la Energía

**EFICIENCIA ENERGÉTICA EN EL PREDISEÑO DE PLANTAS DE
DESALACIÓN DE AGUA DE MAR POR ÓSMOSIS INVERSA**

Autor: Alejandro Solís Hernández

Tutora: Lourdes García Rodríguez

**Departamento de Ingeniería Energética
Escuela Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla
Julio de 2015**



Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería de la Energía

**EFICIENCIA ENERGÉTICA EN EL DISEÑO DE UNA PLANTA
DESALADORA DE AGUA DE MAR POR ÓSMOSIS INVERSA**

Autor:

Alejandro Solís Hernández

Tutor:

Lourdes García Rodríguez

Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, julio de 2015

Agradecimientos

En primer lugar, me gustaría agradecer a mi familia, a mis padres y a mis hermanos, el apoyo incondicional que he recibido en todo lo que he hecho.

A Ana, una chica muy especial, gracias por estar siempre a mi lado, por tu paciencia y generosidad, me llevo algo muchísimo más importante que un título de estos últimos seis años contigo. Al resto de mis compañeros, agradecer también el haber hecho mucho más soportables estos años de clases, exámenes y estudios.

A mi tutora, Lourdes, por su inestimable ayuda, gracias por darme día a día las herramientas necesarias para poder realizar el proyecto y por atenderme siempre que lo he necesitado.

Resumen

El objetivo de este proyecto es ofrecer una visión general del proceso de ósmosis inversa, estudiando tanto los elementos físicos que intervienen como los cálculos necesarios para el diseño. Posteriormente, se analizarán los resultados obtenidos en un programa de simulación, y realizaremos comparaciones cualitativas entre las distintas membranas que se utilizan en el proceso y cómo varían los resultados dependiendo de los parámetros de operación. Por último, se estudiarán algunos diseños que se han ido usando en los últimos años, y se propondrá un diseño alternativo que optimice el proceso, en el que se calcularán cuantitativamente los resultados.

Índice

Capítulo 1. Introducción.....	11
1. Introducción	
1.1 Objetivos y alcance del proyecto	
1.2 Membranas OI: Clasificación, materiales y preparación	
1.3 Módulos OI	
1.4 Plantas de OI. Generalidades	
1.5 Definición de una planta OI: Parámetros operativos	
1.6 Configuración modular de plantas OI	
1.7 Componentes de una planta OI	
Capítulo 2. Dimensionamiento de una unidad de ósmosis inversa.....	41
2. Dimensionamiento de una unidad de ósmosis inversa	
2.1 Introducción	
2.2 Datos de partida	
2.3 Balance de materia inicial	
2.4 Procedimiento para el dimensionamiento de una unidad de ósmosis inversa	
Capítulo 3. Análisis conceptual de un permeador.....	53
3 Análisis conceptual de un permeador	
3.1 Introducción	
3.2 Programa informático utilizado	
3.3 Cálculos para la comparación de la eficiencia energética	
3.4 Características del agua	
3.5 Comportamiento de una membrana dada	
3.6 Comparación entre membranas	
3.7 Comportamiento de un conjunto de membranas conectadas en serie	
3.8 Innovaciones en el diseño	
3.9 Líneas de investigación futuras	
3.10 Conclusiones	

Capítulo 1. Introducción

Índice

1. Introducción	15
1.1 Objetivos y alcance del proyecto.....	15
1.2 Membranas OI: Clasificación, materiales y preparación.....	15
1.3 Módulos OI.....	16
1.4 Plantas de OI. Generalidades.....	17
1.5 Definición de una planta OI: Parámetros operativos.....	17
1.5.1 Conversión.....	18
1.5.2 Caudal de agua producto.....	20
1.5.2.1 Factor corrector de temperatura.....	21
1.5.2.2 Factor corrector de presión.....	22
1.5.2.3 Factor corrector del tiempo de operación.....	25
1.5.3 Paso de sales.....	25
1.5.4 Introducción al cálculo del tamaño de una planta OI. Programas informáticos.....	28
1.5.4.1 Programas informáticos de apoyo al diseño de plantas	29
1.6 Configuración modular de plantas OI.....	31
1.6.1 Planta OI unimodular y multimodular.....	32
1.6.1.1 Una etapa hidráulica con los módulos OI en paralelo.	33
1.6.1.2 Varias etapas hidráulicas para la salmuera: módulos OI en serie-paralelo.....	34
1.6.1.3 Plantas multimodulares con etapas hidráulicas en la línea de producto.....	35
1.7 Componentes de una planta OI.....	35

Índice de figuras.

Figura 1.1: Esquema básico de una planta OI.

Figura 1.2: Esquema de una planta OI unimodular, con indicación de la instrumentación.

Figura 1.3: Esquema de una planta OI con recuperación de energía mediante turbina Pelton.

Figura 1.4: Esquema de una planta OI con recuperación de energía mediante intercambiador de presiones.

1. Introducción

1.1 Objetivos y alcance del proyecto

El objetivo de este proyecto es ofrecer una visión general del proceso de ósmosis inversa, estudiando tanto los elementos físicos que intervienen como los cálculos necesarios para el diseño.

Posteriormente, se analizarán los resultados obtenidos en un software comercial, el programa ROSA, al simular todos los casos a estudiar, en total unas 1800 simulaciones, y se extraerán conclusiones para poder realizar comparaciones cualitativas entre las distintas membranas que se utilizan en el proceso. También se analizará a partir de las simulaciones el cómo varían los resultados dependiendo de los parámetros de operación.

Por último, se estudiarán algunos diseños que se han ido usando en los últimos años, en los que se mejorarán los resultados con el uso de distintas membranas y, por último, se propondrán unos diseños alternativos que optimicen el proceso, en el que se calcularán cuantitativamente los resultados.

1.2 Membranas OI: Clasificación, materiales y preparación

El tipo de membrana más usado en procesos de Ósmosis Inversa (OI) son las membranas asimétricas, ya que son capaces de combinar excelentes características selectivas con altas permeabilidades. Dentro de las membranas podemos distinguir dos estructuras, las asimétricas integrales y las asimétricas compuestas, siendo estas últimas las que, actualmente, poseen las mejores características de filtración en el campo de la desalación.

El comportamiento de una membrana asimétrica depende, en su mayor parte, tanto de su estructura física como la naturaleza química del material a partir del cual ha sido elaborada. Los materiales que componen la estructura selectiva de las membranas incluyen polímeros muy ordenados, como el acetato de celulosa y los derivados de poliamidas aromáticas.

Para la preparación de membranas se pueden distinguir dos métodos:

- Inversión de fase, que transcurre en dos etapas; la primera basada en un mecanismo de nucleación y la segunda, la microcristalización. Estas dos etapas dan lugar a una estructura formada por una monocapa de esferas de polímero.
- Polimerización interfacial, se basa en la policondensación, ya que ponen en contacto dos fases miscibles. Dan lugar a láminas muy finas, lo que permite un flujo mayor y un menor coste económico.

1.3 Módulos OI

Son la parte más importante de una planta OI, y son la unidad básica en un dispositivo de filtración. Algunos de los factores a tener en cuenta a la hora de elegir un módulo son:

- La relación superficie/volumen.
- La rentabilidad en los costes de fabricación y reposición.
- La facilidad de limpieza y manejo.

Los tipos de módulos de membrana más usados son: Tubular, placa-bastidor, arrollamiento en espiral y fibra hueca. Los más usados son los dos últimos, pero debido a que este estudio se centra en la desalación para agua de mar, vamos a analizar solamente el módulo del tipo arrollamiento en espiral. Este es el único tipo que se utiliza actualmente en desalación.

Los módulos del tipo arrollamiento en espiral son muy comunes en los procesos OI, por ser los más compactos y económicos, dos factores que provocan que sean los más usados. En esta configuración, dos láminas de la membrana se colocan paralelas, y separadas por un canal formado por una malla. El conjunto está sellado por tres lados, el cuarto se mantiene abierto y unido a un conducto central que recoge el producto. La compacidad del módulo es muy alta, resultando en promedio de 1500 a 2000 m^2/m^3 .

La alimentación sigue un recorrido axial, desde el extremo de entrada de alimentación hasta el extremo de salida por rechazo.

El factor de conversión por módulo está limitado entre un 10 y un 20%. Estos valores dependen de la calidad del agua a tratar y de la longitud del recorrido de la alimentación-rechazo. Para poder conseguir valores aceptables, los módulos de membranas se montan normalmente en tubos de presión con varios módulos conectados en serie. El rechazo producido por la primera membrana sirve de alimentación de la segunda. Así, un tubo de presión con 6 módulos de membrana trabajando al 10% de conversión individual conectados en serie, puede operar con una conversión total del 47%. Habitualmente se conectan 7 módulos en serie. El tubo de presión con los módulos de membrana alojados en su interior se denomina en su conjunto permeador.

Los materiales de los que se fabrican los tubos de presión deben ser capaces de soportar sin romperse las presiones de trabajo y de resistir las agresiones de los agentes químicos utilizados en los procesos de limpieza. Los materiales más comunes son PVC y ABS.

Los módulos de membrana pueden fabricarse de diferentes materiales, aunque los más frecuentes son los de ésteres de celulosa, y polímeros sintéticos, normalmente

poliamida aromática. Las membranas de ésteres de celulosa presentan rendimientos mejores a presiones mayores de 27 atm, y las de poliamida trabajan mejor entre 10 y 20 atm, así que son las primeras las que suelen usarse para aguas con altas concentraciones en sal. No obstante, la resistencia a los agentes químicos y, sobre todo, el ahorro energético, han provocado que sean las membranas de poliamida aromática las más usadas para la mayoría de aplicaciones.

Las membranas arrolladas en espiral tienen una productividad algo menor que las membranas en configuración de fibra hueca, y una relación de compacidad también menor, pero estas desventajas se ven compensadas con factores como:

- Son más económicas que las de fibra hueca.
- Tienen mayor resistencia al ensuciamiento.
- Permiten trabajar con aguas de menor calida
- Son de fácil reposición.
- Tienen una alta efectividad y facilidad de lavado.
- Tienen mejor control de calidad del proceso de fabricación.

1.4 Plantas de OI. Generalidades

El correcto diseño y funcionamiento de una planta OI se debe considerar en función del uso para el que se va a destinar el agua producto. La desalinización de agua salobre es una de las principales aplicaciones de la ósmosis inversa. Los primeros apoyos para la evolución de la OI fueron desarrollados por la *Office of Saline Water* y por el *US Department of the Interior*, en los años 60, para suministrar agua potable a partir de agua salobre a unos núcleos de población. Posteriormente, se ha utilizado la OI en diferentes procesos, transformando agua de mar (35 g/l de TDS) en agua potable (<0,5 g/l de TDS – *Total Disolved Solids* –), así como aplicado el proceso para el tratamiento de aguas residuales industriales y urbanas, tratamientos que no abordaremos en este estudio.

1.5 Definición de una planta OI: Parámetros operativos

El objetivo más importante a la hora de realizar el diseño de una planta OI es especificar los parámetros operativos que permitan crear un sistema adecuado para la consecución de los fines perseguidos, con los menores costes de operación y construcción posibles. Esta consideración de efectividad se traslada a un diseño que produzca la cantidad y calidad de agua producto deseadas, con la mayor conversión posible. Los principales parámetros operativos a considerar en el diseño de una planta OI se exponen a continuación:

1.5.1 Conversión

La conversión (r) es el cociente entre el caudal de agua producto Q_P obtenido a partir de un determinado caudal de agua a tratar Q_F , el denominado caudal de alimentación. Se expresa comúnmente en tanto por ciento y su expresión es:

$$r(\%) = \frac{Q_P}{Q_F} \cdot 100$$

La conversión es un parámetro de diseño muy importante, ya que está fuertemente relacionado con los aspectos económicos de construcción y operación.

La conversión global de una planta se obtiene a partir de las conversiones parciales de los diferentes tubos modulares que lo componen. A su vez, la conversión de cada tubo se calcula a partir de la conversión individual (r') de cada uno de los módulos que contiene. Así, para N tubos, la conversión del módulo i -ésimo se define de la siguiente forma:

$$r' = \frac{Q_{P,i}}{Q_{F,i}}$$

deduciéndose así que:

$$Q_{P,i} = r' \cdot Q_{F,i} \quad \text{con } i = 1, 2, \dots, N$$

Como ya se explicó anteriormente, la alimentación del módulo siguiente ($i + 1$) es el rechazo del módulo anterior del tubo, por lo que:

$$Q_{F,i+1} = Q_{F,i} - Q_{P,i}$$

$$Q_{F,i} - Q_{P,i} = Q_{F,i} \cdot (1 - r')$$

$$Q_{F,i} \cdot (1 - r') = Q_{F,1} \cdot (1 - r')^i \quad \text{con } i = 1, 2, \dots, N - 1$$

Siendo $Q_{F,1}$ el caudal de alimentación del primer módulo y por tanto del tubo, de modo que el caudal de producto de este módulo será:

$$Q_{P,i+1} = r' \cdot Q_{F,i+1}$$

$$r' \cdot Q_{F,i+1} = Q_F \cdot r' \cdot (1 - r')^i \quad \text{con } i = 1, 2, \dots, N - 1$$

Para el último módulo del tubo (el módulo N), tendremos:

$$r' = \frac{Q_{P,N}}{Q_{F,N}}$$

con:

$$Q_{F,N} = Q_F - \sum_{i=1}^{N-1} Q_{P,i}$$

de donde se sigue:

$$r' \cdot [Q_F - \sum_{i=1}^N Q_{P,i} + Q_{P,N}] = Q_{P,N}$$

con esto se deduce que:

$$Q_{P,N} \cdot [1 - r'] = r' \cdot [Q_F \sum_{i=1}^N Q_{P,i}]$$

$$r' \cdot [Q_F \sum_{i=1}^N Q_{P,i}] = r' \cdot [Q_F - Q_P]$$

Reagrupando ecuaciones y simplificando, se tiene que:

$$r = 1 - (1 - r')^N$$

Ecuación que ofrece la conversión de un permeador completo partiendo de las conversiones individuales de los módulos que contiene (r') y del número de éstos (N). El valor máximo de conversión viene dado por algunos factores, siendo el más importante la presión osmótica de la salmuera, la cual está relacionada con su contenido en sólidos disueltos (TDS).

En una planta OI, la presión efectiva de operación se puede definir como la presión suministrada por la Bomba de Alta Presión (BAP) a la alimentación menos la presión osmótica del flujo alimentación-salmuera. Una alta conversión implica un incremento de la presión osmótica, lo que provoca una disminución de la presión efectiva y, por tanto, una disminución del caudal de producto, es decir, de la productividad de la planta. Si el valor de conversión con un módulo individual es muy alto, las sales menos solubles pueden sobrepasar su límite de solubilidad en la salmuera, precipitando sobre la superficie de las membranas, dando lugar a ensuciamiento cristalino o *scaling*.

Para desalación de agua de mar, los principales factores que determinan el valor máximo de conversión son la presión en la alimentación (muy alta en estos sistemas) y la salinidad deseada en el producto. Así, los valores de conversión de la planta más frecuentes oscilan entre el 35 y el 45%, aunque dependen de la salinidad del agua a tratar. En la práctica, el tamaño y la complejidad de una planta OI aumenta conforme se incrementa el valor de la conversión de la misma.

Los suministradores de membranas OI especifican el mínimo permisible de flujo de salmuera, para evitar zonas de agua estancada que podrían dar lugar a concentraciones muy elevadas de sales y a la subsiguiente polarización por concentración. Para asegurarse, altas conversiones sólo pueden conseguirse diseñando la planta OI con varias etapas hidráulicas. Cada etapa hidráulica contiene menos módulos OI que la etapa que le precede, lo que garantiza una velocidad del agua de

alimentación constante en los módulos OI. Utilizar varias etapas hidráulicas provoca que baje considerablemente el riesgo de *scaling*, otra ventaja muy importante.

Como la mayoría de plantas OI se diseñan manteniendo constante el caudal de agua producto con el tiempo, esto se traduce en un aumento de presión osmótica con el tiempo, lo que requerirá un incremento de la presión de operación, al mismo tiempo que se genera un aumento significativo de la salinidad media del flujo alimentación-salmuera dando lugar a un incremento importante en el paso de sales a través de la membrana. Estos aspectos se detallan en los siguientes apartados.

1.5.2. Caudal de agua producto

El caudal (Q_p) de agua producto a través de una membrana semipermeable ideal se expresa como:

$$Q_p = L_p \cdot A \cdot (\Delta P - \Delta \pi)$$

Siendo:

$$L_p = K_p / r$$

y donde:

ΔP = Diferencia de presión hidrostática entre ambos lados de la membrana.

$\Delta \pi$ = Diferencia de presión osmótica entre ambos lados de la membrana.

L_p = Permeabilidad hidráulica del agua.

A = Área de membrana instalada.

R = Espesor de la membrana.

K_p = Coeficiente asociado a la permeabilidad.

El flujo volumétrico (J_v) a través de una membrana, definido como volumen de agua desalada producida por unidad de área de superficie de membrana instalada y unidad de tiempo, se suele referir a un día de operación y expresarse en $m^3/(m^2 \cdot \text{día})$, es decir, m/día. El flujo depende del tipo de membrana utilizada y del origen, propiedades y características del agua a tratar. Es un parámetro que se usa para obtener el número de membranas más adecuado, siempre y cuando las condiciones de operación sean similares a las condiciones normalizadas en las que se realizaron los cálculos de los caudales específicos de dichas membranas.

Cuando se está diseñando una planta de OI se tienen que hacer una serie de correcciones que tengan en cuenta las variaciones de los factores que influyen en los caudales específicos, provocados por un cambio en las condiciones de operación con respecto a las condiciones con que se diseñó la planta. Los tres factores son el factor

de corrección de la productividad asociado a la presión f_P , el factor corrector debido a la temperatura f_T , y el factor de disminución de caudal de las membranas como consecuencia del tiempo de operación, f_t . Con estos factores la ecuación queda:

$$Q_P = f_P \cdot f_T \cdot f_t \cdot Q_{P,0}$$

Q_P = Caudal de producto de la planta OI en las condiciones reales de trabajo.

$Q_{P,0}$ = Caudal de producto de la planta OI en las condiciones normalizadas.

A continuación, pasamos a desarrollar un poco más en profundidad cada uno de estos factores.

1.5.2.1 Factor corrector de temperatura

En una planta OI, la capacidad instantánea de producción está condicionada por la temperatura del agua de alimentación (θ). Tomando como referencia 25°C, se establece esta fórmula empírica:

$$f_T = \frac{Q_P(\theta)}{Q_P(25)}$$

$$\frac{Q_P(\theta)}{Q_P(25)} = A^{(\theta-25)}$$

$$A^{(\theta-25)} = \exp\left[K_T \left(\frac{T}{298}\right)\right]$$

$Q_P(\theta)$ = Caudal de producción de la planta a la temperatura Celsius θ .

$Q_P(25)$ = Caudal de producción de la planta a 25°C.

A = Constante característica de cada membrana, normalmente con un valor próximo a la unidad.

T = Temperatura en Kelvin.

K_T = Constante que depende del tipo de membrana.

La temperatura es, por tanto, un factor fundamental y que se debe tener muy en cuenta en los procesos OI, ya que afecta a la degradación físico-química de la membrana, a su productividad, a la solubilidad de determinadas sales y a determinadas propiedades físicas del agua, como la viscosidad. A efectos prácticos, la influencia de la temperatura sobre la productividad de la operación varía en torno al 2-3% por cada grado de aumento o disminución de la temperatura respecto a 25°C. Como conclusión, si la temperatura del agua de alimentación aumenta, la productividad aumentará también, lo que permite poder emplear un menor número de membranas o trabajar a presiones más bajas. Por el contrario, más temperatura

provoca un aumento de la velocidad de degradación de las membranas y, por consiguiente, menor vida media productiva.

Otro fenómeno a tener en cuenta es la compactación, que consiste en la deformación por aplastamiento de los lechos porosos que son el soporte de la capa activa de las membranas, lo que provoca que el flujo de producto disminuya. Por tanto, un aumento de temperatura puede favorecer daños irreversibles en los materiales que constituyen la membrana.

Además, un aumento de la temperatura provoca que el paso de sales a través de las membranas se incremente. Por tanto, un aumento en la temperatura de alimentación, y su correspondiente descenso en la presión de operación, da como resultado un incremento de la salinidad del agua producto.

1.5.2.2 Factor corrección de presión

Es función de la presión neta de operación de la planta OI y se corrige con el efecto de pérdida de carga en la forma:

$$\Delta P' = P_F - \frac{\Delta P_{mod}}{2} - P_P - \Delta \pi_{FR}$$

P_F = Presión de alimentación.

ΔP_{mod} = Pérdidas de presión en los módulos.

P_P = Presión del agua producto.

$\Delta \pi_{FR}$ = Presión osmótica del conjunto alimentación-salmuera respecto del producto.

La presión osmótica de la salmuera se calcula con los datos de concentración de sales de la alimentación y con el factor de concentración (CF), sabiendo que la presión osmótica de una disolución se puede calcular mediante la siguiente fórmula aproximada:

$$\pi(\text{atm}) \cong R \cdot (273,15 + \theta) \cdot \sum_i m_i$$

$$\pi(\text{psi}) \cong 1,19 \cdot (273,15 + \theta) \cdot \sum_i m_i$$

Siendo R la constante de los gases perfectos (0,082 (atm·l)/(K·mol) y $\sum_i m_i$ la suma de todas las concentraciones molares de cada una de las especies iónicas presentes en el agua de alimentación. Teniendo en cuenta que la concentración de los iones disueltos en el agua se suele dar normalmente como partes por millón, equivalentes a mg/l, la ecuación queda así:

$$\pi = k_0 \cdot (273 + \theta) \cdot C_F$$

k_0 = Coeficiente de conversión.

C_F = Concentración de sales en la alimentación en ppm.

La salinidad en el interior del módulo de membranas no es la de la alimentación ni la de la salmuera, sino que normalmente se utiliza una salinidad promedio entre la salinidad de entrada y la de la salida, salinidad que se determina a partir del llamado factor de concentración promediado o modificado, definido como:

$$CF_M = C_R / C_{FR}$$

siendo C_R la concentración en el rechazo y C_{FR} la concentración promedio en el canal de alimentación/rechazo. CF_M para agua de mar viene definido por:

$$CF_M = 0,5 \cdot \left(1 + \frac{1}{1+r}\right)$$

Siendo r la conversión expresado en tanto por uno, y cuyas demostraciones son las siguientes:

La concentración promedio en el canal de alimentación/rechazo puede aproximarse de la forma:

$$C_{FR} = \frac{C_R - C_F}{\ln\left(\frac{C_R}{C_F}\right)} = C_F \cdot \frac{\frac{C_R}{C_F} - 1}{\ln\left(\frac{C_R}{C_F}\right)}$$

o que llevado a la definición de CF_m nos lleva a:

$$CF_m = \frac{CF \cdot \ln(CF)}{CF - 1}$$

Con:

$$CF = C_R / C_F,$$

es decir, el factor de concentración de la salmuera respecto de la alimentación. Escribiendo las ecuaciones en función de r tenemos:

$$Q_F = Q_R + Q_P$$

$$\frac{Q_R}{Q_F} = 1 - \frac{Q_P}{Q_F}$$

$$1 - \frac{Q_P}{Q_F} = 1 - r$$

$$Q_F \cdot C_F = Q_R \cdot C_R + Q_P \cdot C_P$$

$$Q_R \cdot C_R + Q_P \cdot C_P \cong Q_R \cdot C_R$$

$$CF = \frac{C_R}{C_F} \cong \frac{Q_F}{Q_R} = \frac{1}{1-r}$$

$$\frac{C_R}{C_F} \cong \frac{Q_F}{Q_R}$$

$$\frac{Q_F}{Q_R} = \frac{1}{1-r}$$

Lo cual nos lleva directamente a la fórmula:

$$C_{FM} = -\frac{1}{R} \cdot \ln(1-r)$$

En instalaciones que usan agua de mar, r es menor que 0,5 (50% de conversión), y por tanto $1-r > 0,5$, de modo que se puede desarrollar en serie el logaritmo neperiano de la ecuación anterior, lo que nos lleva a la fórmula:

$$\ln(1-r) = \frac{-r}{1-r} \cdot \left[1 - \frac{r}{2}\right]$$

que sustituyendo en la ecuación de C_{Fm} queda:

$$C_{Fm} \cong \frac{1}{1-r} \cdot \left[1 - \frac{r}{2}\right]$$

$$\frac{1}{1-r} \cdot \left[1 - \frac{r}{2}\right] = \frac{1}{2} \cdot \left[1 + \frac{1}{1-r}\right]$$

El promedio de la presión osmótica del conjunto alimentación-rechazo (π_{FR}) lo podemos calcular como:

$$\pi_{FR} = \pi_F \cdot C_{Fm}$$

siendo π_F la presión osmótica del agua de alimentación.

De estas expresiones se deducen que altas salinidades en la alimentación necesitarán altas presiones de operación para producir un determinado caudal de agua producto. A su vez, la salinidad del agua producto es directamente proporcional a la salinidad media del canal de alimentación-rechazo en la superficie de las membranas, por tanto, un incremento de la salinidad de la alimentación provocará un aumento proporcional en la salinidad del agua producto, bajando considerablemente su calidad.

El efecto de una Bomba de Alta Presión (BAP) en la alimentación es un aumento de la presión de dicha alimentación, que a su vez provocará un aumento del caudal de agua producto, al incidir positivamente sobre la $\Delta P'$.

Sin embargo, la presión en la alimentación no provocará ningún tipo de efecto en el paso de sales a través de la membrana. Por esta razón, un aumento en la presión de alimentación provocará una disminución en la concentración de sales en el agua

producto por un efecto de dilución, incrementando de forma significativa la calidad del agua producto.

1.5.2.3 Factor corrector del tiempo de operación

Durante el tiempo de operación de una planta OI, todas las membranas van sufriendo cambios en su estructura física interna y en su superficie, lo que provoca el temido efecto de la compactación, lo que causa una disminución progresiva en la permeabilidad de la membrana, es decir, se vuelven más densas y menos permeables al agua y a las sales. El factor de descenso de flujo de agua a través de una membrana con el tiempo de operación se expresa como:

$$f_t = \frac{Q_P(t)}{Q_P(0)}$$

$Q_P(t)$ = caudal de agua a tiempo t de operación de planta OI.

$Q_P(0)$ = caudal en $t = 0$, en el primer momento de puesta en marcha de la planta OI.

A temperatura y presión constantes, el caudal depende sólo de la variable t , el tiempo de operación. El valor del factor corrector del tiempo nos indica, así, el porcentaje de producción de agua producto respecto del caudal inicial de diseño. El índice f_t no presenta variaciones importantes una vez que se ha producido el descenso inicial del flujo, pasados los primeros días de operación de la planta

1.5.3 Paso de sales

El paso de sales (SP) se define como el cociente entre la concentración de sales en el producto (C_P) y el promedio de concentración de sales en la alimentación (C_F):

$$SP = \frac{C_P}{C_F}$$

Aunque en los cuadros de características técnicas puede venir definido como de rechazo de sales:

$$S = (1 - SP) \cdot 100$$

$$(1 - SP) \cdot 100 = \left(1 - \frac{C_P}{C_F}\right) \cdot 100$$

Los factores que más influyen en el paso de sales y, por tanto, en la concentración de sales en el producto son la concentración y el tipo de constituyentes iónicos en la alimentación. El paso de sales real se calcula con la fórmula:

$$SP = f_c \cdot SP_0$$

SP_0 = Paso de sales en condiciones normalizadas.

f_c = Factor corrector de paso de sales.

Con estas últimas ecuaciones se deduce la fórmula de

$$f_c = \frac{SP}{SP_0}$$

$$\frac{SP}{SP_0} = \frac{C_{F0} \cdot C_P}{C_F \cdot C_{P0}}$$

$$C_P = \frac{Q_S}{Q_P}$$

Con Q_P definido previamente y siendo Q_S el caudal de sales a través de la membrana, que viene definido por la expresión aproximada de:

$$Q_S = K \cdot \frac{A}{d} \cdot \Delta C$$

d = Espesor de la membrana.

A = Área de la membrana.

ΔC = Diferencia de concentración de una membrana sal determinada a través de la membrana. Se define con la fórmula:

$$\Delta C = C_{FR} - C_P$$

$$C_{FR} - C_P \cong C_{FR}$$

C_{FR} = Concentración alimentación-salmuera.

C_P = Concentración de producto.

La ecuación de Q_S puede expresarse también de la forma:

$$Q_S = B \cdot C_{FR}$$

Donde B es una constante única y característica para cada tipo de membrana, hallada empíricamente y que debe de ser dada por el fabricante y C_{FR} es la fuerza generalizada para la transferencia de masas de las sales a través de la membrana.

Por tanto, teniendo en cuenta las ecuaciones anteriores, el valor del factor f_c para una determinada situación viene dado por:

$$f_c = \frac{C_{F0}}{C_F} \cdot \frac{Q_S}{Q_P} \cdot \frac{Q_{P0}}{Q_{S0}}$$

$$\frac{C_{F0}}{C_F} \cdot \frac{Q_S}{Q_P} \cdot \frac{Q_{P0}}{Q_{S0}} = \frac{C_{F0}}{C_F} \cdot \frac{[\frac{P_{F0}-\Delta P_{FR0}}{2-P_{P0}}-(\pi_{FR0}-\pi_{P0})]}{[\frac{P_F-\Delta P_{FR}}{2-P_P}-(\pi_{FR}-\pi_P)]}$$

C_{F0} = Concentración de sales de la alimentación en condiciones normalizadas.

C_F = Concentración de sales de la alimentación en condiciones actuales.

P_{F0} = Presión de la alimentación en condiciones normalizadas.

P_F = Presión de la alimentación en condiciones actuales.

ΔP_{FR0} = Pérdidas de presión del sistema en condiciones normalizadas.

ΔP_{FR} = Pérdidas de presión del sistema en condiciones actuales.

P_{P0} = Presión del producto en condiciones de operación normalizadas.

P_P = Presión del producto en condiciones de operación actuales.

π_{FR0} = Presión osmótica del conjunto alimentación-salmuera en condiciones normalizadas.

π_{FR} = Presión osmótica del conjunto alimentación-salmuera en condiciones actuales.

π_{P0} = Presión osmótica del producto en condiciones normalizadas.

π_P = Presión osmótica del producto en condiciones actuales.

C_{FR0} = Concentración media del conjunto alimentación-salmuera en condiciones de operación normalizadas.

C_{FR} = Concentración media del conjunto alimentación-salmuera en condiciones de operación actuales.

El aumento del paso de sales en una membrana OI con el tiempo de operación es provocado por el fenómeno de degradación de la membrana, debido al "fouling", y a la exposición de las membranas a compuestos químicos activos. Para prevenir esta degradación, se tendrán que realizar, por tanto, limpiezas químicas periódicas, que provocarán un aumento en el paso de sales.

En unas condiciones de operación determinadas, para predecir la concentración de sales que presentará el agua producto se usará la siguiente fórmula, que se saca a partir de las fórmulas anteriores:

$$C_P = SP \cdot C_F$$

$$SP \cdot C_F = C_{F0} \cdot \frac{CF_{m,0}}{CF_m} \cdot SP_0 \cdot \frac{\Delta P'_0}{\Delta P'}$$

C_P = Concentración de sales en el producto.

C_{F0} = Concentración de sales en la alimentación en condiciones normalizadas.

$CF_{m,0}$ = Factor de concentración medio alimentación-rechazo en condiciones normalizadas.

CF_m = Factor de concentración medio alimentación-rechazo.

SP_0 = Paso de sales en condiciones normalizadas.

$\Delta P'_0$ = Diferencia de presión efectiva neta en condiciones normalizadas.

$\Delta P'$ = Diferencia de presión efectiva neta en condiciones reales.

Para algunas aplicaciones determinadas, es muy importante conocer la concentración de sales en el producto, en función de su uso posterior. Para esos casos, el diseño de la planta se determinará en función de los requerimientos del producto de sales y por el valor de la conversión.

Si se requiere un agua de mayor pureza, de menor contenido en sales, un sistema posible es la configuración en serie de dos etapas hidráulicas para el producto con dos bombas de presión.

De las ecuaciones anteriores se deduce que para una membrana ideal, el flujo de agua a través de las membranas es directamente proporcional a la presión diferencial neta entre los dos lados de la membrana, y que el flujo de sales es proporcional a la diferencia de concentración de sales entre los dos lados de la membrana y, por tanto, no es dependiente de la presión. Así, un aumento en la presión de operación provocará un aumento del flujo de agua a través de la membrana sin que el flujo de sales varíe, lo que dará como resultado una disminución de la salinidad del producto por un efecto de dilución. Por otro lado, una bajada de la presión de operación provocará una disminución del flujo de agua sin afectar al paso de sales, resultando así un producto con mayor concentración de sales y, por tanto, con menos calidad.

1.5.4 Introducción al cálculo del tamaño de una planta OI: Programas informáticos

El tamaño aproximado de una planta OI que es necesario para producir una determinada cantidad de agua producto, se determina, en la práctica, siguiendo estos pasos:

1º. Selección del tipo de membrana OI.

2º. Selección del flujo de producto (J_V) en función de la calidad del agua de alimentación que se tiene a disposición.

3º. Determinación del número total de membranas, que se obtiene dividiendo la capacidad de producción de la planta por el flujo de producto requerido y por la superficie activa de membrana OI seleccionada en el primer paso.

4º. Determinación del número de tubos de presión, que se obtiene dividiendo el número total de membranas obtenido por el número de membranas que se colocan en cada tubo de presión, sabiendo que este número es variable, siendo 7 lo habitual para agua de mar.

5º. Diseño apropiado de la configuración de los módulos OI para conseguir la conversión deseada, aumentando, en caso necesario, el número de módulos OI.

El diseño ha de ser conservador, por lo que tendrá que incluir, aproximadamente, un 10% más de membranas de las calculadas, por si existen factores externos que intervienen en la producción. La presión óptima de rendimiento de la BAP se calculará con la siguiente ecuación:

$$PRB = P_F + (0,1 \cdot \Delta P' + 0,2 \text{ bares})$$

PRB = Presión recomendada de bombeo.

P_F = Presión de alimentación.

$\Delta P'$ = Diferencia de presión neta.

0,2 bares = Pérdida de carga.

Con este margen de incremento suele ser suficiente. El flujo necesario en una planta OI está condicionado por la calidad del agua de alimentación, siendo solo la experiencia práctica y los conocimientos del técnico los que determinen su valor. El hecho real es que, si incremento el flujo de agua producto por encima de los valores con los que la planta ha sido diseñada, aumenta la frecuencia de la necesidad de lavados químicos de las membranas, disminuyendo así la vida media de las mismas.

1.5.4.1 Programas informáticos de apoyo al diseño de plantas

Todos los programas informáticos se basan en la simulación del funcionamiento de una planta OI. De forma general, las plantas OI se dimensionan para tener una determinada producción de producto; en estos casos, los programas lo que calculan son los caudales de alimentación y presiones necesarias, y la concentración de cada uno de los iones en el producto y, para ello, hay que rellenar una serie de datos generales de la instalación como:

- Composición del agua de alimentación.

- Conversión y caudal de producto.
- Número y tipo de membranas elegidas, y configuración de etapas hidráulicas.
- Edad media de las membranas elegidas.
- Coeficiente de disminución de flujo de producto y factor de aumento de paso de sales para los años del apartado anterior.

La mayoría de los programas de diseño actúan de la forma que pasamos a detallar. Una vez recibidos todos los datos necesarios por parte del operador, calculan una presión de alimentación con que se satisfaga la conversión de diseño para, posteriormente, calcular el funcionamiento de la primera membrana del sistema. El rechazo de la primera membrana pasa a ser la alimentación de la segunda, el programa continúa con el cálculo del funcionamiento de la segunda membrana, y así sucesivamente para todas las membranas del sistema. El último paso es que el programa sume todos los caudales de producto de todas las membranas del sistema y compare este valor con el propuesto por el operador, si el flujo de producto es igual o mayor al mínimo requerido el diseño de la planta OI es correcto.

De forma excepcional, algunos programas ofrecen la posibilidad de realizar las proyecciones de operación calculando el caudal de producto y el factor de conversión, manteniendo constantes el caudal y presión de alimentación, que deberían de ser definidos previamente por el operador.

En la superficie de las membranas se forma una capa en la que la concentración de sales es mucho mayor que la concentración de sales dentro de la disolución alimentación-rechazo. Este aumento de la concentración de sales se denomina polarización por concentración. El efecto de este hecho es una disminución del caudal de producto y del rechazo de sales con respecto a los valores teóricos calculados ya sea a mano o por un programa informático, y son debidos a un incremento de:

- La presión osmótica en la superficie.
- El caudal de sales a través de la membrana.
- La probabilidad de exceder el punto máximo de solubilidad de las sales menos solubles.

O bien a la reducción del caudal de agua que atraviesa la membrana. El factor de polarización por concentración (M) se define como el cociente entre la concentración de sales en la superficie de la membrana (C_m) respecto a la concentración de sales en el seno de la disolución alimentación-rechazo (C_{FR}).

$$M = \frac{C_m}{C_{FR}}$$

Otra forma de expresar M , en función del caudal de producto (Q_P), del caudal de alimentación (Q_{FR}) y de K_P , una constante dependiente de la geometría del sistema, es:

$$M = K_P \cdot \frac{Q_P}{Q_{FR}}$$

Si se toma para Q_{FR} el promedio de los caudales de alimentación y de rechazo, entonces tenemos que:

$$Q_{FR} = (Q_F + Q_R) / 2$$

y, por tanto, el cociente queda de la siguiente forma:

$$\frac{Q_{FR}}{Q_P} = \frac{Q_F + Q_R}{2Q_P}$$

Aplicando a esta fórmula la definición el balance de caudal y la del factor de conversión, se tiene que:

$$\frac{Q_R}{Q_P} = \frac{1-r}{r}$$

por lo que:

$$\frac{Q_{FR}}{Q_P} = \frac{2-r}{2r},$$

de modo que la expresión pasa a ser:

$$M = K_P \cdot \exp\left(\frac{2-r}{2r}\right)$$

El límite máximo del valor de M oscila entre 1,1 y 1,2. Esto indica que la concentración sobre la superficie de la membrana no puede ser superior al 10-20% de la concentración de sales que existe en la corriente alimentación-rechazo. Para que M no supere 1,2, se puede reducir su valor al disminuir el valor del factor de conversión de diseño o, por otro lado, también podemos reducir el número de módulos OI montados en paralelo, de manera que se aumente el flujo de la disolución alimentación-salmuera

1.6 Configuración modular de plantas OI

Una planta OI consiste, de forma aproximada, en una bomba para presurizar el agua de alimentación, un módulo OI y una válvula de regulación del caudal de salmuera, que se usa para controlar el factor de conversión. Una planta de OI típica es la que utiliza el siguiente diseño básico:

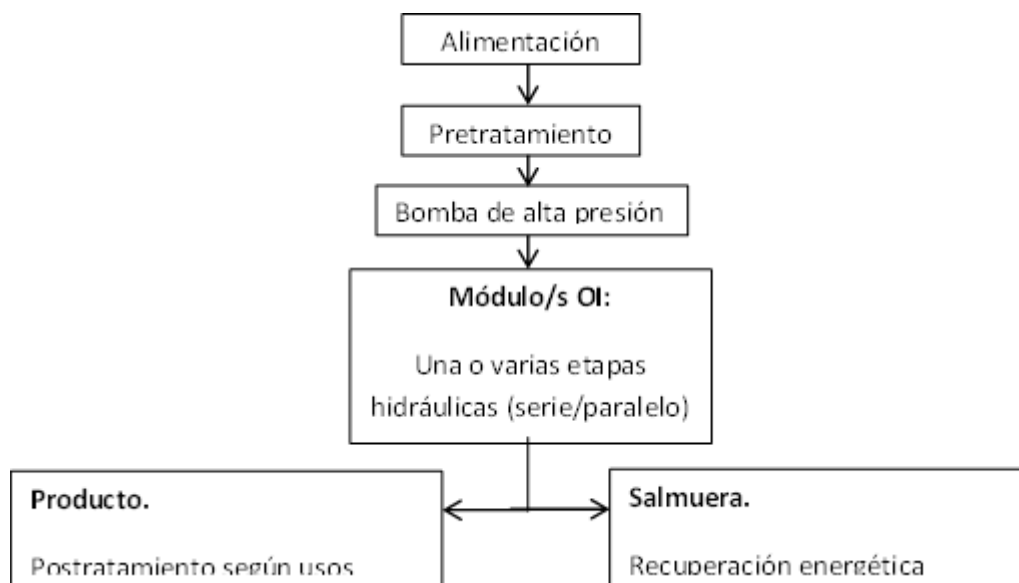


Figura 1.1: Esquema básico de una planta OI

1.6.1 Planta OI unimodular y multimodular

Las plantas unimodulares son útiles cuando el caudal de producto no es superior al que se puede obtener con un solo módulo, pudiendo contener éste de una a seis membranas OI.

Si para conseguir un mejor aprovechamiento de los caudales de agua a tratar, se quiere aumentar la conversión de las plantas unimodulares, se deberá recurrir a la técnica de recirculación de salmuera, que consiste esencialmente en la recirculación de parte del rechazo a la línea de alimentación de la planta.

Sin embargo, la recirculación tiene una serie de inconvenientes que limitan su uso y los caudales máximos de rechazo que pueden ser recirculados. Los principales factores que puede limitar estos parámetros son:

- Un mayor caudal de bombeo a la entrada de la membrana.
- Una mayor presión osmótica del agua a tratar.
- Un mayor paso de sales a través de la membrana, lo que provoca una peor calidad del agua producto.

La siguiente figura nos muestra un esquema de una planta OI unimodular:

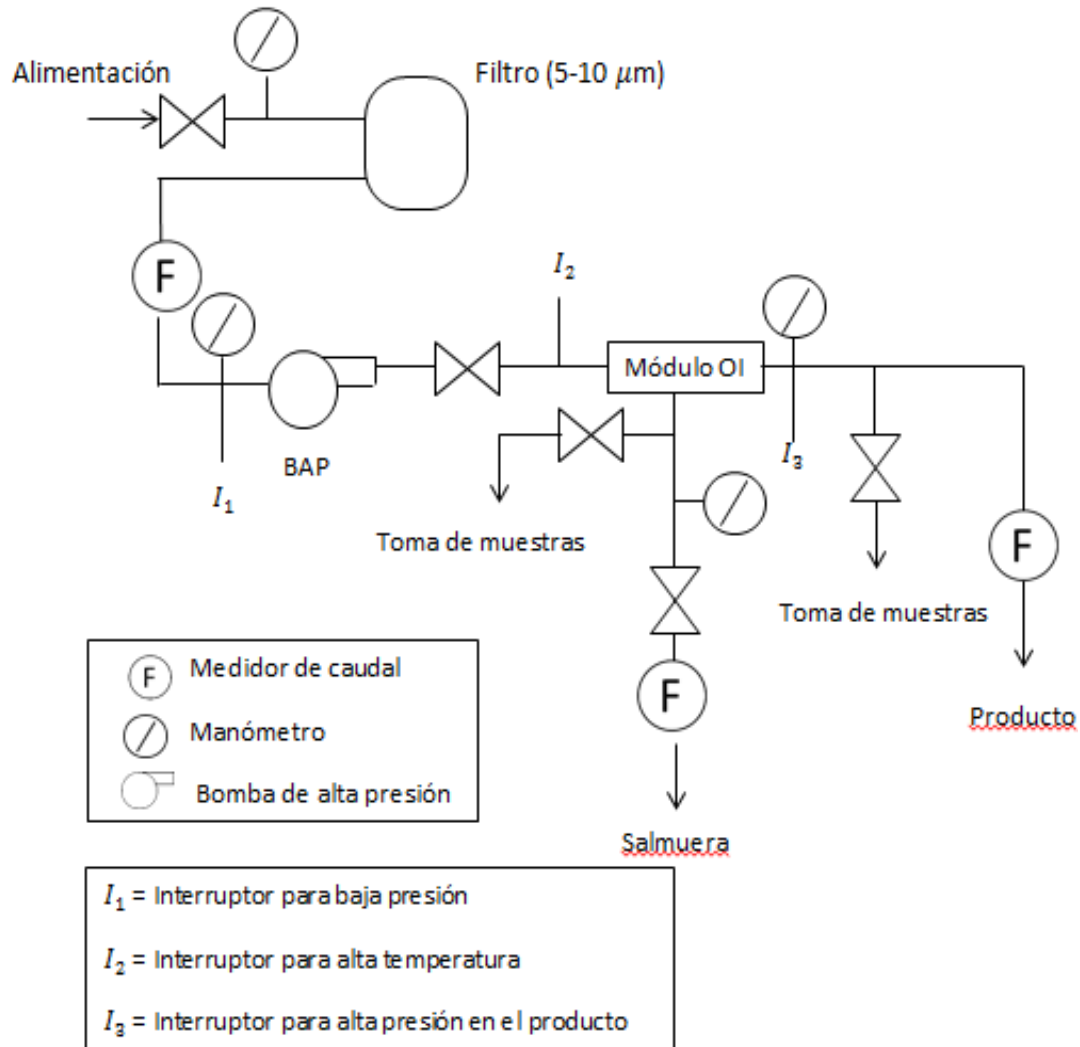


Figura 1.2: Esquema de una planta OI unimodular, con indicación de la instrumentación.

En la práctica, en la mayoría de las plantas OI se requieren más de un módulo OI para producir la cantidad y calidad de agua producto especificada. Hay tres disposiciones básicas de módulos OI, que se explicarán a continuación:

1.6.1.1 Una etapa hidráulica con los módulos OI en paralelo

Si el caudal de producto necesario es superior al producido por un solo módulo, se incrementa la capacidad del sistema colocando varios módulos en paralelo. La conversión total del sistema se puede controlar mediante una única válvula situada en el colector general de salmuera. Como el valor de la pérdida de carga en cada módulo puede variar de unos a otros, el caudal que atraviesa cada módulo podría no ser el mismo por el efecto de esta pérdida de carga. Este hecho, si no se toman precauciones, podría dar lugar a que los distintos módulos produzcan conversiones diferentes.

1.6.1.2 Varias etapas hidráulicas para la salmuera: módulos OI en serie-paralelo

Este diseño se realiza con la finalidad de optimizar la cantidad de agua producto a partir de una determinada cantidad de agua a tratar. Se usa, por tanto, cuando el factor limitante es la cantidad de agua a tratar. Se utiliza también con el objetivo de reducir al mínimo el volumen de salmuera, lo que significa operar con la máxima conversión posible, pero manteniendo un mínimo caudal de salmuera para evitar el fenómeno de polarización por concentración y los riesgos de ensuciamiento de la membrana y polarización, así como el riesgo de precipitación.

Este sistema se basa en que la salmuera o rechazo de la primera etapa hidráulica se convierte en la alimentación de la segunda y así sucesivamente. No suele utilizarse en plantas de agua de mar. El agua producto de todas las etapas se mezcla a final para constituir el producto global de la planta, y será, por tanto, suma de los caudales de agua de producto de cada una de las membranas individuales.

El montaje también se puede realizar en dos etapas hidráulicas serie-paralelo para la salmuera, ya que permite, para el valor de conversión deseado, mantener caudales de ésta superiores al mínimo requerido para cada uno de los módulos OI, valores que son imposibles de conseguir con sistemas unimodulares o de etapa única.

A la disposición de los módulos OI en una planta multimodular y multietapa se le denomina disposición piramidal o en árbol de navidad, y es aquella en que el número de tubos de presión es decreciente en el sentido del flujo de alimentación-rechazo.

Con estos sistemas multietapa de número decreciente de módulos se consigue operar con unos factores muy altos de conversión. No obstante, los dos factores que determinan el nivel máximo de conversión global de una planta OI son la máxima concentración de sales en la salmuera y el mínimo caudal de salmuera en los módulos OI.

En resumen, los sistemas con etapas hidráulicas de salmuera presentan una serie de ventajas, tales como:

- El rechazo global de la planta de OI es, de forma general, mejor si cada etapa hidráulica trabaja con un factor de conversión individual menor. Además, las velocidades de agua de alimentación-salmuera a través de los módulos OI son mayores que en un sistema con una sola etapa hidráulica.
- El número de combinaciones de factores de conversión individuales en cada etapa hidráulica, para alcanzar el factor de conversión global de la planta es muy alto.

- Esta técnica de diseño permite valores de conversión muy altos con costos adicionales bajos, ya que no requiere ningún tipo de bombeo ni pretratamientos entre las etapas hidráulicas. El volumen de agua de alimentación es, además, menor que el necesario para un diseño similar en una sola etapa hidráulica.

1.6.1.3 Plantas multimodulares con etapas hidráulicas en la línea de producto

Estas plantas se utilizan cuando se necesita agua producto de una calidad superior a la obtenida en una planta con una sola etapa hidráulica. Consiste esencialmente en montar dos plantas OI en serie. Cada etapa requiere su BAP y puede tener una o varias etapas hidráulicas de salmuera. Como la concentración de sales de la salmuera de la segunda etapa de producto es inferior a la de la alimentación de la primera, puede ser recirculada totalmente. En la segunda etapa pueden llegar a darse factores de conversión iguales o superiores al 90%. Con este diseño, puede obtenerse un agua de una calidad excelente para los usos que así lo requieran. Sin embargo, para obtener un agua de buena calidad, de forma general antes que este sistema, es más económico instalar una planta OI con una sola etapa hidráulica, seguida de un sistema de resinas de intercambio iónico.

1.7 Componentes de una planta OI

Los componentes básicos de una planta OI son los siguientes:

Válvula de entrada de alimentación: Su función es determinar el flujo de agua de alimentación en caso de parada repentina de la planta. Las más usadas son las electroválvulas, aunque cada vez se utilizan más las válvulas neumáticas accionadas por un compresor de aire, de forma que aunque la parada de planta deje sin electricidad a la válvula no afecta al funcionamiento de esta válvula de seguridad.

Filtros de cartucho: Los más usados son los que retienen partículas de diámetro igual o mayor que $5 \mu\text{m}$. De forma excepcional, se utilizan los de $1 \mu\text{m}$. Suelen ser filtros de profundidad formados por un recipiente que puede ser de PVC, PVC-PP, etc.

Bombas de alta presión: La presión de operación, es decir, la presión osmótica del agua a tratar más la presión neta necesaria para la obtención del producto, se obtiene mediante electrobombas. Estas bombas son una de las partes más importantes de la planta, ya que es el único elemento mecánico en movimiento permanente. La presión de la bomba es recomendable que sea un porcentaje mayor que la presión de alimentación necesaria en el módulo de OI, al tener en cuenta las pérdidas de carga en el sistema. Las principales características que debe presentar una

BAP de una planta OI son las siguientes: fiabilidad, resistencia a los agentes agresivos, un rendimiento hidráulico bueno, ser de bajo mantenimiento y fácil recuperación para el caso en que se produjese una avería. En la práctica, los dos tipos de bombas más empleados en planta OI son las bombas centrífugas y las bombas de pistón.

Las bombas centrífugas son las más usadas en OI para aguas salobres. Dentro de las centrífugas las más usadas son las multicelulares. Su rendimiento es menor al de otras bombas, pero su fiabilidad es mucho mayor, y el mantenimiento que requieren es menor. Para controlar la presión de alimentación a los módulos OI se suele usar una válvula reguladora.

Las bombas de pistón, también llamadas de desplazamiento positivo, tienen mejor rendimiento que las centrífugas, pero necesitan mayor vigilancia y mantenimiento al ser más delicadas. Se suelen usar en plantas OI de pequeña capacidad. También se usa una válvula de contrapresión para controlar la bomba cuando su capacidad es mayor de la que necesita la planta.

Controladores de planta: Los módulos OI deben estar protegidos de una presión de alimentación más alta de lo normal, de temperaturas altas y de una presión alta en el producto. De la misma forma, la BAP requiere tener siempre un caudal de agua de alimentación mínimo para evitar la cavitación.

Por tanto, se suelen usar controladores de parada de planta para evitar fenómenos indeseables como:

- Alta presión en la línea de alimentación.
- Baja presión en la línea de alimentación previa a la bomba de presión.
- Alta temperatura en la alimentación.
- Alta presión en la línea de producto.
- De forma opcional, también se recomienda un controlador de parada de planta por pH bajo y alto en la línea de alimentación si se utiliza ácido para ajustar el pH.

Panel de control: Incluye un autómata programable para el control integral de la planta, con capacidad suficiente como para integrar señales externas a la propia planta o un microprocesador para el control, operación y mando de la instalación. Se recomienda la instalación de protecciones magnetotérmicas y diferenciales, así como un relé de fallo de fase. Para reducir la corriente reactiva, se puede instalar una batería de condensadores de KVR. Estos elementos se suelen instalar físicamente dentro de unos armarios que, de forma general, se fabrican en materiales como PVC, policarbonato, etc.

Válvula en la línea de rechazo: Se utiliza normalmente una válvula de control de flujo en la línea de rechazo para controlar el factor de conversión. No debe

utilizarse una válvula de control automática, ya que si la presión de alimentación sufriera una bajada repentina, durante el periodo de tiempo en que la válvula estuviese cerrada, la planta trabajaría con un 100% de conversión, hecho que provocaría la precipitación de sales. Para controlar el factor de conversión de la planta se utilizarán las medidas de caudal, nunca las de conductividad. Se debe instalar, a su vez, una válvula de funcionamiento manual que no presente peligro de obturación.

Medidores de caudal y de presión: Generalmente, las plantas OI presentan dos medidores de caudal, uno en la línea de agua producto y otro en la línea de agua rechazo; el caudal de alimentación se calcula sumando los dos anteriores, ya que la planta, en teoría, no debe tener ninguna fuga de agua en el sistema. Estos caudalímetros suelen ser del tipo “flotador”.

Los medidores de presión, denominados manómetros, se instalan para determinar la pérdida de presión en los filtros de cartucho, la presión de succión a la entrada de la BAP, la pérdida de presión en cada módulo, la presión de alimentación a los módulos OI y, por último, la presión en la línea de producto.

La precisión de los caudalímetros y manómetros es un factor esencial para controlar el correcto funcionamiento de una planta OI, por lo que se recomienda su mantenimiento en buen estado y la realización de calibraciones periódicas para asegurar una buena operación de la planta.

Puntos de toma de muestras, salidas y valvulería general: Se tienen que instalar puntos de toma de muestras en las líneas de producto y de rechazo para poder comprobar el correcto funcionamiento de la planta OI o para evitar posibles problemas de cortocircuito hidráulico. También se debe instalar un punto de salida o desagüe en la línea del agua producto, para los períodos de arranque de planta y limpieza de conducciones y membranas. Respecto a las válvulas, las más importantes son las de alimentación y la del rechazo, y se suelen usar válvulas de esfera en la línea de alta presión y de válvulas de mariposa en la línea de baja presión.

Módulos OI: El agua de alimentación que ha sido presurizada por la BAP entra en los tubos de presión o contenedores, en cuyo interior se encuentran las membranas. Los tubos de presión suelen estar contruidos en fibra de vidrio reforzada con poliéster, y se diseñan según su aplicación para resistir diferentes presiones. Las membranas más utilizadas en la actualidad para desalar agua de mar son las membranas compuestas de poliamida aromática en configuración en arrollamiento en espiral.

Equipamiento opcional: Hay una serie de equipos opcionales que una planta OI también puede contener, como son:

- Medidores en continuo de la temperatura, de SDI y del pH del agua de alimentación.
- Medidores de detección de cloro.
- Contador de horas de funcionamiento.
- Monitor de dureza del agua con alarma, antes de la BAP
- Parada de planta por incremento de la conductividad del agua de alimentación del producto y del rechazo.
- Alarma por pérdida de carga inesperada en cualquiera de los módulos del sistema.

Conducciones del agua: El diseño de las tuberías de una planta OI debe cumplir una serie de requisitos, como son:

- Disminuir el número de conexiones y estrechamientos de la planta.
- Ser resistentes a la corrosión.
- Tener una relación calidad/precio buena.
- Proteger las tuberías de PVC de las vibraciones y golpes provocados por el agua.
- Montar los bastidores de forma que se intenten evitar al máximo los posibles accidentes mecánicos de las tuberías.

Bastidor (“skid”): Los módulos OI se montan sobre un bastidor metálico, con una serie de vigas y perfiles de acero al carbono, con unas abrazaderas o pasadores en forma de “U”. El tubo de presión donde se alojan las membranas de OI en serie constituye lo que se denomina un permeador. Los diversos permeadores se disponen horizontalmente y en paralelo, montándose sobre el bastidor. Suele llamarse también bastidor al equipo completo.

Sistemas auxiliares: Además de todos estos componentes básicos, una planta OI puede presentar los siguientes equipos auxiliares:

- Un equipo de limpieza, esterilización y enjuague (“flushing”) en plantas de mediano y gran tamaño. Las plantas OI suelen diseñarse en unidades independientes, por lo que alguna unidad puede encontrarse en fase de limpieza mientras que el resto de la planta sigue operando normalmente.
- Un sistema de adición de productos químicos en el pretratamiento. Debido a la mala calidad del agua a tratar, a veces existe la necesidad de pretratar el agua de alimentación, añadiéndole determinados productos químicos. Para eso, se necesita esta instalación. Estos sistemas constan principalmente de bombas dosificadoras, que suelen ser bombas de pistón, y tienen que estar dimensionadas para lograr la mejor distribución posible del producto químico que se va a dosificar en la línea de alimentación, y de válvulas retén, que es un mecanismo antisifón que previene la adición de productos químicos cuando se

produce una parada de la planta y, además, evitan que existe un flujo de agua de alimentación hacia el tanque de producto químico.

- Un sistema de recuperación de energía, para aprovechar la presión que tiene el agua, normalmente el rechazo, a la salida del proceso. Hace años, se utilizaba una turbina Pelton para transformar esa presión en energía eléctrica, que puede utilizarse para alimentar a la BAP. El diseño que seguían estas plantas es el siguiente:

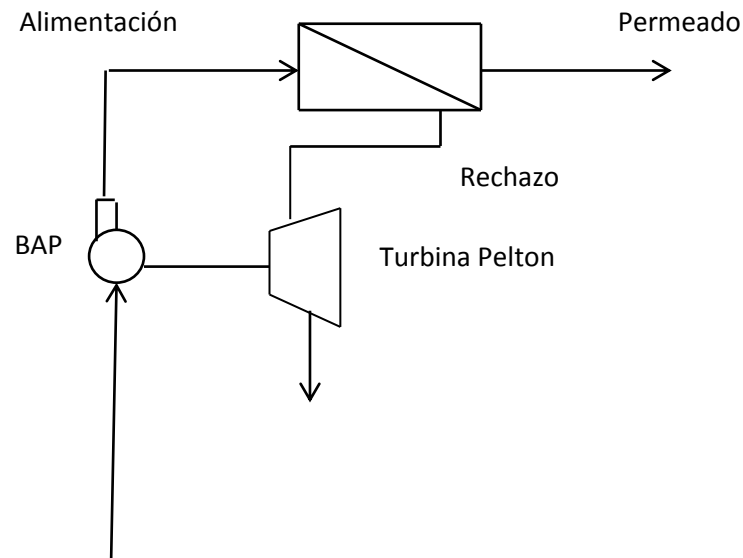


Figura 1.3: Esquema de una planta OI con recuperación de energía mediante turbina Pelton.

Sin embargo, en los últimos años se está utilizando otra configuración, en la que se sustituye la turbina Pelton por un intercambiador de presión, también llamados cámaras isobáricas (PEX, *Pressure Exchanger*) que permite intercambiar la presión del rechazo a parte del agua de alimentación. El rendimiento de estos equipos es muy alto, por lo que permiten recuperar prácticamente toda la presión del rechazo, suponiendo un ahorro energético y, por tanto, económico, considerable.

También es necesaria otra pequeña bomba para vencer las posibles pérdidas de carga en las tuberías, que también sirve para aportar la diferencia de presión entre la que se consigue recuperar del rechazo y la presión que es necesaria para el proceso. El diseño de estas plantas es el siguiente:

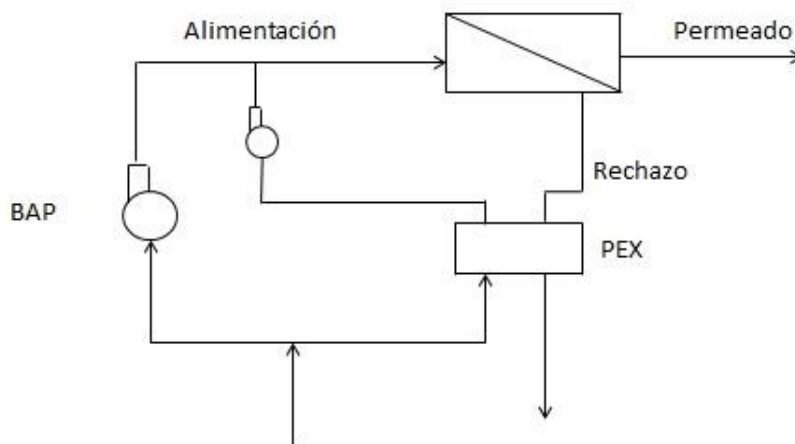


Figura 1.4: Esquema de una planta OI con recuperación de energía mediante intercambiador de presiones

Capítulo 2. Dimensionamiento de una unidad de ósmosis inversa

Índice

2. Dimensionamiento de una unidad de ósmosis inversa.....	45
2.1 Introducción.....	45
2.2 Datos de partida.....	45
2.2.1 Análisis del agua de alimentación.....	45
2.2.2 Características y calidad deseadas del agua producto.....	45
2.3 Balance de materia inicial.....	46
2.4 Procedimiento para el dimensionamiento de una unidad de ósmosis inversa.....	46
2.4.1 Introducción.....	46
2.4.2 Método de cálculo.....	47
2.4.2.1 Selección de la membrana.....	47
2.4.2.2 Cálculo de los sólidos totales disueltos.....	47
2.4.2.3 Cálculo de la presión osmótica.....	48
2.4.2.4 Cálculo del número de membranas y tubos de presión	50
2.4.2.5 Normalización del sistema.....	50
2.4.2.6 Cálculo de la presión de operación.....	51

Índice de figuras.

Figura 2.1: Diagrama de bloque de una unidad de OI.

2. Dimensionamiento de una unidad de ósmosis inversa

2.1 Introducción

El objetivo de este capítulo es explicar con más profundidad cuáles son los datos de partida necesarios para poder realizar un correcto dimensionamiento de una planta OI para desalación de agua de mar, y cuál es el procedimiento a seguir para realizarlo. En la práctica, es un programa informático el que nos dará los resultados, pero los pasos que sigue son los siguientes:

2.2 Datos de partida

Las características físicas y químicas del agua que se va a analizar forman la base de partida para el diseño de la planta de desalación. Por tanto, el análisis iónico es imprescindible, pues, además de indicarnos cuál es la salinidad con la cual va a operar nuestra membrana, y ayudarnos a elegir una dentro del rango de membranas que pueden utilizarse, también nos va a mostrar las limitaciones que en cualquier caso se van a presentar respecto a la conversión del sistema.

El análisis iónico debe ser tan completo como sea posible, con especial referencia a los iones que presentan cuya separación presenta más dificultades, como es el caso del Boro. El diseño de una planta desaladora se debe realizar teniendo en cuenta dos aspectos fundamentales:

2.2.1 Análisis del agua de alimentación

Algunos datos de gran interés para el diseño de este tipo de instalaciones son:

- La temperatura media del agua del mar.
- El pH.
- El índice de turbidez.
- El índice de ensuciamiento.
- La temperatura mínima y máxima.
- La conductividad.
- El índice de ensuciamiento. (SDI)
-

2.2.2 Características y calidad deseadas del agua producto

El objetivo del diseño, en cuanto a la calidad del agua producto, no es sólo cumplir con el RD 140/2003, del 7 de febrero, por el que se establecen unos criterios sanitarios de la calidad del agua destinada a consumo humano, sino que también es conseguir la desmineralización de la misma siendo las propiedades del agua a conseguir las correspondientes en cada emplazamiento.

2.3 Balance de materia inicial

Como ya hemos visto, en una planta OI se tiene que:

$$Q_F = Q_P + Q_R$$

$$Q_F = \frac{Q_P}{r}$$

Q_F = Caudal de alimentación (m^3 /día).

Q_P = Caudal de producto (m^3 /día) .

Q_R = Caudal de rechazo o salmuera (m^3 /día).

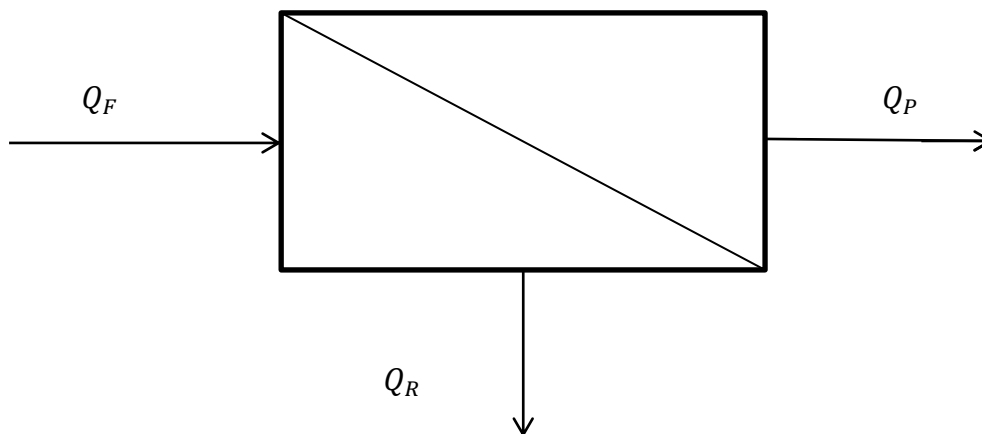


Figura 2.1: Diagrama de bloque de una unidad de OI

2.4 Procedimiento para el dimensionamiento de una unidad de ósmosis inversa

2.4.1 Introducción

En la unidad de ósmosis inversa es dónde se produce la separación de las sales, por ello un perfecto dimensionamiento generalmente asegura un correcto funcionamiento de la planta OI.

Para conseguir un dimensionamiento correcto se sigue una secuencia de cálculo, que se detalla en el apartado siguiente.

2.4.2 Método de cálculo

Para el diseño una unidad de ósmosis inversa se siguen, en este orden, los siguientes pasos:

- 1º. La selección de la membrana.
- 2º. El cálculo de los sólidos totales disueltos.
- 3º. El cálculo de la presión osmótica.
- 4º. El cálculo del número de membranas y tubos de presión.

5º. La normalización del sistema: cálculo de los factores de corrección, cálculo del número de membranas, cálculo del flujo de diseño y número de tubos de presión reales.

6º. El cálculo de la presión de operación.

7º. El cálculo del rendimiento real de la instalación.

En los siguientes apartados pasamos a estudiar brevemente cada uno de estos pasos:

2.4.2.1 Selección de la membrana

Se deberían comparar varios proveedores hasta conseguir la que nos sirva para cumplir los siguientes parámetros:

- El caudal de producto.
- El porcentaje de rechazo de sales.
- El porcentaje de rechazo de Boro.
- La máxima presión de operación.
- El área activa.

Si varias membranas cumplieran con todos esos parámetros y funcionasen de forma correcta en la instalación, se tendrán en cuenta aspectos económicos para la elección de la misma.

2.4.2.2 Cálculo de los sólidos totales disueltos

Una vez conocidos los caudales volumétricos de todas las corrientes y las distintas concentraciones de cada uno de los iones en la corriente de alimentación, se calculan las concentraciones de estos iones en las corrientes del rechazo y del producto. Para conseguirlo, se resuelve el siguiente balance de materia, en el que hemos despreciado las variaciones de densidad:

$$Q_F = Q_P + Q_R$$

$$Q_F \cdot C_F = Q_P \cdot C_P + Q_R \cdot C_R$$

Despejando de esta ecuación la concentración de sales del componente i , tenemos que:

$$C_{P_i} = \frac{Q_{F_i} \cdot C_{F_i} - Q_{R_i} \cdot C_{R_i}}{Q_{P_i}}$$

Además, conocidos la concentración de la alimentación para el componente i , la conversión global del sistema y el rechazo de sales de la membrana, se determina la concentración del rechazo para el componente i con la siguiente expresión:

$$C_{R_i} = \frac{r \cdot C_{F_i}}{1 - r}$$

2.4.2.3 Cálculo de la presión osmótica

Si existen dos disoluciones acuosas de diferente concentración separadas por una membrana semipermeable aparece entre los dos lados de la membrana un diferencial de presión. Cuando lo que se coloca a un lado de la membrana es agua pura y al otro lado una disolución cualquiera, la diferencia de presión que se registra entre los dos lados de la membrana tiene el nombre de presión osmótica.

Si se aplica artificialmente una presión superior a la presión osmótica al lado de la disolución, comienza a fluir el agua desde la disolución de mayor concentración a la de menor, purificando ésta última y obteniendo, por tanto, un agua de mayor pureza al tener menor contenido en sales. Por esto, es realmente importante conocer la presión osmótica del agua de alimentación, ya que a partir de ella se determinará la presión de trabajo de la BAP. Es la BAP la que condicionará el consumo energético del proceso, de aquí, su gran importancia.

Aplicando principios y consideraciones termodinámicas podemos establecer que hay una relación existente entre la presión osmótica de una solución y la concentración de sustancias que la forman, y viene dada por la ecuación:

$$\pi = \left(\frac{R \cdot T}{V_0} \right) \cdot \ln(a_0)$$

π = Presión osmótica de la solución.

R = Constante de los gases perfectos.

T = Temperatura absoluta en grados Kelvin.

a_0 = Actividad del solvente (agua).

V_0 = Volumen molar parcial del solvente en la solución.

Teniendo en cuenta que en 1 kg de agua hay 55,51 moles, la actividad del agua en una solución viene dada por la ecuación:

$$\ln(a_0) = \frac{\sum m_i}{55,51} \cdot \phi$$

En la que sustituyendo el valor de la actividad del agua en la expresión anterior tenemos que la presión osmótica queda de la forma:

$$\pi = 0,08308 \cdot \phi \cdot (t + 273,16) + \sum m_i$$

π = Presión osmótica en bares.

ϕ = Coeficiente osmótico del disolvente.

t = Temperatura del agua en °C.

$\sum m_i$ = Sumatorio de las molalidades de todos los constituyentes de la solución, tanto de los componentes iónicos como de los no iónicos.

La molalidad de cada uno de los componentes se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$m_i = \frac{C_i}{1000 \cdot PM_i \cdot \frac{10^6 - STD}{10^6}}$$

C_i = Concentración del componente i de la solución expresada en mg/L.

STD = Contenido en sales totales de la solución en mg/L.

PM_i = Peso molecular del componente i.

Y el coeficiente osmótico ϕ viene dado por la siguiente expresión:

$$\phi = 1 - \frac{S}{3,375 - I} \cdot \left(A - 2 \cdot \ln(A) - \frac{1}{A} \right) + B \cdot I' + C \cdot (I')^2$$

Dónde I e I' son fuerzas iónicas y S, A, B y C coeficientes hallados de forma empírica; para calcularlos se utilizan las siguientes expresiones:

$$I = \frac{1}{2} \cdot \sum (m_i \cdot Z_i^2)$$

$$I' = \frac{1}{2} \cdot \sum m_i$$

$$S = 1,17202 \cdot \left(\frac{\sum (m_i \cdot Z_i^2)}{\sum m_i} \right) \cdot \left[\frac{23375,556}{D \cdot (t + 273,16)} \right]^{3/2} \cdot \rho^{1/2}$$

Dónde la densidad se calcula como:

$$\rho = 1,00157 - 1,56096 \cdot 10^{-4} \cdot T - 2,69491 \cdot 10^{-6} \cdot T^2$$

$$A = 1 + 1,5 \cdot (I)^{1/2}$$

$$B = 6,72817 - \frac{348,662}{T+273,16} - 0,971307 \cdot \ln(t + 273,16)$$

$$C = \frac{40,5016}{T+273,16} - 0,721404 + 0,103915 \cdot \ln(t + 273,16)$$

$$D = 233,76 + \frac{5321}{T+273,16} \cdot 0,9297 \cdot (t + 273,16) + 0,001417 \cdot (t + 273,16)^2 -$$

$$8,292 \cdot 10^{-7} \cdot (t + 273,16)^3$$

2.4.2.4 Cálculo del número de membranas y tubos de presión

Partiendo del dato del caudal que es necesario producir y con los datos técnicos de la membrana elegida, tales como área y flujo específico, que son facilitados por el fabricante, se puede hacer una primera estimación del número de membranas que va a llevar el rack de ósmosis inversa. A continuación vemos qué fórmulas usaríamos:

$$N = \frac{Q_p}{J \cdot A}$$

N = Número de membranas.

Q_p = Caudal de producto que se quiere obtener.

J = Flujo específico y se define como el volumen producido de agua desalada por unidad de superficie de membrana instalada y unidad de tiempo. Su expresión es:

$$J = \frac{Q}{A}$$

A = Área nominal de la membrana.

En el caso en que obtengamos un valor del número de membranas que tenga parte decimal, se redondeará el número de membranas hacia el número entero siguiente.

2.4.2.5 Normalización del sistema

La normalización del sistema es necesaria hacerla, ya que la instalación no funciona durante todo el tiempo con los rendimientos teóricos calculados. Las membranas nunca trabajan con su flujo máximo, por ello, cuando se diseña una planta de ósmosis inversa y se quiere conocer su caudal de agua producto real, es necesario realizar una serie de correcciones que tengan en cuenta las variaciones de los factores que influyen en los caudales específicos con respecto a las condiciones normalizadas de la planta OI.

Para calcular en qué condiciones funciona la planta normalmente hay que calcular una serie de factores correctores, que ya se explicaron en el capítulo anterior, para así calcular el caudal de diseño, que tiene la siguiente expresión:

$$Q_d = Q_n \cdot f_T \cdot f_t \cdot f_P$$

En la que:

Q_d = Caudal de diseño de nuestra membrana.

Q_n = Caudal nominal de nuestra membrana.

f_P = Factor corrector de presión.

f_T = Factor corrector de temperatura.

f_t = Factor corrector de tiempo.

Como el valor de todos los factores correctores se encuentra entre 0 y 1, el caudal de diseño de nuestra membrana será menor al caudal normalizado.

2.4.2.6 Cálculo de la presión de operación

Al condicionar la economía del proceso, la presión de operación es uno de los parámetros más influyentes en el diseño de este tipo de instalación. Además, es la presión necesaria para vencer la presión osmótica y conseguir la correcta separación de los flujos de agua. Teniendo en cuenta el flujo de operación de las membranas, la presión necesaria para que se dé el proceso es:

$$P_d = \frac{J_d}{A} + \Delta\pi$$

Sin embargo, como se puede deducir de la expresión anterior, no se están teniendo en cuenta las pérdidas que se producen en el sistema. Para tenerla en cuenta, es necesario determinar la presión óptima de rendimiento de la BAP (que presión recomendada de bombeo). Esta presión se calcula mediante la expresión siguiente:

$$PRB = P_d + (0,1 \cdot \Delta P' + 0,2)$$

Siendo $\Delta P'$ la diferencia de presión neta, que se define como:

$$\Delta P' = P_d - \pi_{F-R}$$

Capítulo 3. Análisis conceptual de un permeador

Índice

3	Análisis conceptual de un permeador.....	61
3.1	Introducción.....	61
3.2	Programa informático utilizado.....	61
3.3	Cálculos para la comparación de la eficiencia energética.....	65
3.4	Características del agua.....	66
3.5	Comportamiento de una membrana dada.....	67
3.6	Comparación entre membranas.....	73
3.7	Comportamiento de un conjunto de membranas conectadas en serie.....	77
3.7.1	Introducción.....	77
3.7.2	Comportamiento de una serie de 7 membranas iguales.....	77
3.7.3	Comportamiento de una serie de 7 membranas con diseño híbrido.....	80
3.8	Innovaciones en el diseño.....	83
3.9	Líneas de investigación futuras.....	93
3.10	Conclusiones.....	93

Índice de tablas.

Tabla 3.1: Propiedades del agua de Gran Canaria

Tabla 3.2: Propiedades del agua de Oriente Medio

Tabla 3.3: Resultado de la configuración Tradicional 1 operando con $45 \frac{m^3}{h}$.

Tabla 3.4: Resultado etapa a etapa de una serie de 7 membranas 30HRLE 440i en Oriente Medio.

Figura 3.35: Innovación 1: Esquema de 5 series de 3 membranas funcionando en paralelo que alimentan a 4 series de 4 membranas en paralelo.

Tabla 3.5: Resultado de la configuración Innovación 1 operando con $45 \frac{m^3}{h}$ en el Caso 1.

Tabla 3.6: Resultado de las Innovaciones al aplicar un caudal de $45 \frac{m^3}{h}$ en el Caso 1.

Tabla 3.7: Resultado de las Innovaciones al aplicar un caudal de $50 \frac{m^3}{h}$ en el Caso 2.

Tabla 3.8: Resultado de las Innovaciones al aplicar un caudal de $40 \frac{m^3}{h}$ en el Caso 3.

Figura 3.39: Innovación 1: Esquema de 5 series de 4 membranas funcionando en paralelo que alimentan a 4 serie de 3 membranas en paralelo.

Tabla 3.9: Resultado de las Innovaciones al aplicar un caudal de $45 \frac{m^3}{h}$ en el Caso 4.

Índice de figuras.

Figura 3.1: Pestaña 1 software ROSA.

Figura 3.2: Pestaña 2 software ROSA.

Figura 3.3: Pestaña 3 software ROSA.

Figura 3.4: Pestaña 4 software ROSA.

Figura 3.5: Pestaña 5 software ROSA.

Figura 3.6: Pestaña 6 software ROSA.

Figura 3.7: Esquema de una planta OI con recuperación de energía mediante intercambiador de presiones.

Figura 3.8: Variación del consumo en una membrana 30HRLE 440i en función de la presión de operación a 18°C.

Figura 3.9: Variación del consumo específico en una membrana 30HRLE 440i en función de la presión de operación a 18°C.

Figura 3.10: Variación del caudal de producto en una membrana 30HRLE 440i en función de la presión de operación a 18°C.

Figura 3.11: Variación del consumo en una membrana 30ULE 440i en función de la presión de operación a 35°C.

Figura 3.12: Variación del consumo específico en una membrana 30XHR 440i en función de la presión de operación a 40°C.

Figura 3.13: Variación del caudal de producto en una membrana 30XLE 440i en función de la presión de operación a 25°C.

Figura 3.14: Variación de la concentración de Boro en una membrana 30HRLE 440i en función de la presión de operación a 35°C.

Figura 3.15: Variación de la concentración de Boro en una membrana 30ULE 440i en función de la presión de operación a 18°C.

Figura 3.16: Variación de la concentración de sales en una membrana 30XLE 440i en función de la presión de operación a 25°C.

Figura 3.17: Variación de la concentración de sales en una membrana 30XHR 440i en función de la presión de operación a 40°C.

Figura 3.18: Variación del consumo a 59 bar y 35°C en función del tipo de membrana.

Figura 3.19: Variación del consumo específico a 56 bar y 25°C en función del tipo de membrana

Figura 3.20: Variación del caudal de producto a 59 bar y 35°C en función del tipo de membrana.

Figura 3.21: Variación de la concentración de Boro a 59 bar y 40°C en función del tipo de membrana.

Figura 3.22: Variación de la concentración de sales a 59 bar y 35°C en función del tipo de membrana.

Figura 3.23: Esquema conceptual de una planta con 7 membranas en serie.

Figura 3.24: Variación del caudal de producto a 59 bar en función de las características del agua en 7 membranas 30HRLE 440i en serie.

Figura 3.25: Variación del consumo a 59 bar en función de las características del agua en 7 membranas 30HRLE 440i en serie.

Figura 3.26: Variación del consumo específico a 59 bar en función de las características del agua en 7 membranas 30HRLE 440i en serie.

Figura 3.27: Variación de la concentración de Boro a 59 bar en función de las características del agua en 7 membranas 30HRLE 440i en serie.

Figura 3.28: Variación de la concentración de sales a 59 bar en función de las características del agua en 7 membranas 30HRLE 440i en serie.

Figura 3.29: Variación del caudal de producto a 59 bar en función de las características del agua en 2 membranas 30HRLE 440i y 5 30ULE 440i en serie.

Figura 3.30: Variación del consumo específico a 59 bar en función de las características del agua en 2 membranas 30HRLE 440i y 5 30ULE 440i en serie.

Figura 3.31: Variación de la concentración de Boro a 59 bar en función de las características del agua en 2 membranas 30HRLE 440i y 5 30ULE 440i en serie.

Figura 3.32: Variación de la concentración de sales a 59 bar en función de las características del agua en 2 membranas 30HRLE 440i y 5 30ULE 440i en serie.

Figura 3.33: Variación de la concentración de sales a de 7 membranas 30HRLE 440i en serie a 59 bar en Oriente Medio.

Figura 3.34: Tradicional 1: Esquema de 5 series de 7 membranas funcionando en paralelo.

Figura 3.35: Innovación 1: Esquema de 5 series de 3 membranas funcionando en paralelo que alimentan a 4 series de 4 membranas en paralelo.

Figura 3.36: Innovación 2: Esquema de 5 series de 3 membranas funcionando en paralelo que alimentan a 3 series de 4 membranas en paralelo.

Figura 3.37: Innovación 3: Esquema de 5 series de 3 membranas funcionando en paralelo que alimentan a 2 series de 4 membranas en paralelo.

Figura 3.38: Innovación 4: Esquema de 5 series de 3 membranas funcionando en paralelo que alimentan a 1 serie de 4 membranas en paralelo.

Figura 3.39: Innovación 1: Esquema de 5 series de 4 membranas funcionando en paralelo que alimentan a 4 serie de 3 membranas en paralelo.

3. Análisis conceptual de un permeador

3.1 Introducción

En este capítulo vamos a analizar la influencia de la temperatura de operación, la presión de alimentación y del caudal de alimentación en el funcionamiento de las membranas 30XHR-440i, 30HRLE-440i, 30ULE-440i y 30XLE440i, y vamos a comprobar cómo afecta la variación de estos parámetros y del tipo de membrana que usamos al consumo energético de la planta. Para ello, para cada una de las cuatro membranas, dejaremos constante dos de los tres parámetros, temperatura, presión y caudal de alimentación, y veremos cómo varían tanto la energía como la concentración de Boro y de sales disueltas en el producto al variar el tercer parámetro.

Mediante un programa informático, meteremos las propiedades del agua de dos emplazamientos geográficos distintos; el de Canarias, un agua de una calidad muy buena y temperatura exterior bastante suave, y el agua de Oriente Medio, un agua con peores características y unas condiciones climáticas más extremas. Además, estudiaremos dos casos; el caso de poner 1 sola membrana, y el caso de colocar 7 membranas en serie en un mismo módulo, todo ello mientras seguimos analizando los efectos de la temperatura, presión y caudal. Con esto, veremos si compensa poner tantas membranas en serie, o si sería más eficiente poner menos membranas, a efecto de mejorar la eficiencia energética en el consumo específico de la planta. Por último, propondremos una nueva configuración en la colocación de las membranas alternativa a la tradicional, y haremos una comparativa entre las dos opciones.

3.2 Programa informático utilizado

Además de los catálogos y las especificaciones técnicas, algunas casas de membranas ofrecen softwares para el diseño de plantas. Filmtec ofrece el software ROSA, que es el que utilizaremos en este apartado.

El software ROSA consta de una serie de pestañas en las que hay que dar los datos de partidas. Existen cuatro pestañas en las que hay que completar los datos que nos requiere el programa, y otras dos que son de resultados, que solo se pueden abrir una vez completadas las cuatro primeras pestañas y simulando el programa. Estos resultados son los correspondientes al funcionamiento de la planta con las características de la misma que hayamos elegido.

A continuación, paso a explicar cada una de las pestañas de la forma en que se muestran al abrir el programa:

- Primera pestaña: La primera pestaña hace referencia a información del caso que vamos a simular. Nos permite rellenar una serie de notas informativas del

caso, así como el nombre con el que se va a guardar, y elegir las unidades en que vamos a simular el proyecto.

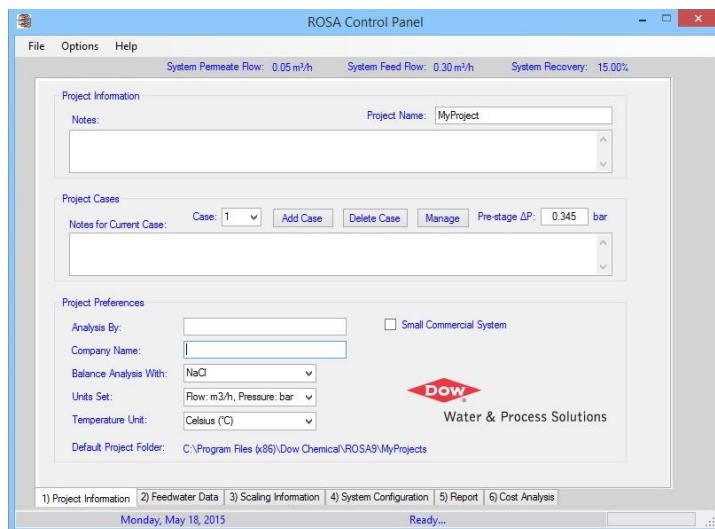


Figura 3.1: Pestaña 1 software ROSA

- Segunda pestaña: En la segunda pestaña se introducen parámetros como el tipo de agua, la temperatura de operación, el pH del agua y las propiedades del agua de alimentación. Tiene la opción de guardar en la librería las propiedades del agua, opción muy útil cuando hay que pasar muchos casos, ya que no hay que meter la composición elemento a elemento.

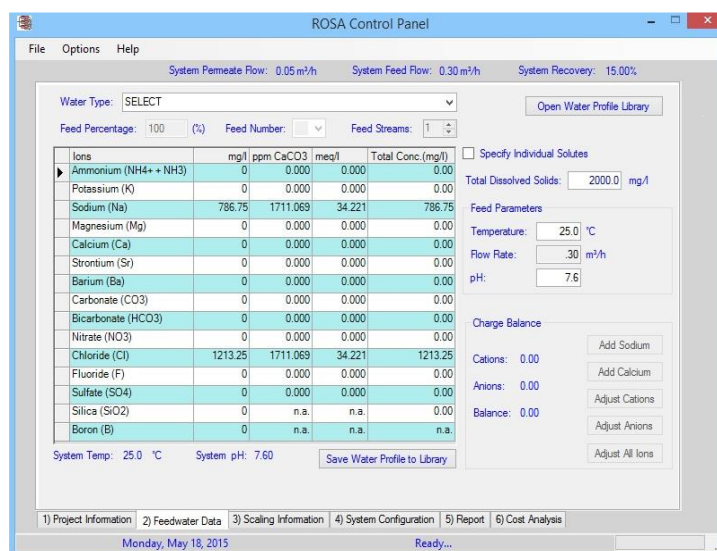


Figura 3.2: Pestaña 2 software ROSA

- Tercera pestaña: En la tercera pestaña, podemos elegir el porcentaje de inversión y volvemos a tener la opción de elegir la temperatura de operación. El software también hace un ajuste del pH y de la composición del agua.

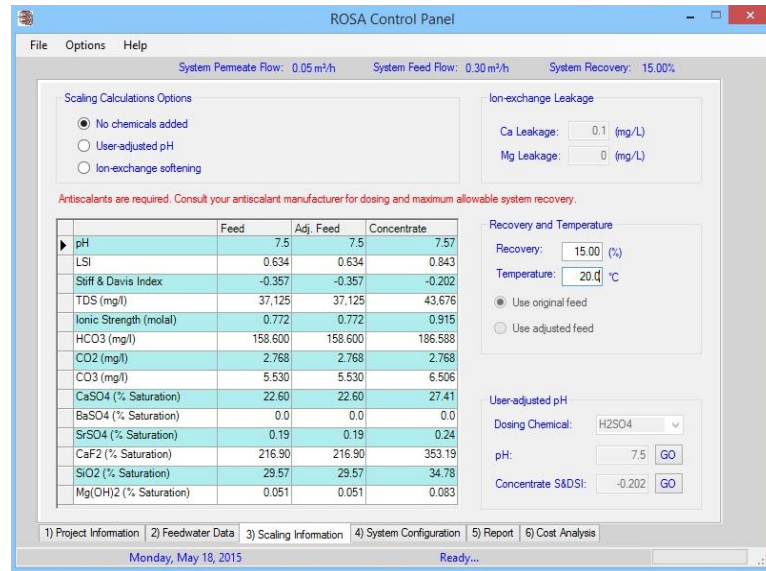


Figura 3.3: Pestaña 3 software ROSA

- Cuarta pestaña: En la cuarta pestaña podemos elegir el tipo de módulo OI, eligiendo algunos factores como el número de etapas por paso o el factor de flujo entre otros. También nos permite elegir la presión de alimentación y el caudal de alimentación, y el tipo de membrana, de las que nos facilitan información.

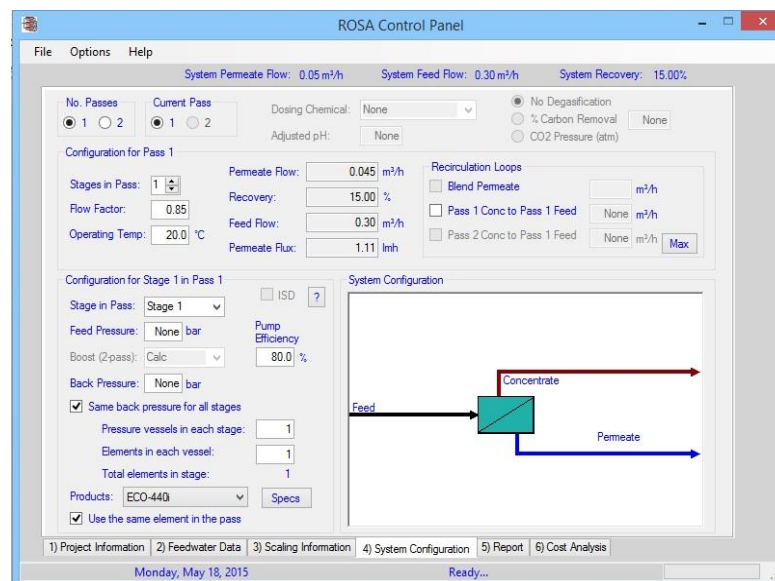


Figura 3.4: Pestaña 4 software ROSA

- Quinta pestaña: La quinta pestaña nos genera un informe con los resultados obtenidos al simular la planta. Nos vamos a centrar datos como en el consumo específico, el caudal de producto, las concentraciones de sales y de Boro y la potencia total.

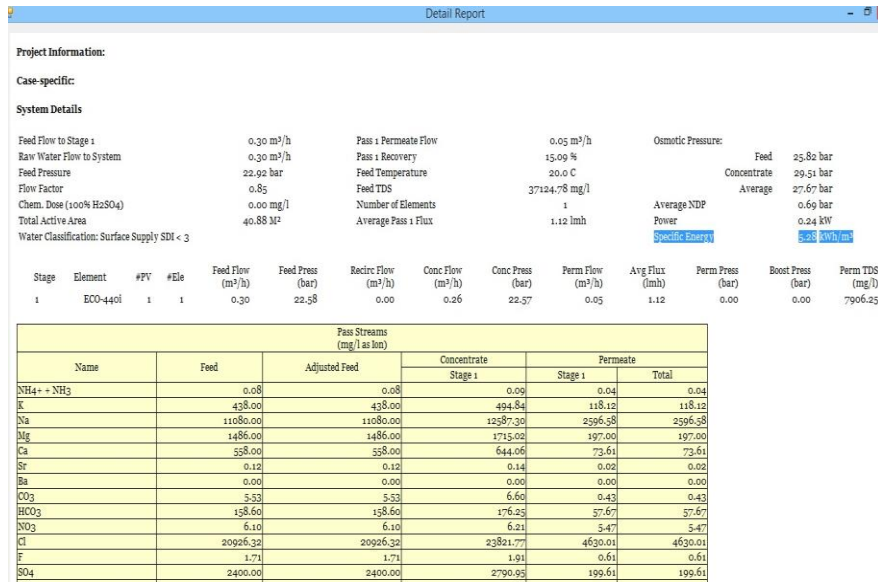


Figura 3.5: Pestaña 5 software ROSA

- Sexta pestaña: En la sexta pestaña, el programa genera una tabla con los datos económicos de cada una de las membranas que hemos usado, así como de la BAP.

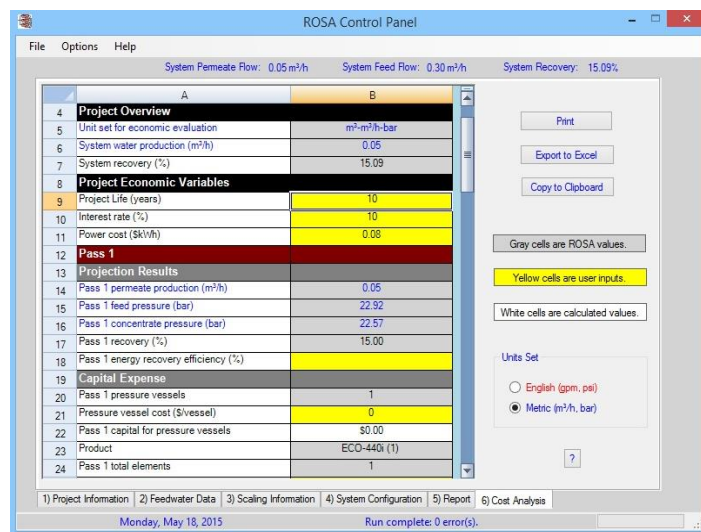


Figura 3.6: Pestaña 6 software ROSA

3.3 Cálculos para la comparación de la eficiencia energética

Como el objeto de este estudio es una comparación cualitativa, y no cuantitativa, entre las distintas membranas y las distintas condiciones en las que se produce el proceso de desalación, no vamos a utilizar unidades de energía para comparar los distintos casos, sino unidades de caudal, ya que, al fin y al cabo, el consumo energético se utiliza en las bombas para sumar presión a los distintos caudales.

Como vimos en apartados anteriores, el esquema de una planta desaladora es el siguiente:

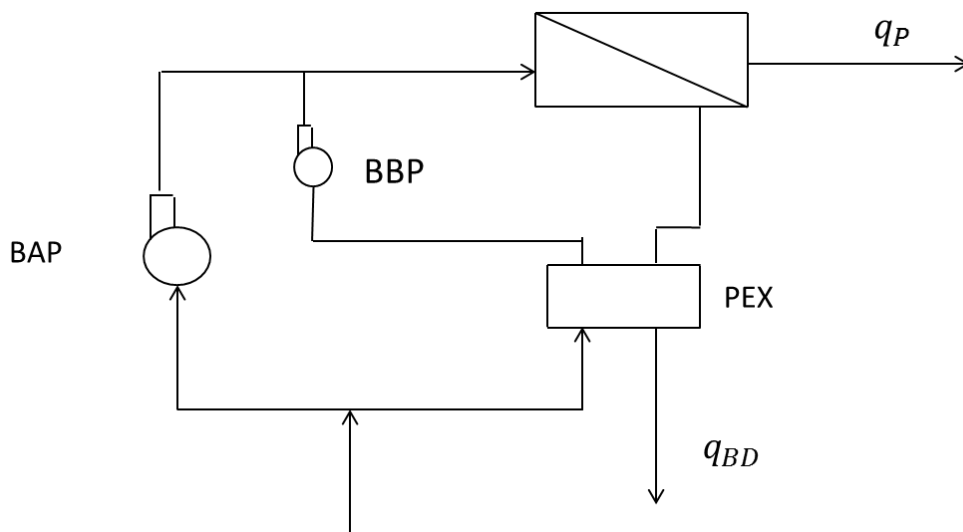


Figura 3.7: Esquema de una planta OI con recuperación de energía mediante intercambiador de presiones

Con este esquema, las aproximaciones que realizaremos para obtener una comparativa de la eficiencia son las siguientes:

- Sabemos que el Intercambiador de presiones (PEX) tiene un rendimiento muy alto, por lo que la diferencia de presión que tendrá que superar la BBP (Bomba de Baja Presión) la aproximaremos a 2 bar. La diferencia de presión de la BAP variará dependiendo del caso que estemos tomando, en este estudio, entre 51 y 59 bar.
- Aproximaremos que el caudal que atraviesa la BBP será igual al del rechazo, y por tanto el caudal que atravesará la BAP será igual al del caudal de producto.

Numéricamente lo expresamos así:

$$q_{BBP} \cong q_{BD}$$

$$q_{BAP} \cong q_P$$

Así, con este esquema, calcularemos el consumo como:

$$\text{Consumo} = q_P \cdot \Delta h_{BAP} + q_{BD} \cdot \Delta h_{BBP}$$

Siendo:

$$\Delta h_{BAP} = \text{Constante} \cdot 2 \text{ bar}$$

$$\Delta h_{BAP} = \text{Constante} \cdot \text{Presión de alimentación}$$

En este caso, la presión de alimentación variará entre 51 y 59 bar y la constante vendrá definida por la fórmula:

$$\text{Constante} = C_P \cdot \Delta T + v \cdot (1 - \alpha \cdot T) \cdot \Delta p$$

Como las variaciones de temperatura son muy pequeñas, reducimos a la expresión:

$$\text{Constante} \cong v \cdot (1 - \alpha \cdot T) \cdot \Delta p$$

Así, sabemos que la entalpía varía muy poco con la temperatura, por lo que podemos definir un parámetro relacionado con el consumo de la planta, en unidades de caudal, quedará como sigue:

$$K = \frac{q_P \cdot \Delta h_{BAP} + q_{BD} \cdot \Delta h_{BBP}}{\Delta h_{BAP}} = q_P + (q_F - q_P) \cdot \frac{\Delta p_{BBP}}{\Delta p_{BAP}}$$

$$\frac{q_P \cdot \Delta h_{BAP} + q_{BD} \cdot \Delta h_{BBP}}{\Delta h_{BAP}} = q_P + (q_F - q_P) \cdot \frac{\Delta p_{BBP}}{\Delta p_{BAP}}$$

3.4 Características del agua

En este estudio ello utilizaremos dos aguas con características diferentes, un agua con las propiedades del agua de Gran Canaria, y otra con peores propiedades para la desalación, una con las propiedades del agua que hay en Oriente Medio.

A continuación vemos las propiedades del agua de Gran Canaria:

Ions	mg/l	ppm CaCO ₃	meq/l	Total Conc.(mg/l)
▶ Ammonium (NH ₄ ⁺ + NH ₃)	0.08	0.222	0.004	0.080
Potassium (K)	438	560.074	11.201	438.00
Sodium (Na)	11080	24097.430	481.949	11080.00
Magnesium (Mg)	1486	6112.208	122.244	1486.00
Calcium (Ca)	558	1392.216	27.844	558.00
Strontium (Sr)	0.12	0.137	0.003	0.12
Barium (Ba)	0	0.000	0.000	0.00
Carbonate (CO ₃)	5.53	9.216	0.184	5.53
Bicarbonate (HCO ₃)	158.6	129.990	2.600	158.60
Nitrate (NO ₃)	6.1	4.919	0.098	6.10
Chloride (Cl)	20926.32	29512.760	590.255	20926.32
Fluoride (F)	1.71	4.500	0.090	1.71
Sulfate (SO ₄)	2400	2500.000	50.000	2400.00
Silica (SiO ₂)	34	n.a.	n.a.	34.00
Boron (B)	5.781	n.a.	n.a.	n.a.

Tabla 3.1: Propiedades del agua de Gran Canaria

Analizaremos como varía esta agua en las condiciones climáticas de Gran Canaria, variando la temperatura entre 18 y 24°C, así como el caudal de alimentación entre 6 y 17,48 m³/h, el mínimo y el máximo que nos permite usar el programa para las 4 membranas que vamos a estudiar.

Las propiedades del agua de Oriente Medio son las siguientes:

Ions	mg/l	ppm CaCO3	meq/l	Total Conc.(mg/l)
Ammonium (NH4+ + NH3)	0.08	0.222	0.004	0.080
Potassium (K)	483.83	618.677	12.374	483.83
Sodium (Na)	13132.67	28561.700	571.234	13132.67
Magnesium (Mg)	1520.63	6254.648	125.093	1520.63
Calcium (Ca)	493.71	1231.811	24.636	493.71
Strontium (Sr)	0.12	0.137	0.003	0.12
Barium (Ba)	0	0.000	0.000	0.00
Carbonate (CO3)	11.296	18.824	0.376	11.30
Bicarbonate (HCO3)	128.44	105.270	2.105	128.44
Nitrate (NO3)	6.18	4.983	0.100	6.18
Chloride (Cl)	23479.15	33113.070	662.261	23479.15
Fluoride (F)	1.73	4.553	0.091	1.73
Sulfate (SO4)	3281.81	3418.552	68.371	3281.81
Silica (SiO2)	33.57	n.a.	n.a.	33.57
Boron (B)	5.054	n.a.	n.a.	n.a.

Tabla 3.2: Propiedades del agua de Oriente Medio

Es un agua con peores condiciones y que, además, opera en condiciones ambientales más extremas. El análisis de este agua lo haremos variando la temperatura de 18 a 40°C, así como el caudal de alimentación, también entre 6 y 17.48 m³/h.

3.5 Comportamiento de una membrana dada

Para ver el comportamiento de una membrana dada, analizaremos parámetros como el consumo, tanto en la unidad de consumo K explicada en apartados anteriores como el consumo específico, la concentración de Boro y la concentración de sales en el producto. Para este análisis cualitativo solo veremos cómo varía estos parámetros para un agua con la características del agua de Oriente Medio. Las conclusiones que saquemos nos servirán más adelante para elegir el tipo de membrana en función de las condiciones de operación de las que dispongamos.

Vamos a empezar analizando la variación de consumo respecto a la presión. Para ello, representamos los valores obtenidos usando 1 membrana 30HRLE 440i y a la temperatura de 18°C:

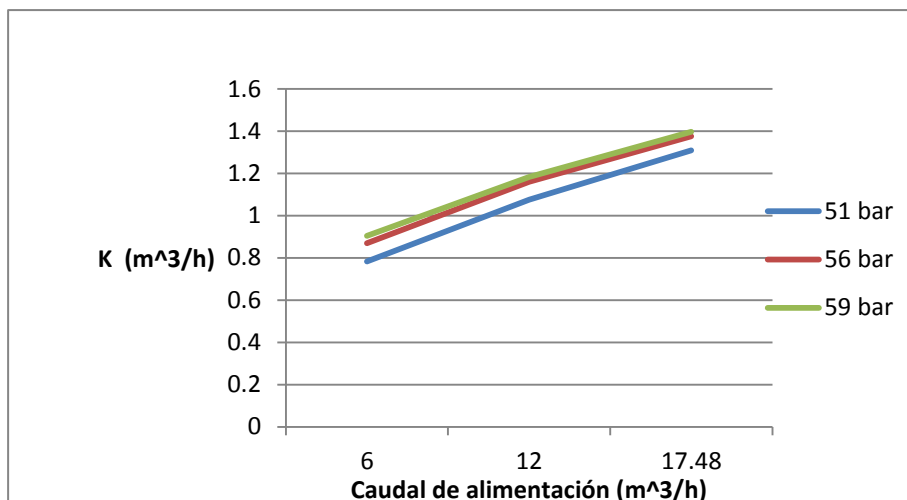


Figura 3.8: Variación de K en una membrana 30HRLE 440i en función de la presión de operación a 18°C

Podemos observar que el consumo aumenta con la presión, sobre todo a caudales menores, y aumenta también de forma casi lineal con el aumento de la presión de operación.

Representamos ahora el consumo específico con las mismas condiciones:

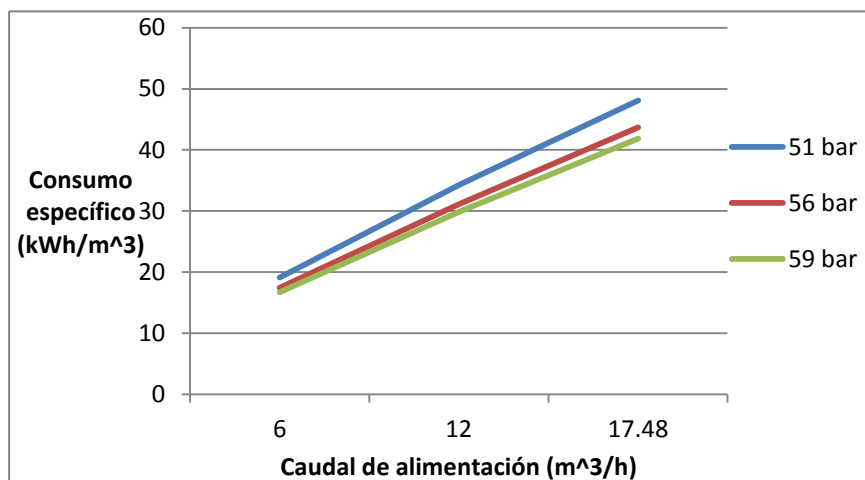


Figura 3.9: Variación del consumo específico en una membrana 30HRLE 440i en función de la presión de operación a 18°C

Vemos que, aunque el consumo específico sigue creciendo de forma casi lineal conforme aumenta el caudal de alimentación, en este caso es mayor cuando menor es la presión de alimentación. Esto se debe a que el consumo específico que nos da como resultado el software no tiene en cuenta el recuperador de presión, y la BAP proporciona presión a todo el caudal de alimentación. En el caso de colocar un intercambiador, recordamos que el parámetro relacionado con el consumo tenía la siguiente fórmula:

$$K = q_P + (q_F - q_P) \cdot \frac{\Delta p_{BBP}}{\Delta p_{BAP}}$$

por lo que es muy dependiente del caudal de agua producto, que en la siguiente gráfica, que vuelve a ser en las mismas condiciones de operación, veremos cómo varía con la presión:

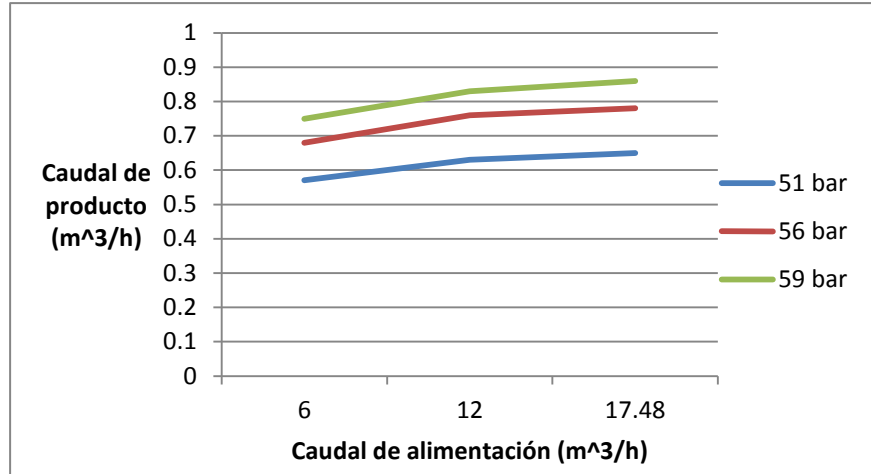


Figura 3.10: Variación del caudal de producto en una membrana 30HRLE 440i en función de la presión de operación a 18°C

Vemos que, a mayor presión y caudal de alimentación, mayor caudal de agua producto. También varía más a caudales de alimentación bajos. Tiene sentido entonces, que una vez añadido el intercambiador de presión el consumo aumente conforme aumente la presión

Podemos comprobar que todas las membranas, para todas las temperaturas, se comportan de forma similar. Para comprobarlo representamos ahora, por ejemplo, el caudal en unidades de producto de la membrana 30ULE 440i, a 35°C:

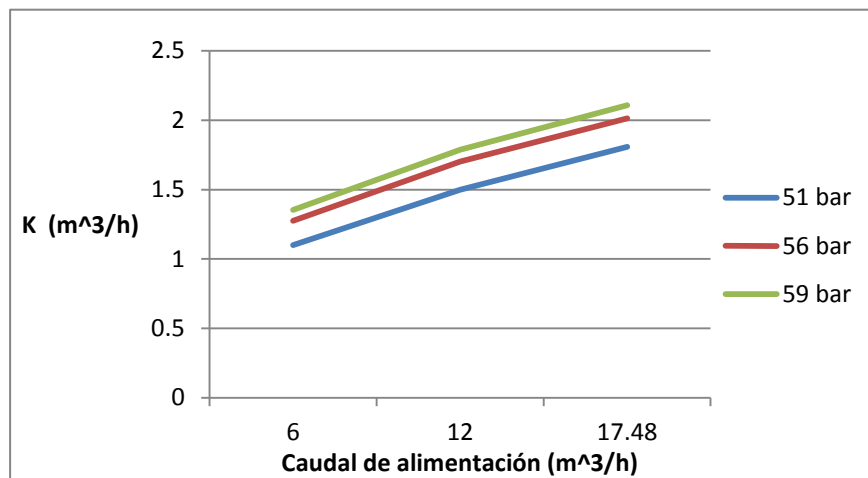


Figura 3.11: Variación de K en una membrana 30ULE 440i en función de la presión de operación a 35°C

Comprobamos que, se comporta de forma igual a la gráfica con la membrana 30HRLE 440i, aumentando el consumo conforme aumenta la presión de alimentación y el caudal de alimentación. Los valores son mayores, pero eso lo estudiaremos posteriormente.

Representamos ahora, para la membrana 30XHR 440i a 40°C la variación del consumo específico:

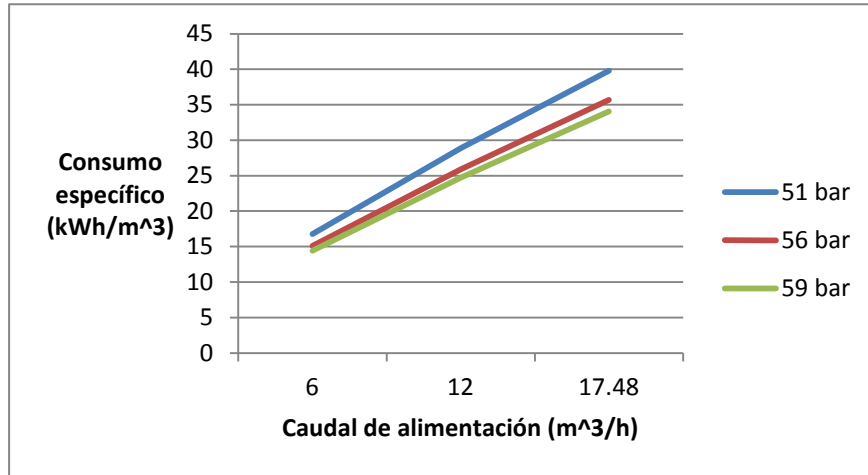


Figura 3.12: Variación del consumo específico en una membrana 30XHR 440i en función de la presión de operación a 40°C

Comprobamos que, efectivamente, se mantiene la tendencia de aumentar el consumo específico conforme disminuye la presión de alimentación y aumenta el caudal de alimentación.

Por último, representaremos cómo varía el caudal de agua producto respecto a la presión de alimentación de la membrana 30XLE 440i para las condiciones de 25°C:

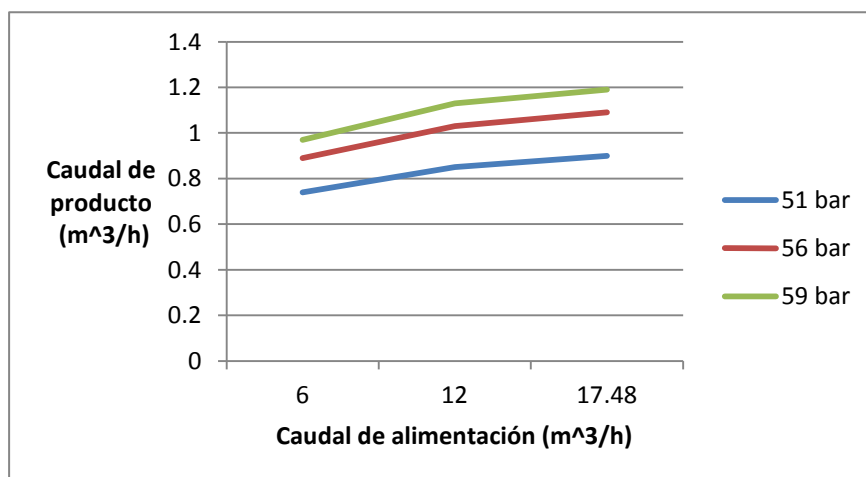


Figura 3.13: Variación del caudal de producto en una membrana 30XLE 440i en función de la presión de operación a 25°C

Comprobamos que, de la misma forma que en el otro caso, el caudal de producto cambia con el caudal de agua de alimentación y con la presión de alimentación igual que en la membrana 30HRLE 440i.

Vemos que los parámetros hasta ahora estudiados varían de la misma manera en las cuatro membranas y para cualquiera de las condiciones de operación que hemos estudiado.

Pasamos ahora a estudiar la calidad del agua centrándonos en la concentración de Boro y de sales disueltas en el producto. Empezamos analizando cómo varía la concentración de Boro en el producto en función del caudal de agua de alimentación y de la presión de operación.

Representamos primero estos parámetros para una membrana 30HRLE 440i a la temperatura de 35°C:

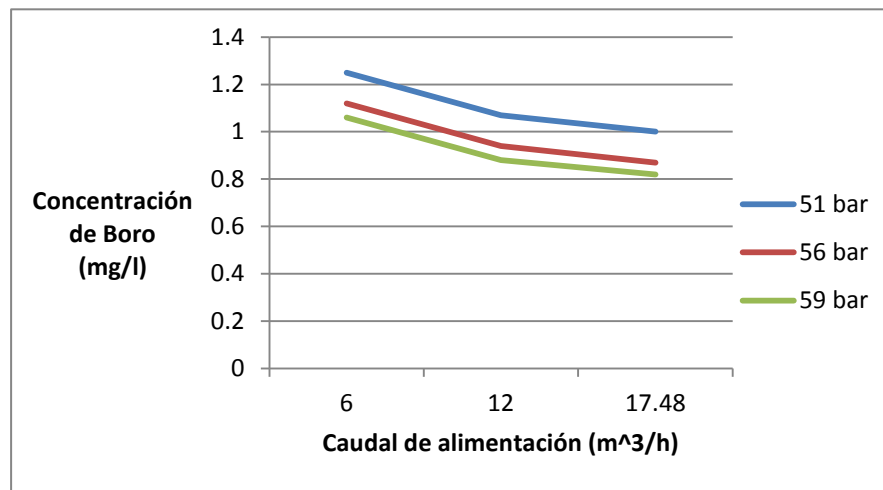


Figura 3.14: Variación de la concentración de Boro en una membrana 30HRLE 440i en función de la presión de operación a 35°C

Vemos que la concentración de Boro en el producto es menor cuando aumenta la presión de alimentación y conforme sube el caudal de alimentación. Esta disminución de la concentración es mayor a caudales menores.

Para comprobar que estas conclusiones se cumplen para todos los casos, veremos también la evolución de la concentración del Boro para otro caso, el de la membrana 30ULE 440i y 18°C:

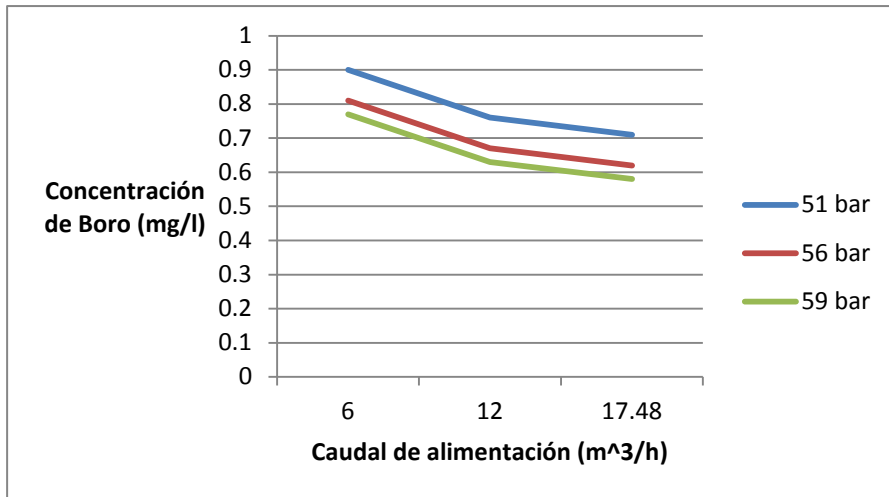


Figura 3.15: Variación de la concentración de Boro en una membrana 30ULE 440i en función de la presión de operación a 18°C

Vemos que la evolución es la misma en esta membrana, simplemente cambia el valor de la concentración, pero el cómo varía según la membrana lo estudiaremos más adelante.

La concentración de sales en el producto es otro parámetro que vamos a analizar. Para ello, representamos cómo cambia según la presión de alimentación para una membrana 30XLE 440i, con una temperatura de operación de 25°C:

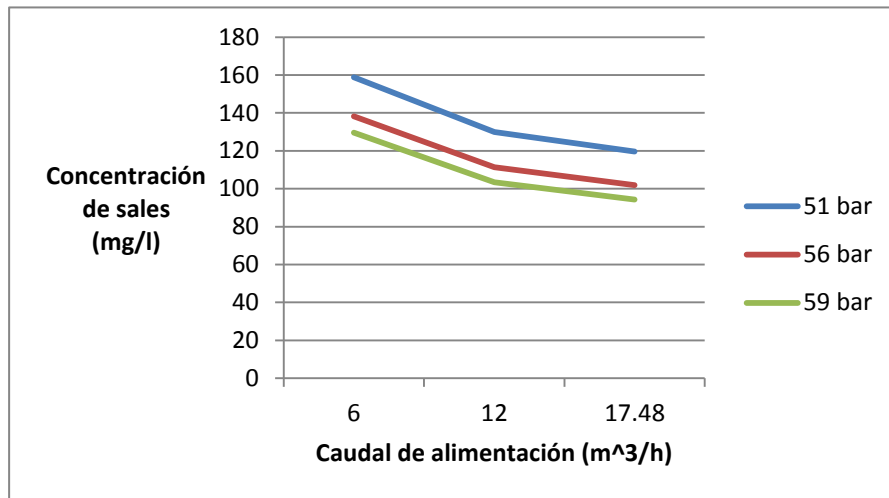


Figura 3.16: Variación de la concentración de sales en una membrana 30XLE 440i en función de la presión de operación a 25°C

Nos damos cuenta de que la concentración de sales del producto es mayor a caudales de alimentación bajos, y conforme disminuye la presión de alimentación. Este comportamiento se repite en todas las membranas, representamos ahora la variación de sales para una membrana 30XHR 440i a la temperatura de 40°C para comprobarlo:

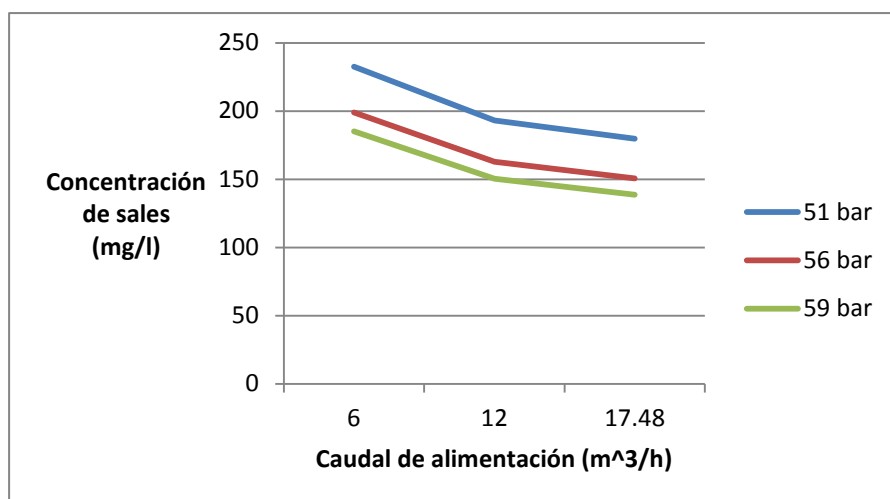


Figura 3.17: Variación de la concentración de sales en una membrana 30XHR 440i en función de la presión de operación a 40°C

Efectivamente, se cumple que, aunque los valores son distintos, la evolución es similar en todas las membranas.

Por tanto, podemos sacar algunas conclusiones de este apartado:

- Si nuestra prioridad es tener un consumo bajo, una vez añadido el intercambiador de presiones, usaremos presiones de operación bajas y usaremos caudales de alimentación bajos.
- Si no dispusiésemos de intercambiador de presiones, o no lo tuviésemos en funcionamiento, y nuestra prioridad fuese un consumo bajo, nos centraríamos en el consumo específico, por lo que usaríamos presiones de operación altas y bajos caudales de alimentación.
- Si buscamos obtener la mayor cantidad posible de producto sin considerar el coste energético, tendríamos que usar altos caudales de alimentación y altas presiones.
- Si nos centrásemos en la calidad del agua, y nos centrásemos en la concentración de Boro del producto, para obtener una concentración de Boro baja tendríamos que usar caudales de operación altos y una alta presión de operación.
- Si nuestro objetivo es tener una concentración de sales disueltas en el producto lo más baja posible, también operaríamos a caudales de operación altos y una presión de operación alta.

3.6 Comparación entre membranas

En este apartado, vamos a comparar cómo varían las mismas propiedades de apartados anteriores en función de qué tipo de membranas usemos en el proceso. Como vamos a comparar membranas entre sí, tendremos que hacer constante un parámetro más, que es la presión de operación. Como seguimos analizando los casos en Oriente Medio, fijaremos una presión de operación alta, o 56 o 59 bar, ya que son necesarias para obtener resultados adecuados en unas condiciones de operación tan duras y con unas características del agua tan malas.

Empezamos por el parámetro K, comparando la energía consumida por las distintas membranas en unas condiciones dadas, a 35°C y una presión de operación de 59 bar:

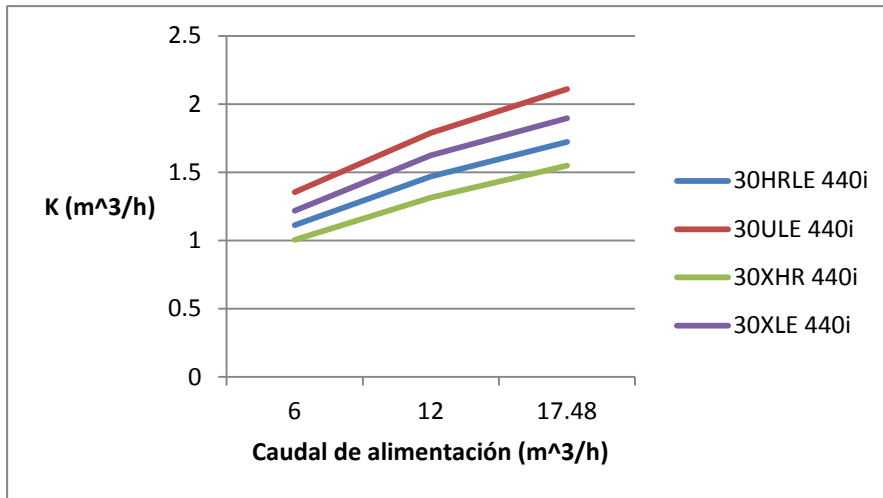


Figura 3.18: Variación del K a 59 bar y 35°C en función del tipo de membrana

Nos damos cuenta de que es la membrana ULE la que más consume una vez añadido el recuperador de presiones, seguido de la XLE, de la HRLE y, por último de la XHR, la que menos consume. La diferencia de consumos es mayor cuanto mayor es el caudal de alimentación.

Analizamos ahora cómo varía el consumo específico, con unas condiciones de operación de 25°C y una presión de 56 bar:

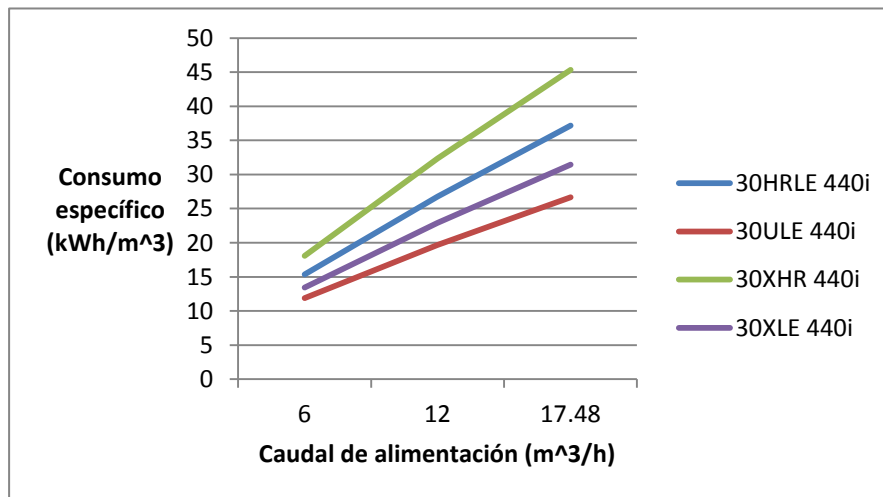


Figura 3.19: Variación del consumo específico a 56 bar y 25°C en función del tipo de membrana

En este caso, sin tener en cuenta el intercambiador de presiones, es justo al contrario; es la membrana XHR la que más energía consume, seguida de la HRLE, la XLE, y la que menos consume es, por último, la XLE.

Esta diferencia entre consumo y consumo específico se debe a lo mismo que el apartado anterior, a que una vez añadido el intercambiador de presiones el consumo depende fundamentalmente del caudal de producto. Por ello, representamos el caudal de producto en las mismas condiciones en las que representamos el consumo para comprobar que mayor caudal de producto más consumo:

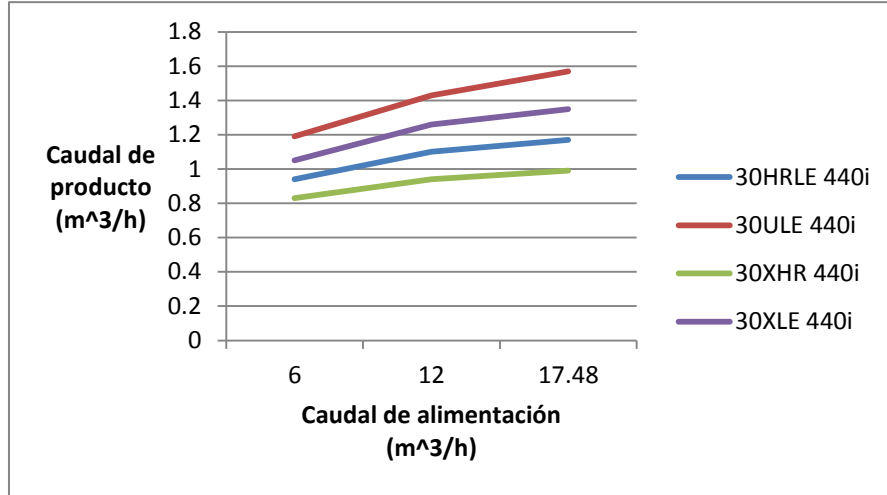


Figura 3.20: Variación del caudal de producto a 59 bar y 35°C en función del tipo de membrana

Efectivamente, se cumple que la membrana con mayor caudal de producto es la que tiene más consumo energético una vez añadido el intercambiador. Este hecho provocará que a la hora de elegir membrana sea muy importante tener claro qué parámetro preferimos optimizar, si el caudal de producto, o el consumo de la planta. Dependerá de las necesidades de la planta en concreto que se esté diseñando.

Pasamos ahora a analizar la concentración de Boro en el producto. Para ello, representamos el comportamiento de las distintas membranas a una temperatura de 40°C y una presión de 59 bar:

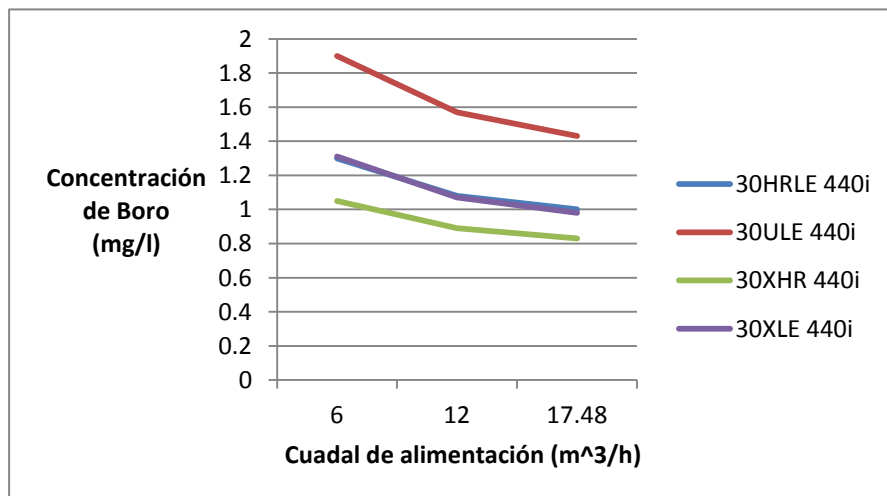


Figura 3.21: Variación de la concentración de Boro a 59 bar y 40°C en función del tipo de membrana

En este caso, podemos ver que la membrana que consigue una concentración de Boro menor es la XHR, seguidas de la HRLE y la XLE que prácticamente consiguen los mismos resultados, y de la ULE, cuyo producto tiene una concentración bastante más alta que las otras membranas.

Por último, el último parámetro con el que vamos a comparar membranas es la concentración de sales del producto. Para ello, representamos la variación de dicha concentración dependiendo de la membrana para unas condiciones de 35°C y una presión de operación de 59 bar:

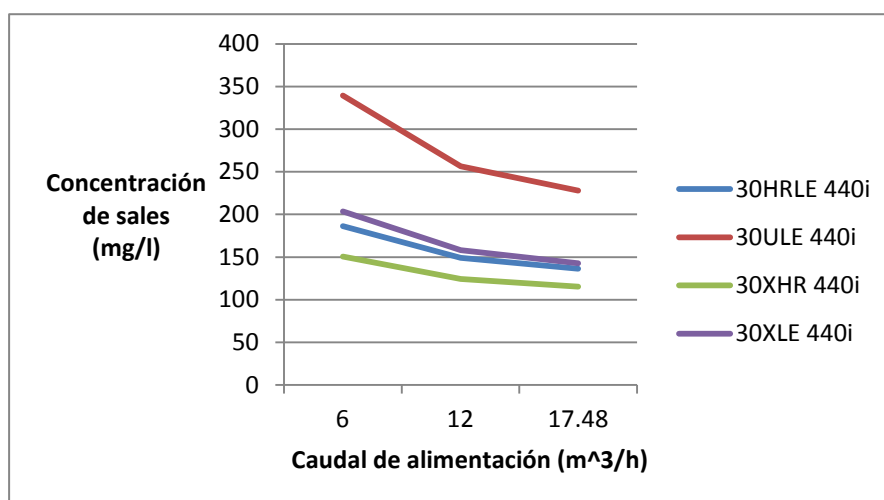


Figura 3.22: Variación de la concentración de sales a 59 bar y 35°C en función del tipo de membrana

Vemos que la concentración de sales es mayor otra vez en la membrana ULE, seguida de la membrana XLE y HRLE, que aunque siguen teniendo valores muy parecidos, la diferencia es algo mayor que en la concentración de Boro, y, por último, la membrana con menos concentración es la XHR. Podemos observar que la diferencia es mayor a caudales bajos y que la membrana ULE vuelve a tener una concentración de sales en torno al doble de alta que la XHR.

Por tanto, algunas recomendaciones de diseño que podemos deducir de este apartado son las siguientes:

- Si nos centramos en el consumo de energía, una vez añadido el intercambiador de presiones, nos decantaremos por una membrana XHR, que es la de menor consumo.
- Si no disponemos de intercambiador de presiones, elegiremos una membrana ULE, la de menor consumo específico, sobre todo si trabajamos a caudales de alimentación altos, donde se acentúa la diferencia de energía necesaria.
- Si lo que buscamos es conseguir el máximo caudal de agua producto sin importarnos el coste energético, elegiremos una membrana XHR.
- Si nuestra prioridad es un agua de buena calidad, con baja concentración de Boro elegiremos una membrana XHR, y evitaremos si es posible la membrana ULE cuyas concentraciones son de casi el doble a la XHR. Entre la HRLE y la XLE apenas hay

diferencia, así que podemos considerar otros parámetros para la elección de la membrana.

- Si nuestra calidad del agua se centra en la concentración de sales volveremos a elegir una membrana XHR, especialmente si trabajamos a caudales bajos. Entre las membranas HRLE y XLE es preferible la HRLE, aunque la diferencia es muy pequeña. La membrana que sí habría que intentar evitar es la ULE, que vuelve a presentar concentraciones muy altas en el producto.

3.7 Comportamiento de un conjunto de membranas conectadas en serie

3.7.1 Introducción

En este apartado, estudiaremos cuál es el comportamiento al colocar un número de membranas en serie. El número de membranas que vamos a colocar así es de 7, ya que es la configuración más común en las plantas de OI actualmente. Colocaremos las membranas de forma que el rechazo de la primera se convierta en la alimentación de la siguiente, y así sucesivamente con todas las membranas. El caudal de producto total será la suma de los caudales de producto de las 7 membranas. En el siguiente esquema lo veremos claramente:

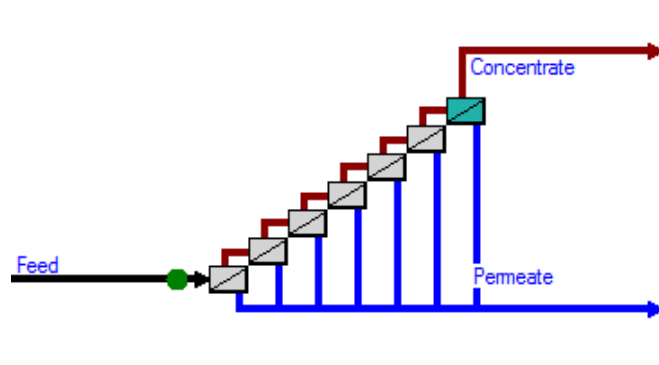


Figura 3.23: Esquema conceptual de una planta con 7 membranas en serie

Este estudio lo realizaremos tanto para el agua de Gran Canaria como para el de Oriente Medio, y compararemos los resultados obtenidos.

3.7.2 Comportamiento de una serie de 7 membranas iguales

Vamos a estudiar los resultados obtenidos al colocar una serie de 7 membranas iguales, del tipo 30HRLE 440i y veremos qué resultados obtenemos. Representamos los resultados de simular la colocación de 7 membranas en serie en un agua con las características de Gran Canaria, con una presión de alimentación de 59 bar y una temperatura de 20°C, y un agua con las características de Oriente Medio, con una presión de alimentación de 59 bar y una temperatura de 25°C. A continuación representamos los resultados obtenidos:

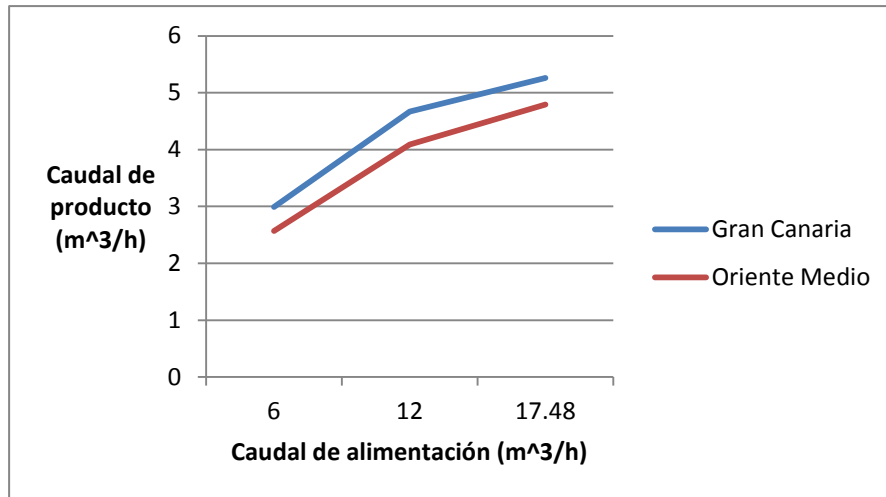


Figura 3.24: Variación del caudal de producto a 59 bar en función de las características del agua en 7 membranas 30HRLE 440i en serie

Vemos que, para condiciones de operación casi similares, el caudal de producto en Gran Canaria será mayor que en Oriente Medio. La variación del caudal de producto será mayor cuando los caudales de alimentación que aumenten sean menores. Esto provocará, como estudiamos anteriormente, que el parámetro K una vez añadido el intercambiador de presiones sea mayor, como vemos a continuación:

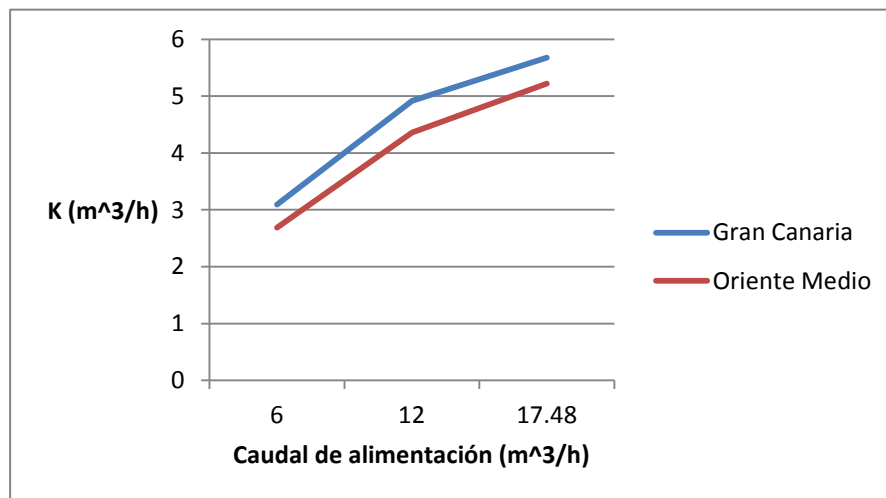


Figura 3.25: Variación del consumo a 59 bar en función de las características del agua en 7 membranas 30HRLE 440i en serie

Vemos que, efectivamente, se cumple que el caudal de producto y el consumo siguen la misma evolución.

Otro parámetro a comparar es el consumo específico, que vemos en la siguiente gráfica:

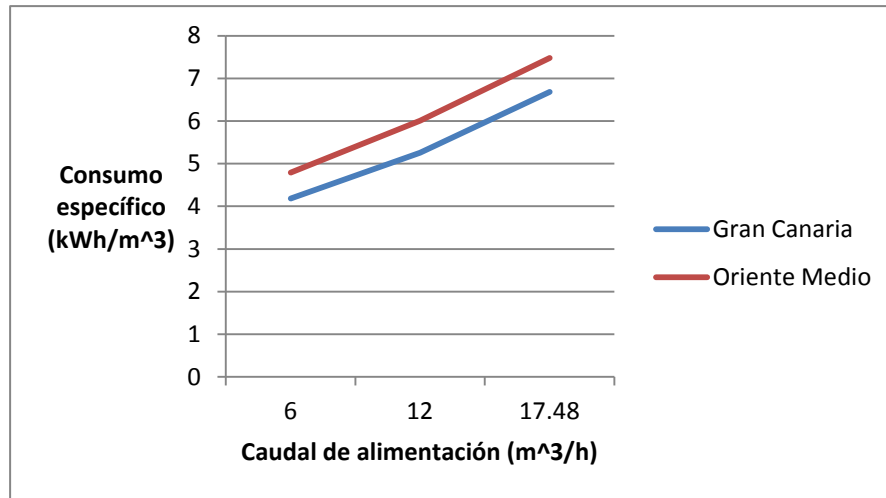


Figura 3.26: Variación del consumo específico a 59 bar en función de las características del agua en 7 membranas 30HRLE 440i en serie

En este caso, es mayor el consumo específico en Oriente Medio que en Gran Canaria, y su evolución con el caudal de alimentación es bastante lineal.

Otros parámetros básicos referidos a la calidad del agua son la concentración de Boro y la concentración de sales en el producto, que pasamos a representar a continuación:

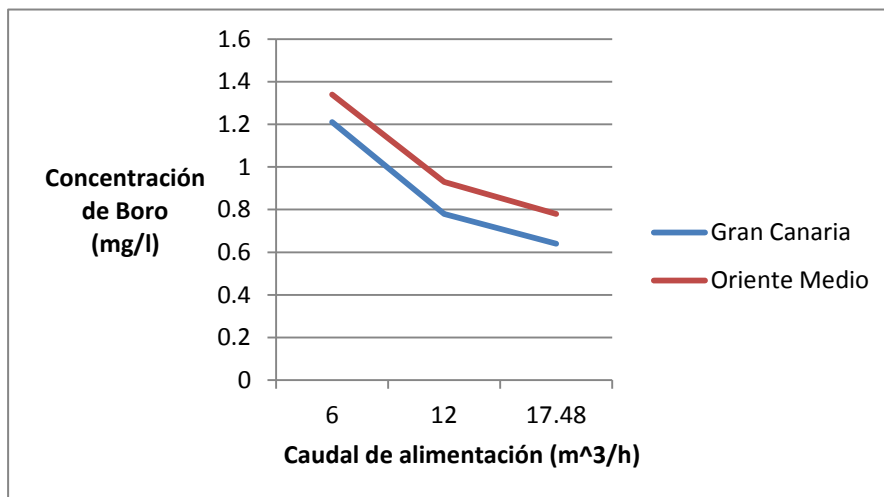


Figura 3.27: Variación de la concentración de Boro a 59 bar en función de las características del agua en 7 membranas 30HRLE 440i en serie

Vemos que la concentración de Boro es mayor en el producto de Oriente Medio. Esto se debe a que es un agua que inicialmente tenía una peor calidad. Observamos que la disminución de Boro es mayor a caudales de alimentación bajos.

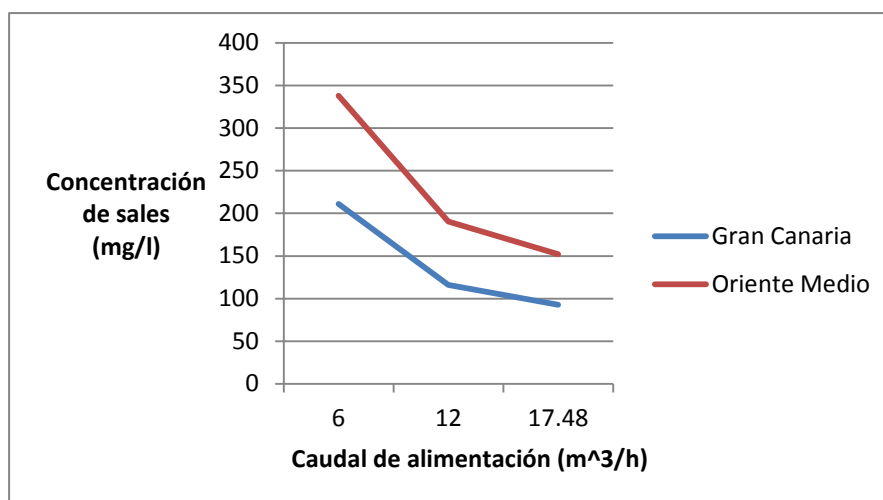


Figura 3.28: Variación de la concentración de sales a 59 bar en función de las características del agua en 7 membranas 30HRLE 440i en serie

Al igual que la concentración de Boro, podemos observar que la concentración de sales es bastante mayor en el agua de Oriente Medio, también debido a la mala calidad del agua de alimentación. En este caso, las diferencias son mayores que en el Boro, y también se acentúan a caudales de alimentación bajos.

3.7.3 Comportamiento de una serie de 7 membranas con diseño híbrido

En este apartado vamos a estudiar cuáles son los resultados al colocar membranas de distinto tipo en serie. Vamos a utilizar primero configuraciones que se han usado en los últimos años y veremos cuáles podrían ser las configuraciones óptimas para asegurar tanto una buena calidad de agua como un consumo energético no muy elevado. Compararemos resultados tanto en Gran Canaria como en Oriente Medio.

El primer caso que vamos a estudiar es la colocación de 2 membranas 30HRLE 440i seguidas de 5 membranas 30ULE 440i. Los estudios los realizaremos a 24°C en Gran Canaria y a 40°C en Oriente Medio, las condiciones más extremas. Los resultados obtenidos para este caso son los siguientes:

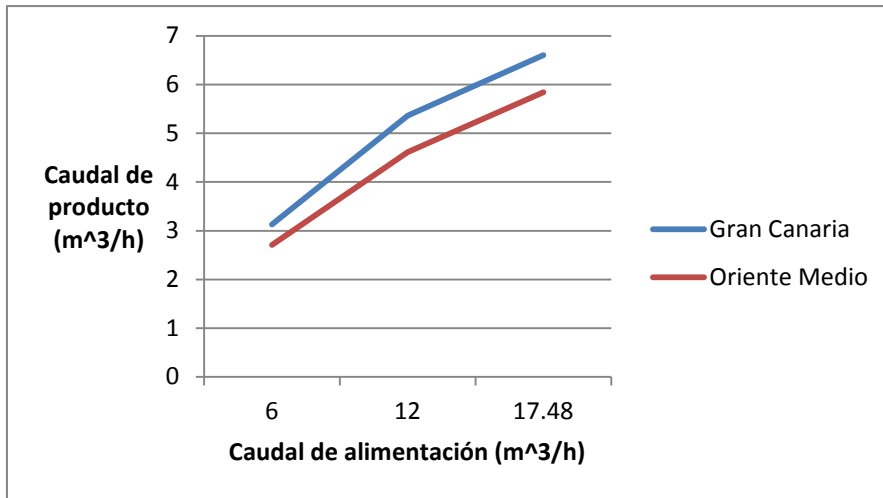


Figura 3.29: Variación del caudal de producto a 59 bar en función de las características del agua en 2 membranas 30HRLE 440i y 5 30ULE 440i en serie

Podemos observar que el caudal de producto en esas condiciones es mayor en Gran Canaria que en Oriente Medio. Como ya hemos demostrado anteriormente, el consumo una vez añadido el intercambiador de presiones también será mayor y seguirá la misma evolución que el caudal de agua producto, así que pasamos a estudiar otro resultado, el consumo específico:

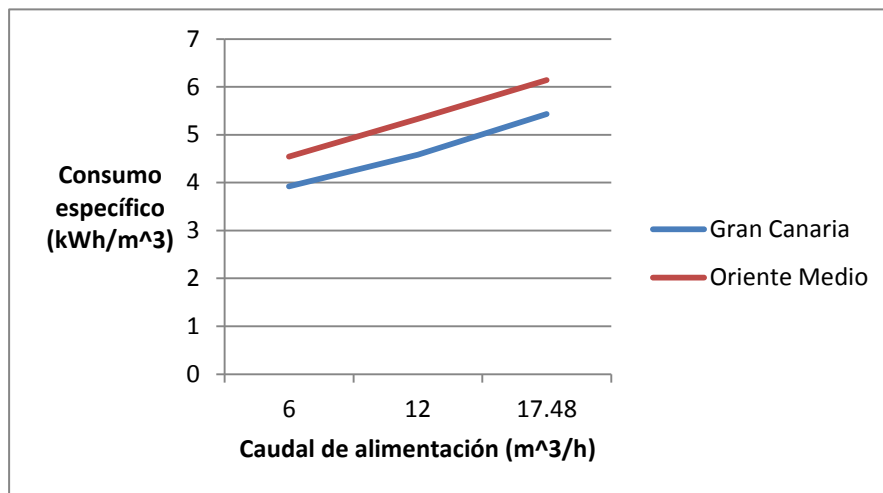


Figura 3.30: Variación del consumo específico a 59 bar en función de las características del agua en 2 membranas 30HRLE 440i y 5 30ULE 440i en serie (sin recuperación energética)

En este caso, el consumo específico es mayor en Oriente Medio, y el orden de magnitud es ligeramente inferior al que teníamos cuando colocamos las 7 membranas 30HRLE 440i en serie, esto es debido a que hemos usado membranas ULE que ya comprobamos que tenían un menos consumo específico.

Pasamos ahora a la calidad del agua, el primer parámetro que vamos a analizar es la concentración de Boro en el producto:

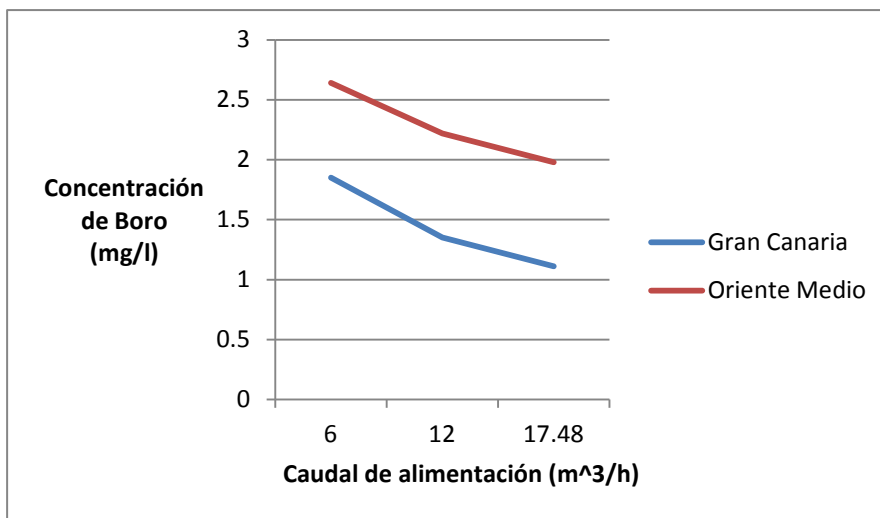


Figura 3.31: Variación de la concentración de Boro a 59 bar en función de las características del agua en 2 membranas 30HRLE 440i y 5 30ULE 440i en serie

Vemos que la concentración de Boro en Oriente Medio alcanza valores muy elevados, lo que provocaría tener que utilizar posteriormente tratamientos para eliminarlo.

El último parámetro que vamos a analizar es la concentración de sales disueltas en el producto:

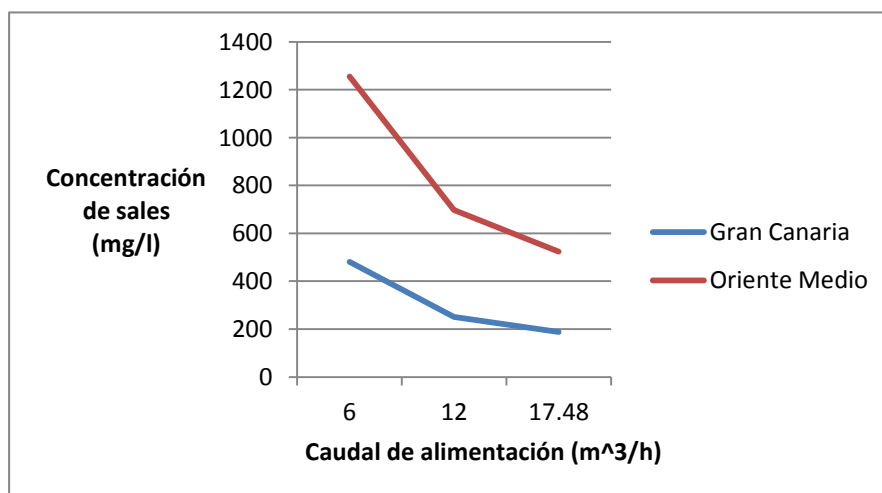


Figura 3.32: Variación de la concentración de sales a 59 bar en función de las características del agua en 2 membranas 30HRLE 440i y 5 30ULE 440i en serie

Podemos ver que la concentración de sales en Oriente Medio es muy superior al límite (500 mg/l) para todos los valores del caudal de alimentación. Esto provoca que esta configuración de membranas sea inaceptable para un agua con esas características. En Gran Canaria vemos que siempre está por debajo del límite, aunque a caudales de alimentación bajos se acerca mucho. Por tanto, para Oriente Medio habría que buscar otras configuraciones que se adecúen a la concentración requerida. Empezaremos volviendo a poner otra vez 7 membranas 30HRLE 440i, que son, entre las membranas que se usan generalmente en serie, las que menos concentración producen, para ver si tenemos margen para combinarlas con las membranas ULE. En caso contrario veremos si utilizando otro tipo de membranas podríamos llegar a una solución óptima. Por tanto, colocando 7 membranas 30HRLE 440i en serie obtenemos la siguiente gráfica

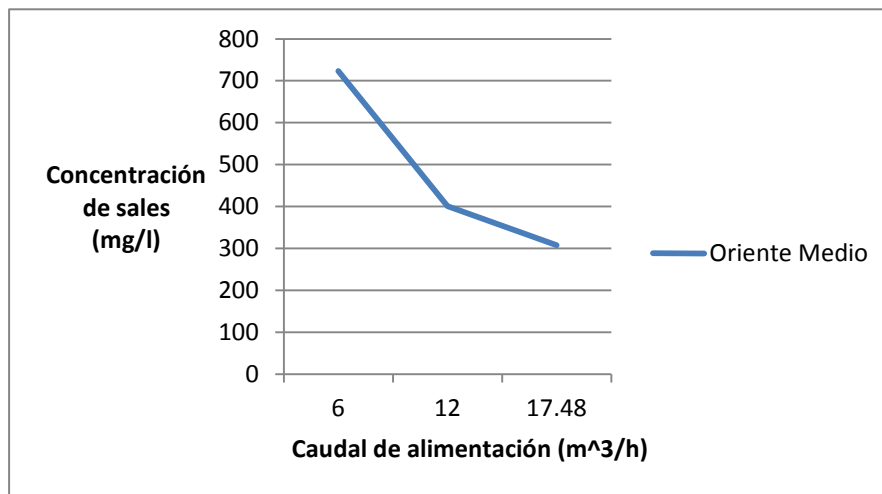


Figura 3.33: Variación de la concentración de sales a de 7 membranas 30HRLE 440i en serie a 59 bar en Oriente Medio

Vemos que para caudales altos las concentraciones sí son menores de 500 mg/l, pero si el caudal de alimentación opera al mínimo, $6 \frac{m^3}{h}$, tendremos que buscar combinaciones con otros tipos de membranas. De hecho, con ese caudal, ni siquiera simulando con 7 membranas XHR (las que menos concentración de sales producen) en serie conseguimos bajar de los 500 mg/l, nos quedamos en 539.04 mg/l, por lo que si queremos desalar a bajo caudal de alimentación cumpliendo el límite de concentración deberíamos añadir más membranas a la serie o bien buscar otras configuraciones.

3.8. Innovaciones en el diseño

En este apartado, buscaremos nuevos diseños que nos permitan optimizar la operación. Con el fin de estudiar casos reales, estudiaremos de un modo más exacto la presión que se puede recuperar en el intercambiador. El procedimiento de cálculo es el siguiente:

La potencia entálpica que podemos recuperar viene definida por la siguiente fórmula:

$$P_H = \left(\frac{dm}{dt} \right) \cdot (h_r - h_{r'})$$

Siendo:

$$\frac{dm}{dt} = q_r$$

q_r = Caudal de rechazo.

h_r = Entalpía del caudal de rechazo a la salida de la membrana.

$h_{r'}$ = Entalpía del caudal de rechazo a la salida del intercambiador de presiones.

Esa potencia es la que teóricamente podemos recuperar, pero realmente la que aprovechamos es:

$$P_H = 0.98 \cdot \left(\frac{dm}{dt}\right) \cdot (h_r - h_{r'})$$

$$0.98 \cdot \left(\frac{dm}{dt}\right) \cdot (h_r - h_{r'}) = 0.98 \cdot q_r \cdot [h(T_r, p_r, b_r) - h(T_{r'}, p_{r'}, b_{r'})]$$

Dónde:

$$b_r = b_{r'} = \frac{b_f}{1-r}$$

Con:

b_f = Molalidad de la alimentación antes de pasar por las bombas.

r = Conversión.

p_r = Dato que nos da el programa ROSA.

$p_{r'}$ = 2 bar.

$T_r = T_{r'}$ = Temperatura de operación.

Así, la variación de entalpía queda de la siguiente forma:

$$h(T_r, p_r, b_r) - h(T_{r'}, p_{r'}, b_{r'}) = \int_{p_{r'}}^{p_r} v \cdot (1 - \alpha \cdot T) dp$$

$$\int_{p_{r'}}^{p_r} v \cdot (1 - \alpha \cdot T) dp \cong \bar{v} \cdot (1 - \bar{\alpha} \cdot T) \cdot (p_r - p_{r'})$$

Dónde:

$$\bar{v} = v\left(T_r, \frac{p_r + p_{r'}}{2}, b_r\right)$$

$$\bar{\alpha} = \alpha\left(T_r, \frac{p_r + p_{r'}}{2}, b_r\right)$$

Por tanto, la potencia final consumida en el proceso vendrá dada por la fórmula:

$$P_f = P_i - P_H$$

Siendo:

P_f = Potencia final consumida en el proceso.

P_i = Potencia inicial antes de añadir el intercambiador (Dato que nos da el programa ROSA).

P_H = Potencia recuperada en el intercambiador.

Empezaremos analizando los resultados que obtendríamos si operásemos de la forma tradicional, alimentando 5 series de 7 membranas con un caudal de alimentación de $9 \frac{m^3}{h}$ cada serie, $45 \frac{m^3}{h}$ en total. A esta configuración la llamaremos Tradicional 1. La configuración sería la que vemos en el siguiente esquema:

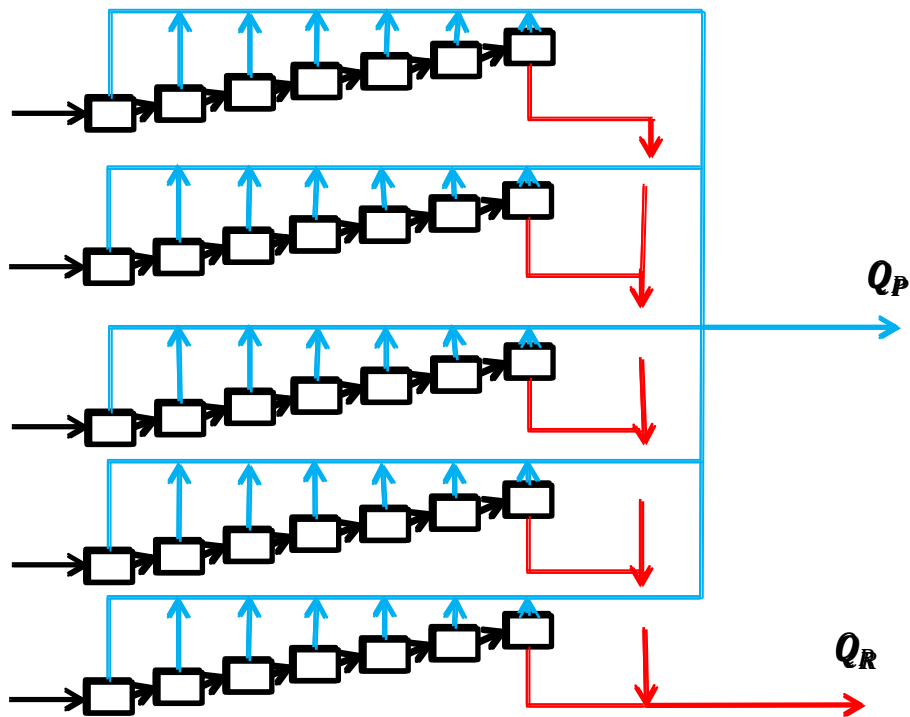


Figura 3.34: Tradicional 1: Esquema de 5 series de 7 membranas funcionando en paralelo

Empezamos estudiando los resultados en Oriente Medio a 40°C, las condiciones más desfavorables, con una presión de alimentación de 59 bar:

	Tradicional 1
Q volum. (m ³ /h)	26.9
Presión del rechazo (bar)	57.62
Consumo ahorrado (kW)	35.7
Potencia inicial (kW)	92.2
Potencia final (kW)	56.5
TDS (mg/l)	497
Boro (mg/l)	1.96
Producto (m ³ /h)	18.1
Consumo específico (kWh/m ³)	3.12
Caudal producto/núm. Membranas	0.52

Tabla 3.3: Resultado de la configuración Tradicional 1 operando con $45 \frac{m^3}{h}$

El programa, además de estos resultados, también nos proporciona información de lo que se va produciendo etapa a etapa, y estos son los resultados, para el caso de Oriente Medio:

Stage	Element	Recovery	Perm Flow (m ³ /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
Stage 1	1	0.12	1.09	199.70	9.00	42621.30	58.66
Stage 2	1	0.10	0.82	289.18	7.91	48475.81	58.10
Stage 3	1	0.08	0.59	427.63	7.09	54030.62	57.58
Stage 4	1	0.06	0.41	632.59	6.50	58866.18	57.08
Stage 5	1	0.05	0.28	968.50	6.09	62822.01	56.60
Stage 6	1	0.03	0.19	1438.79	5.81	65764.32	56.12
Stage 7	1	0.02	0.13	2075.04	5.63	67919.39	55.66

Tabla 3.4: Resultado etapa a etapa de una serie de 7 membranas 30HRLE 440i en Oriente Medio

Analizando estos resultados, nos damos cuenta de que existe un punto de inflexión entre la membrana situada en tercer lugar y la situada en cuarto lugar. La conversión disminuye al 6%, un valor demasiado bajo, y la concentración de sales disueltas pasa a valer más de 500 mg/l, lo que empeora mucho la calidad del producto. Estos hechos nos indican que es posible que no sea muy conveniente colocar más de 3 membranas seguidas. Esto, unido al

hecho de que el caudal de alimentación ideal está en torno a $9 \frac{m^3}{h}$, nos hace plantearnos buscar configuraciones que se ajusten a esas características.

Analizando los resultados de arriba, probaremos una configuración dividida en 2 etapas; la primera, formada por 5 series de 3 membranas cada una, y la segunda, cuyo caudal de alimentación es el rechazo de la primera etapa, y que está formada por, en el primero de los casos, 4 series de 4 membranas cada una. Quizás, sería más conveniente que la segunda etapa tuviese también 3 membranas, pero para poder hacer una correcta comparación colocaremos 4, para que la serie tenga, en total, 7 membranas en serie.

Para hacer una comparación adecuada, la nueva configuración debe tener un caudal de alimentación igual al caso anterior, que tenía $45 \frac{m^3}{h}$. Vemos que, en este primer caso, el número de membranas utilizadas es de 31, por lo que nos ahorramos también 4 membranas, detalle muy importante teniendo en cuenta que todas las membranas han de cambiarse cada 4 años. A esta innovación en el diseño la llamaremos Innovación 1 y es de la siguiente forma:

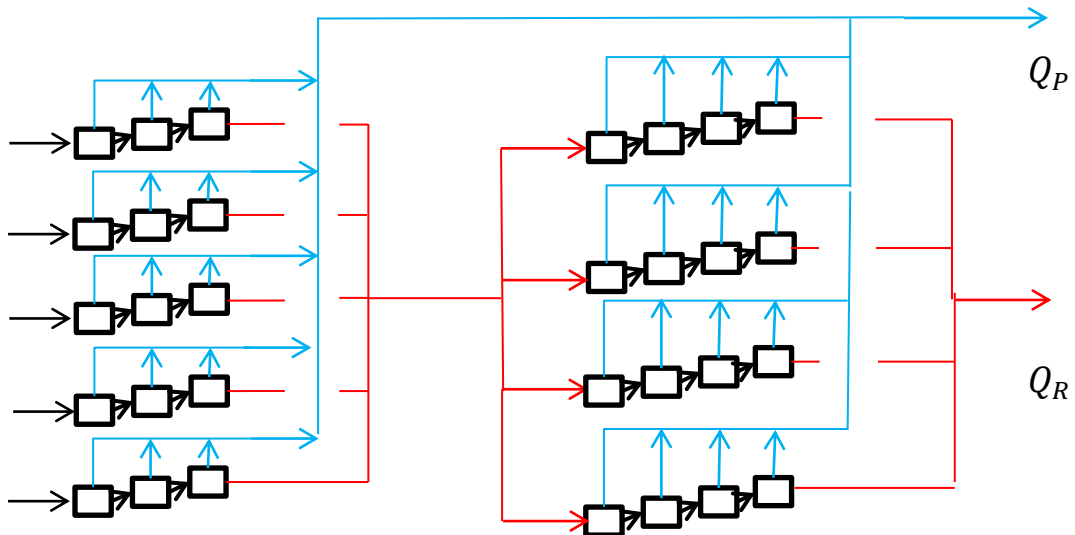


Figura 3.35: Innovación 1: Esquema de 5 series de 3 membranas funcionando en paralelo que alimentan a 4 series de 4 membranas en paralelo

Los resultados obtenidos son los siguientes:

	Innovación 1
Q volum (m ³ /h)	27.55
Presión(bar)	57.07
Consumo ahorrado (kW)	36.2
Potencia inicial (kW)	92.2
Potencia final (kW)	56
TDS (mg/l)	449.7
Boro (mg/l)	1.87
Producto (m ³ /h)	17.45
Consumo específico (kWh/m ³)	3.21
Caudal producto/núm. Membranas	0.56

Tabla 3.5: Resultado de la configuración Innovación 1 operando con $45 \frac{m^3}{h}$ en el Caso 1

Vemos que la calidad del agua ha mejorado considerablemente y que, aunque el consumo específico ha subido un poco, la potencia total ha bajado.

Siguiendo en la línea de intentar bajar el número de membranas, y a partir de los resultados obtenidos, simularemos con las siguientes innovaciones: La Innovación 2, que tiene la primera etapa igual que la Innovación 1, pero que en la segunda etapa tiene 3 series de 4 membranas (nos ahorramos otras 4 membranas, 8 menos que la Tradicional 1), la Innovación 3, que tiene la primera etapa igual que el resto de innovaciones y en la segunda etapa cuenta con 2 series de 4 membranas (12 membranas menos que la Tradicional 1) y la Innovación 4, que con la primera etapa igual que las demás cuenta con solo 1 serie de 4 membranas en la segunda etapa (ahorrándonos 16 membranas desde la configuración Tradicional). Las configuraciones son las siguientes

Innovación 2:

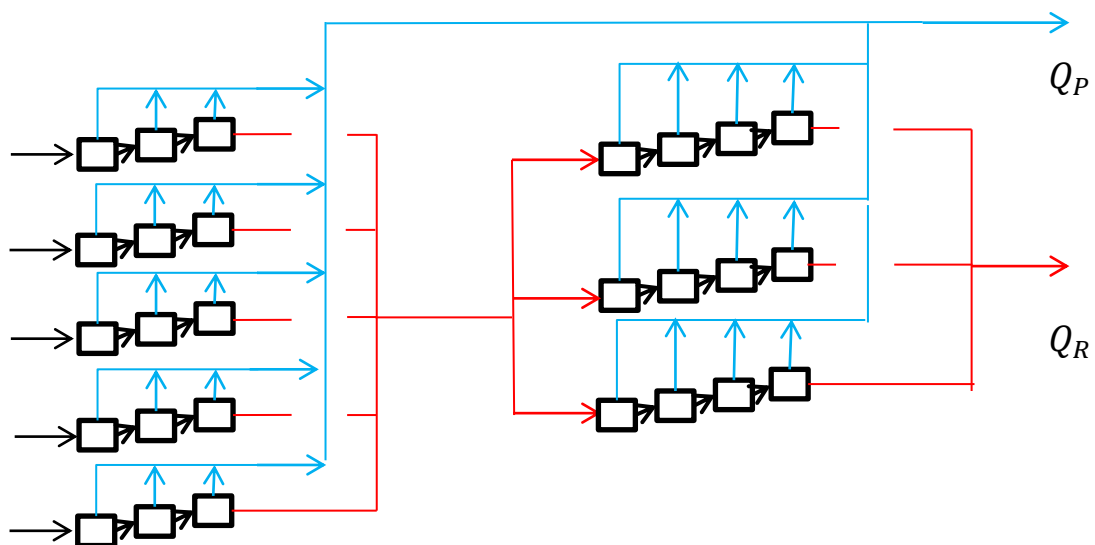


Figura 3.36: Innovación 2: Esquema de 5 series de 3 membranas funcionando en paralelo que alimentan a 3 series de 4 membranas en paralelo

Innovación 3:

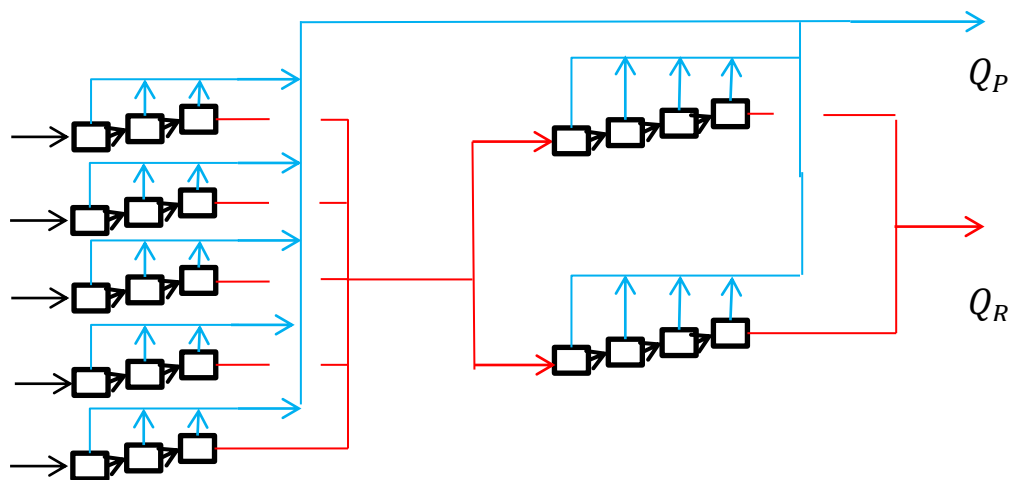


Figura 3.37: Innovación 3: Esquema de 5 series de 3 membranas funcionando en paralelo que alimentan a 2 series de 4 membranas en paralelo

Innovación 4:

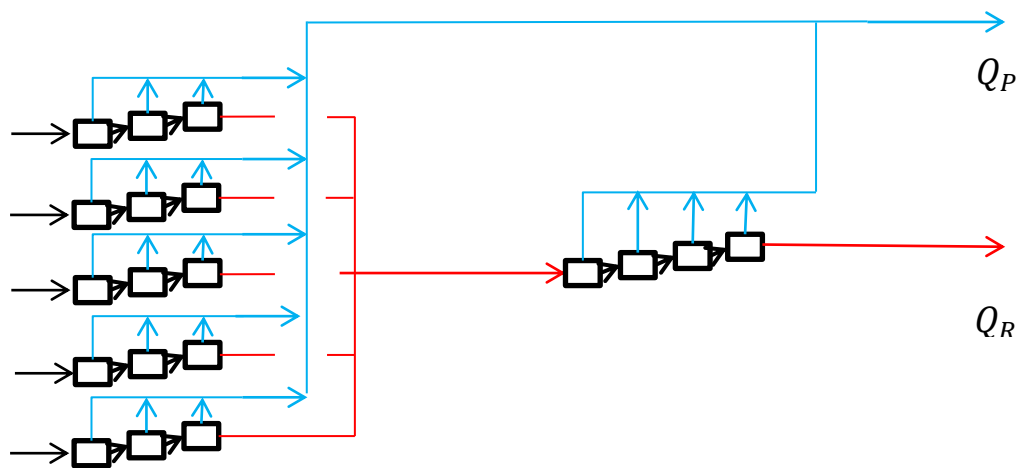


Figura 3.38: Innovación 4: Esquema de 5 series de 3 membranas funcionando en paralelo que alimentan a 1 serie de 4 membranas en paralelo

Los resultados de las simulaciones realizadas son los siguientes:

	Tradicional 1	Innovación 1	Innovación 2	Innovación 3	Innovación 4 (Warning)
Q volum (m ³ /h)	26.9	27.55	28.28	29.26	30.72
Presión(bar)	57.62	57.07	57.07	55.81	52.35
Consumo ahorrado (kW)	35.7	36.2	36.2	37.6	37
Potencia inicial (kW)	92.2	92.2	92.2	92.2	92.2
Potencia final (kW)	56.5	56	55.2	54.6	55.2
TDS (mg/l)	497	449.7	402.05	356.8	317.8
Boro (mg/l)	1.96	1.87	1.77	1.66	1.55
Producto (m ³ /h)	18.1	17.45	16.72	15.74	14.28
Consumo específico (kWh/m ³)	3.12	3.21	3.3	3.47	3.87
Caudal producto/núm. Membranas	0.52	0.56	0.62	0.68	0.75

Tabla 3.6: Resultado de las Innovaciones al aplicar un caudal de $45 \frac{m^3}{h}$ en el Caso 1

En la Innovación 4 el caudal de alimentación de la segunda etapa es mayor que el máximo admitido por las membranas, por eso la deseamos en este primer estudio.

Entre los demás, podemos ver que a menor número de series de membranas en la segunda etapa, mayor cociente Caudal producto/núm. Membranas y mejor calidad del agua. Hay que recordar que en la Innovación 3 el número total de membranas es de 23, y 27 en la Innovación 2. Por tanto, y aunque el consumo específico sea algo mayor, entre estas configuraciones para este caso elegiremos la Innovación 3.

En lo que llamaremos Caso 2, vamos a ver cómo se comportan estos dos diseños respecto al diseño tradicional si les aplicamos distintos caudales de alimentación. Empezamos por aplicarle $10 \frac{m^3}{h}$ a cada serie de membranas de la primera etapa, $50 \frac{m^3}{h}$ en total:

	Tradicional 2	Innovación 2	Innovación 3
Q volum (m ³ /h)	30.44	32.1	33.27
Presión(bar)	57.42	57.39	55.32
Consumo ahorrado (kW)	40.3	42.5	42.4
Potencia inicial (kW)	102.45	102.45	102.45
Potencia final (kW)	62.1	60	60.1
TDS (mg/l)	454.25	370.22	330
Boro (mg/l)	1.88	1.69	1.59
Producto (m ³ /h)	19.56	17.9	16.73
Consumo específico (kWh/m ³)	3.17	3.35	3.59
Caudal producto/núm. Membranas	0.56	0.66	0.73

Tabla 3.7: Resultado de las Innovaciones al aplicar un caudal de $50 \frac{m^3}{h}$ en el Caso 2

Vemos que, en este caso, la Innovación 3 vuelve a ser la más conveniente. El gran aumento de la calidad del agua y del cociente Caudal producto/núm. Membranas y el hecho de utilizar 23 membranas en vez de 35, con el ahorro periódico que eso supone, compensa con creces el pequeño aumento que sufre el consumo específico.

Hemos visto que la Innovación 3 es la que mejor ha funcionado en los casos que hemos estudiado, así que en el que llamamos Caso 3 compararemos solo este diseño con el Tradicional. El Caso 3 es aplicarle a cada serie de membranas en serie un caudal de alimentación de $8 \frac{m^3}{h}$, $40 \frac{m^3}{h}$ en total. Los resultados obtenidos son los siguientes:

	Tradicional 3	Innovación 3
Q volum (m ³ /h)	23.46	25.38
Presión(bar)	57.8	56.26
Consumo ahorrado (kW)	31.3	32.9
Potencia inicial (kW)	81.96	81.96
Potencia final (kW)	50.7	49.1
TDS (mg/l)	551.13	390.4
Boro (mg/l)	2.05	1.75
Producto (m ³ /h)	16.54	14.62
Consumo específico (kWh/m ³)	3.07	3.36
Caudal producto/núm. Membranas	0.47	0.64

Tabla 3.8: Resultado de las Innovaciones al aplicar un caudal de $40 \frac{m^3}{h}$ en el Caso 3

En este caso partíamos de una calidad de agua superior al límite y hemos obtenido un agua de una calidad aceptable con solo un aumento del consumo específico de en torno al 9%.

Por último, en el Caso 4, cambiaremos la configuración a una primera etapa formada por 5 series de 4 membranas, y una segunda etapa que aprovecha el rechazo de la siguiente

como caudal de alimentación, formada por 4 series de 3 membranas. Las Innovaciones seguirán la dinámica de los casos anteriores, teniendo la Innovación 1 la anteriormente descrita, la Innovación 2 tendría la primera etapa igual que la Innovación 1, pero en la segunda etapa tendrá 3 series de 3 membranas, la Innovación 3 tendrá en la segunda etapa 2 series de 3 membranas y la Innovación 4 tendrá 1 sola serie de 3 membranas.

El esquema de la Innovación 1 es el siguiente:

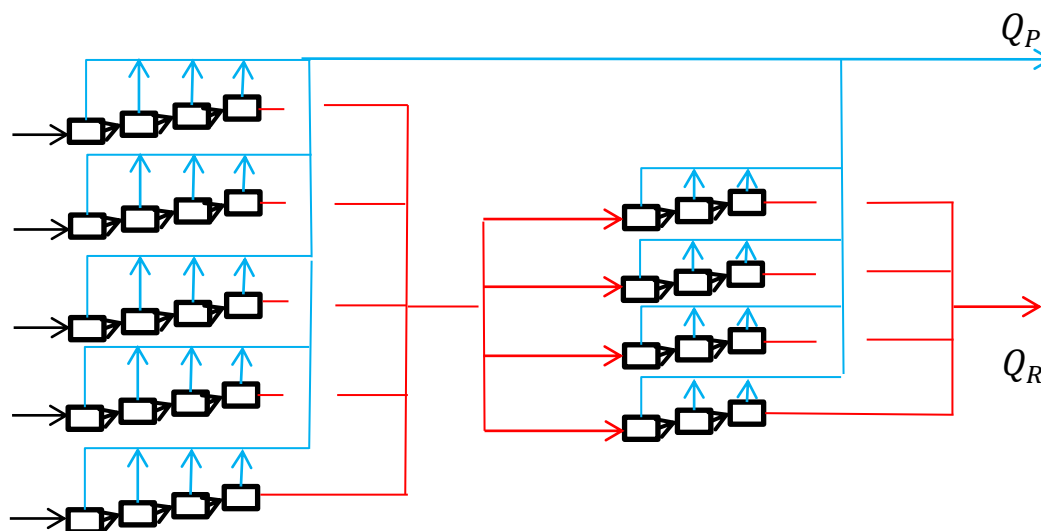


Figura 3.39: Innovación 1: Esquema de 5 series de 4 membranas funcionando en paralelo que alimentan a 4 serie de 3 membranas en paralelo

Los resultados obtenidos con esta configuración son los siguientes:

	Tradicional 1	Innovación 1	Innovación 2	Innovación 3	Innovación 4 (Warning)
Q volum (m ³ /h)	26.9	23.86	24.23	24.74	25.43
Presión(bar)	57.62	57.34	57.12	56.62	54.67
Consumo ahorrado (kW)	35.7	31.5	31.9	32.3	32
Potencia inicial (kW)	92.2	92.2	92.2	92.2	92.2
Potencia final (kW)	56.5	60.7	60.3	59.9	60.2
TDS (mg/l)	497	510	469.5	429.84	393
Boro (mg/l)	1.96	1.98	1.92	1.84	1.73
Producto (m ³ /h)	18.1	16.14	15.77	15.26	14.57
Consumo específico (kWh/m ³)	3.12	3.76	3.82	3.93	4.13
Caudal producto/núm. Membranas	0.52	0.50	0.54	0.59	0.63

Tabla 3.9: Resultado de las Innovaciones al aplicar un caudal de $45 \frac{m^3}{h}$ en el Caso 4

En este caso, la Innovación 4 vuelve a no poder realizarse por incumplir las especificaciones de los caudales de alimentación. En este caso, la Innovación 1 tiene peor calidad que la Tradicional 1, pero a partir de la Innovación 2, son todas mejores que la Tradicional, siendo la óptima la Innovación 3, con 26 membranas.

3.9 Líneas de investigación futuras

Según los resultados obtenidos en los apartados anteriores, podemos concluir que sería muy interesante profundizar en estos nuevos diseños, basados en transformar la configuración normal actual, la de 7 membranas en serie, por otras híbridas en varias etapas. A efectos de poder comparar resultados, hemos utilizado 3 membranas en la primera etapa y 4 en la segunda, pero para optimizar la calidad del agua podrían colocarse sólo 3 membranas en la segunda etapa lo que, además, reduciría el número de membranas totales.

Además de investigar con la configuración de las membranas, un estudio futuro podría centrarse en alternar tipos diferentes de membranas según convenga maximizar el caudal, reducir costes, etc. y ver el efecto conjunto de utilizar membranas de distinto tipo y configuraciones que se adapten a las necesidades de la planta a diseñar en los resultados finales de la planta.

3.10 Conclusiones

Las conclusiones o resultados más importantes que podemos extraer de este proyecto son:

- Se ha cuantificado detalladamente la influencia de las condiciones de operación sobre una única membrana, a fin de razonar las condiciones de operación más favorables para cada elemento de la serie de membranas en una planta.
- A partir de un estudio publicado sobre el uso de membranas distintas en un mismo permeador en Canarias se identifica que en Oriente Medio, se requieren las siguientes modificaciones:
 - Las membranas ULE no deben utilizarse en Oriente Medio, por las extremas condiciones de concentración del agua de mar.
 - Las recomendaciones en Canarias de uso de membranas XLE, deben sustituirse en Oriente Medio por XHR.
- Por tanto, en Oriente Medio, los diseños de serie de membranas de distintos modelos se modifica resultando: Dos-tres membranas XHR en la cabecera de la serie, seguido de membranas XLE.
- Se ha identificado que la configuración tradicional de las plantas de ósmosis inversa para agua de mar basada en permeadores de 7 membranas en serie no es la más adecuada. En este sentido se abre con este trabajo un amplio campo de estudio de configuraciones innovadoras.
- Se establece una propuesta concreta de mejora que consiste en doble etapa (de tratamiento de salmuera), la primera de ellas compuesta por 3 membranas y la segunda por 4. La salmuera de varios permeadores (en paralelo) de la primera etapa

se mezcla para alimentar con el caudal adecuado un número seleccionado de permeadores en paralelo para la segunda etapa.

- Se ha cuantificado la mejora para un diseño dado, operado en condiciones extremas en Oriente Medio. Se obtiene para tal configuración un ahorro de membranas en torno a 1/3 del número total necesario con configuración tradicional. Al mismo tiempo se mejora la calidad del producto con ligero incremento del consumo específico del 11%, valor claramente compensado por la calidad del producto.
- La filosofía de diseño propuesta tiene además la utilidad de poder evitar el segundo paso (tratamiento posterior del permeado), incluso en Oriente Medio, ajustando las condiciones de operación de la segunda etapa, con independencia de la primera.

Bibliografía y referencias

GARCÍA RODRÍGUEZ, L. Comunicación personal, 2015

GARCÍA RODRÍGUEZ, L. *SWRO desalination: System configuration* Máster en “Sistemas de Energía Térmica” Universidad de Sevilla, 2013

GÓMEZ CAMACHO, C. *Termodinámica, 2º Curso de Grados en Ingeniería: Curso Académico 2012-2013*, Universidad de Sevilla. Escuela Superior de Ingenieros, Sevilla, 2012

WILF, M. *Membrane Desalination Technology* Balaban Desalination Publications, 2007 ISBN 0-86689-065-3, Italia

IBÁÑEZ MENGUAL, J. A. *Desalación de aguas: Aspectos tecnológicos, medioambientales, jurídicos y económicos* Fundación Instituto Euromediterráneo del Agua, Diciembre 2009 ISBN 978-84-936326-6-3, Murcia

GONZÁLEZ PÉREZ, M. C. *Análisis comparativo de permeadores en plantas de desalación de agua de mar por ósmosis inversa: Recomendaciones sobre selección de diseños*, Proyecto Fin de Carrera de la Universidad de Sevilla, 2011

RUIZ, RUIZ, F. *Desalación de agua de mar en planta termosolar de cilindroparabólico de 50MW*, Proyecto Fin de Carrea de la Universidad de Sevilla, 2014