

Trabajo Fin de Grado
Ingeniería de la Energía

Análisis de las Configuraciones de Desalación
RO/PRO de la Patente US 9,428,406 B2

Autor: Miguel Ángel Aumesquet Carreto

Tutor: Lourdes García Rodríguez

Dep. Máquinas y Motores Térmicos
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2017



Trabajo Fin de Grado
Ingeniería de la Energía

Análisis de las Configuraciones de Desalación RO/PRO de la Patente US 9,428,406 B2

Autor:

Miguel Ángel Aumesquet Carreto

Tutor:

María de Lourdes García Rodríguez

Profesor titular

Dep. de Máquinas y Motores Térmicos

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2017

Trabajo Fin de Grado: Análisis de las Configuraciones de Desalación RO/PRO de la Patente US 9,428,406 B2

Autor: Miguel Ángel Aumesquet Carreto

Tutor: María de Lourdes García Rodríguez

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2017

El Secretario del Tribunal

A mi familia
A mis amigos

ÍNDICE

ÍNDICE DE FIGURAS

ÍNDICE DE TABLAS

1	Introducción	1
2	Tecnología de RO (Osmosis Inversa)	3
1.1.	<i>Fundamentos</i>	3
1.2.	<i>Descripción del proceso</i>	3
1.3.	<i>Componentes principales</i>	4
3	Tecnología de PRO	7
3.1.	<i>Fundamentos</i>	7
3.2.	<i>Ventajas e inconvenientes</i>	7
3.3.	<i>Teoría básica</i>	8
3.3.1	Relación entre el flujo de agua a través de la membrana y la presión osmótica	10
3.4.	<i>Estado del arte</i>	11
3.5.	<i>Viabilidad económica</i>	14
4	Descripción de la Patente	17
4.1.	<i>Descripción del proceso general</i>	17
4.2.	<i>Descripción del primer método de tratamiento de agua propuesto por la patente</i>	18
4.2.1	Descripción del proceso de PRO del primer método propuesto	19
4.3.	<i>Descripción del segundo método de tratamiento de agua propuesto por la patente</i>	20
4.3.1	Descripción del proceso de PRO del segundo método propuesto	21
4.4.	<i>Descripción del tercer método de tratamiento de agua propuesto por la patente</i>	22
4.4.2	Descripción del proceso de PRO del tercer esquema	23
5	Particularización del proceso con equipos concretos	25
5.1.	<i>Objetivo</i>	25
5.2.	<i>Membrana de SWRO</i>	25
5.3.	<i>Intercambiadores de presión</i>	28
6	Consumo específico de cada sistema	31
6.1.	<i>Consumo de los equipos involucrados en la RO. Primer sistema propuesto</i>	31
6.2.	<i>Consumo de los equipos involucrados en la RO. Segundo sistema propuesto</i>	34
6.3.	<i>Consumo de los equipos involucrados en la RO. Tercer sistema propuesto</i>	37
6.4.	<i>Consumo de los equipos involucrados en la PRO. Segundo sistema propuesto</i>	40
6.5.	<i>Consumo de los equipos involucrados en la PRO. Tercer sistema propuesto</i>	44
6.6.	<i>Consumo específico del caso base de SWRO sin PRO</i>	47
7	Comparación de resultados	51
8	Conclusiones y trabajos futuros	53
	Referencias	55

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Variación de volumen en proceso de PRO	3
Figura 2. Diagrama conceptual del proceso básico de SWRO	4
Figura 3. Representación esquemática del módulo de arrollamiento en espiral	5
Figura 4. Variación de volumen en proceso de PRO	7
Figura 5. Sistema simplificado de dos líquidos con gradiente de presión osmótica. A un lado disolvente puro A* (izquierda), al otro la disolución A+B (derecha), separados entre sí por una membrana semipermeable a B.	8
Figura 6. Energía específica extraíble en un sistema variando la concentración en la <i>draw solution</i> (NaCl equivalente) y con una concentración en la <i>feed solution</i> de 0,015 M NaCl (concentración aproximada de un río o agua residual)	9
Figura 7. Variación de la presión osmótica por la polarización interna y externa de la concentración en la membrana de un sistema de PRO. Dónde $\Delta\pi_{eff}$ es la presión osmótica efectiva.	10
Figura 8. Diseño esquematizado de la planta piloto Statkraft (Sunndalsøra, Norway)	13
Figura 9. Diseño esquematizado del proyecto Mega-ton PRO project (Fukuoka, Japan)	14
Figura 10. Diagrama esquematizado del primer método de tratamiento de agua propuesto por la patente	18
En la <i>Figura 11</i> se muestra el primer diagrama esquemático del proceso de tratamiento de agua de acuerdo con la patente, en el que se especifica el volumen, la presión y la concentración de cada flujo del proceso.	18
En la <i>Figura 12</i> se muestra el diagrama esquemático con el balance de masa y energía del proceso detallado de PRO perteneciente al primer esquema de la patente concretando los datos relevantes del fluido diluido (<i>feed solution</i>) y del fluido concentrado (<i>draw solution</i>).	19
Figura 13. Diagrama esquemático del proceso de PRO perteneciente al primer método de tratamiento de agua propuesto por la patente con los valores de materia y energía convenientes	19
Figura 14. Diagrama esquematizado del segundo método de tratamiento de agua propuesto por la patente	20
En la <i>Figura 15</i> se muestra el segundo diagrama esquemático del proceso de tratamiento de agua de acuerdo con la patente, en el que se especifica el volumen, la presión y la concentración de cada flujo del proceso.	20
En la <i>Figura 16</i> se muestra el diagrama esquemático con el balance de masa y energía del proceso detallado de PRO perteneciente al segundo esquema de la patente concretando los datos relevantes del fluido diluido (<i>feed solution</i>) y del fluido concentrado (<i>draw solution</i>).	21
Figura 17. Diagrama esquemático del proceso de PRO perteneciente al segundo método de tratamiento de agua propuesto por la patente con los valores de materia y energía convenientes	21
En la <i>Figura 19</i> se muestra el tercer diagrama esquemático del proceso de tratamiento de agua de acuerdo con la patente, en el que se especifica el volumen, la presión y la concentración de cada flujo del proceso.	22
Figura 18. Diagrama esquematizado del tercer método de tratamiento de agua propuesto por la patente	22

En la <i>Figura 20</i> se muestra el diagrama esquemático con el balance de masa y energía del proceso detallado de PRO perteneciente al tercer esquema de la patente concretando los datos relevantes del fluido diluido (<i>feed solution</i>) y del fluido concentrado (<i>draw solution</i>).	23
Figura 21. Diagrama esquemático del proceso de PRO perteneciente al tercer método de tratamiento de agua propuesto por la patente con los valores de materia y energía convenientes	23
Figura 22. Imagen tomada de <i>ROSA</i> , dónde se muestra el <i>feed data</i> , todos los datos relevantes del agua de mar utilizada en las simulaciones realizadas con este programa.	25
Figura 23. Imagen tomada de <i>ROS</i> , dónde se muestra la <i>System Configuration</i> , todos los datos relevantes de la configuración del sistema utilizado en las simulaciones realizadas con este programa.	26
Figura 24. Configuración del sistema de recuperación de energía del proceso SWRO mediante intercambiador de presión ERI-PX del primer sistema propuesto de la patente.	31
Figura 25. Configuración del sistema de recuperación de energía del proceso SWRO mediante intercambiador de presión ERI-PX del segundo sistema propuesto de la patente.	34
Figura 26. Configuración del sistema de recuperación de energía del proceso SWRO mediante intercambiador de presión ERI-PX del primer sistema propuesto de la patente.	37
Figura 27. Configuración del sistema de recuperación de energía del proceso PRO con intercambiador de presión ERI-PX del segundo sistema propuesto de la patente.	40
Figura 28. Configuración del sistema de recuperación de energía del proceso PRO con intercambiador de presión ERI-PX y turbina Pelton acoplada del tercer sistema propuesto de la patente.	44
Figura 29. Esquema del sistema RO base de desalación con valores de entrada y salida similares a los dados por la patente.	47
Figura 30. Esquema descriptivo del proceso de BWRO	48
Figura 31. Sistema esquematizado de la segunda configuración propuesta por la patente con los datos ajustados mediante cálculos y simulaciones.	54
Figura 32. Diagrama esquematizado del sistema convencional de desalación con RO más un sistema de dos pasos BWRO con los valores de los cálculos realizados para comparar con las configuraciones de la patente.	54

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 3-1. Experimentos empíricos de PRO [Sarp et al., 2016]	12
Tabla 5-1. Resultados obtenidos de la simulación con ROSA. Detalles del sistema y de la configuración del sistema empleado en la simulación.	27
Tabla 5-2. Concentraciones de los componentes contenidos en los flujos que intervienen en el proceso SWRO.	28
Tabla 7-1. Resumen de los datos que caracterizan cada sistema a analizar para su correcta comparación y valoración de resultados.	51

1 INTRODUCCIÓN

En la actualidad la demanda de agua potable está en constante crecimiento debido al continuo aumento de la población y en relación a esto también al aumento de la industria. Este hecho junto con el de la necesidad de encontrar métodos de producción de energía sostenibles hacen que la desalinización de agua de mar sea cada vez más atractiva y necesaria.

La desalinización mediante membrana semipermeable necesita mucha menos energía que la desalinización térmica, esto hace que sea una tecnología más atractiva y económicamente factible y, además, está demostrado que se puede extraer energía de la mezcla de una solución diluida y otra concentrada. Actualmente una de las tecnologías más utilizadas en la desalinización de agua de mar es la ósmosis inversa, que es a día de hoy una tecnología probada y con arraigo en el mercado. No tanto la tecnología de PRO (Pressured Retarded Osmosis) que permite obtener y/o recuperar energía de procesos con gradientes salinos. Para conocer mejor los procesos involucrados en esta tecnología comenzaremos citando algunos hechos históricos relevantes:

- Pattle en 1954 mencionó por primera vez que esta obtención de energía era posible, alegando que al ser la presión osmótica del agua de mar de unas 20 atmósferas la energía que se pierde de la mezcla de un río con el agua de más equivale a la obtenida en un salto de agua de 207 metros de altura.
- Norman en 1974 indicó que la potencia osmótica obtenible de mezclar agua dulce con agua de mar es comparable a la potencia obtenida en una central hidroeléctrica, estimando que con un flujo de agua dulce de $1 \text{ m}^3/\text{s}$ se podrían obtener 2,24 MW de potencia osmótica.
- Loeb en 1975 patentó un método y un equipo de PRO para la obtención de potencia aprovechando los gradientes salinos y un año después publicó los primeros resultados experimentales. Utilizó como fluido concentrado agua salada del Mar Muerto y como fluido diluido agua destilada obteniendo una diferencia de presión osmótica de 500 atmósferas y 90 atmósferas de presión hidráulica. El menor costo de producción de energía logrado con este método fue de 0.072 \$/kWh. Uno de los principales problemas que se dieron fue que la membrana no aguantaba las 90 atmósferas de presión.

El gran potencial energético citado junto con la necesidad comentada anteriormente de agua potable hace que se desarrollen métodos de desalinización con recuperación de energía. Es el caso de la patente que se analizará en este trabajo, basada en la desalinización mediante osmosis inversa de una corriente salina con recuperación de energía mediante un proceso de PRO.

El objetivo de este trabajo es realizar un análisis termoeconómico de la patente US 9.428.406 B2 titulada: MEMBRANE BASED DESALINATION APARATUS WITH OSMOTIC ENERGY RECOVERY AND MEMBRANE BASED DESALINATION METHOD WITH OSMOTIC ENERGY RECOVERY.

Se analizarán los 3 métodos propuestos por la patente teniendo en cuenta las diferentes variables posibles y demás factores que influyan en el proceso para determinar así la viabilidad de aplicación a escala industrial de la invención.

2 TECNOLOGÍA DE RO (OSMOSIS INVERSA)

1.1. Fundamentos

La tecnología RO se basa en el fenómeno natural llamado ósmosis directa, que ocurre en las células de los seres vivos. A través de una membrana semipermeable, dos soluciones con una concentración salina diferente tienden a igualar sus concentraciones. El paso del disolvente se produce desde la solución más diluida hacia la más concentrada, que se detiene una vez que el equilibrio entre ambas concentraciones ha sido logrado. La fuerza motriz que genera este flujo de disolvente se llama presión osmótica y está relacionada con la concentración salina en ambas soluciones.

Si se invierte este proceso, aplicando una presión sobre la solución concentrada superior a su presión osmótica, obtenemos el proceso de osmosis inversa (RO). Por lo tanto, el movimiento del disolvente se produce desde la solución concentrada hacia la solución más diluida. Para reproducir este fenómeno a escala industrial con agua de mar se necesitan una bomba (necesaria para aplicar presión) y una membrana semipermeable, capaz de permitir el paso del disolvente.

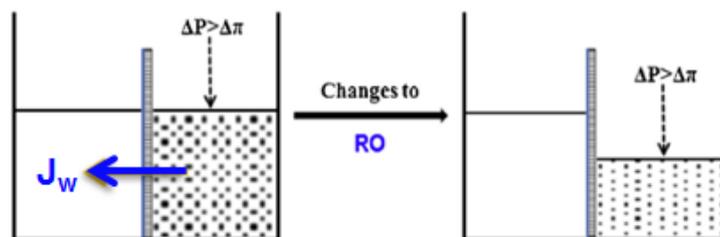


Figura 1. Variación de volumen en proceso de PRO

Wilf et al. (2007) o Farlfias (1999) describen minuciosamente la clasificación de membranas y bombas utilizadas. Las membranas de poliamida aromática en espiral son las que principalmente se utilizan en procesos industriales y para la desalación de agua de mar. Con respecto a las bombas necesarias para aplicar la presión de trabajo, dependiendo de la instalación se utilizan bombas centrífugas de varias etapas para grandes flujos y bombas volumétricas para caudales más bajos.

1.2. Descripción del proceso

El proceso de osmosis inversa para agua de mar (SWRO) a escala industrial consta de las siguientes etapas:

- Toma y bombeo de agua de mar. La toma de agua de mar puede ser tomas en pozos de playa, que proporciona una mejor calidad del agua con menos Turbidez y ausencia de actividad biológica. Su inconveniente para las plantas de alta capacidad es que los flujos de alimentación son limitados porque requieren una superficie de perforaciones con alta permeabilidad cerca de la costa.
- Pre-tratamiento del agua de mar. El pretratamiento incluye todos los procesos fisicoquímicos para prevenir el ensuciamiento y la incrustación. Dependiendo de la calidad del agua de alimentación se hace una selección apropiada de los procesos a emplear. A día de hoy la eliminación de contaminantes mediante el uso de las membranas UF es el proceso más utilizado, puede mostrar el mejor equilibrio entre contaminantes eliminados y producción de permeado.

Una de las principales limitaciones de los pretratamientos convencionales antes mencionados es que no garantizan la protección adecuada de las membranas RO contra el ensuciamiento y la incrustación cuando cambian las características del agua de alimentación. Los pretratamientos con membrana son

particularmente ventajosos para tratar las aguas superficiales, ya que contienen más sólidos orgánicos coloidales y suspendidos, y sufren de mayor variabilidad y problemas esporádicos [Greenlee et al., 2009].

- Desalinización y recuperación de energía. Esta etapa incluye los principales componentes de la planta de SWRO y consiste en los siguientes procesos:
 - Bombeo de alta presión. El flujo de alimentación del sistema de pretratamiento tiene que ser presurizado hasta la presión requerida por el rack SWRO.
 - Proceso SWRO. El proceso de desalinización se lleva a cabo en el rack RO. Consisten en el montaje de recipientes a presión (trabajando en paralelo) con elementos de membrana en el interior (conectados en serie). El sistema más simple para desalación SWRO es una configuración de tren SWRO con una sola etapa y un solo paso, que es el proceso que se describe en la patente. En la *Figura 2* se muestra un esquema descriptivo de este proceso.

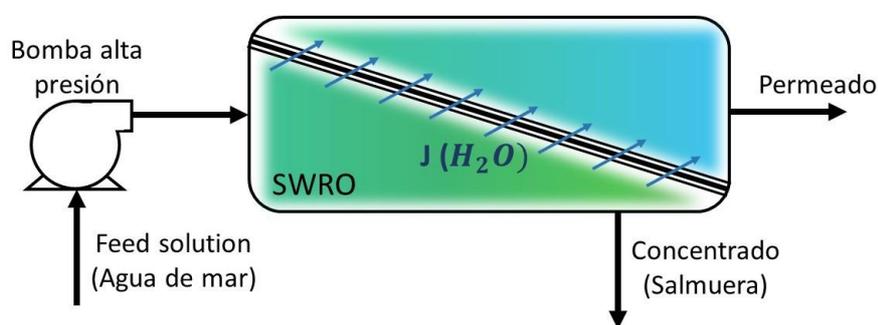


Figura 2. Diagrama conceptual del proceso básico de SWRO

Se pueden dar configuraciones de SWRO con sistemas más complejos con varias etapas y pasos, pero el sistema simple descrito anteriormente es el que encontramos en el proceso descrito por la patente por lo que no son objeto de este trabajo las configuraciones de varias etapas y/o varios pasos.

1.3. Componentes principales

En este apartado se describen brevemente, los principales componentes del proceso de SWRO y de sus sistemas auxiliares. En ambos casos, el objetivo principal es ofrecer una descripción breve pero representativa de la tecnología actual de las plantas de SWRO.

- Bombas de alta presión. Necesarias para aplicar la presión al agua de mar en la entrada de las membranas, comúnmente llamado *rack*. En procesos industriales, normalmente cada línea RO es alimentado con una bomba de alta presión, siendo la presión de funcionamiento entre 5 y 6,5 MPa de agua de mar con una concentración inferior a 40.000 mg/l TDS.
- Sistema de recuperación de energía. Realiza la transferencia de energía entre la salmuera y la alimentación, normalmente hay varias unidades que trabajan en paralelo. Hace décadas, los sistemas centrífugos que utilizaban turbinas Pelton eran los más utilizados en plantas de alta capacidad de SWRO debido a su fiabilidad y eficacia probada, típicamente hasta el 88% [Sánchez 2008]. Hoy día hay varios fabricantes de dispositivos de intercambio de presión, algunos de los cuales permiten una eficiencia de hasta el 97%. Estos dispositivos tienen un excelente consumo de energía específica de 1,80 kWh/m³ a 2,20 kWh/m³ instalados en nuevas plantas de SWRO [Dundorf et al., 2007], [Pefiate et al., 2010].
- Membrana. La membrana RO más usada en la desalinización de agua es la de arrollamiento en espiral

en tubos de presión que tienen un alto rechazo de sal, más de 99%. Tienen una conversión normalmente dentro del rango de 8%-10% [Filmtec, 2009] [Hydranautics, 2009] [l'oray, 2009] en condiciones normales de operación. Las membranas y los espaciadores se envuelven sobre el colector que se trata de un tubo perforado. A lo largo de los espacios entre las membranas circula tanto el permeado como concentrado, pues las capas de permeado y concentrado son alternativas. La corriente de permeado, perpendicular al colector de permeado, pasa a través de los orificios existentes en la superficie del tubo colector y es recogida en un extremo del elemento de membrana. Por el contrario, el concentrado circula axial al colector. Los espaciadores de alimentación normalmente utilizados en membranas en espiral son de entre 0,66mm y 0,86mm de espesor y se suelen usar materiales de poliolefina [Bartels et al., 2007]. Con respecto a las membranas, Lee et al., (2011) presentan un importante punto de mejora y desarrollo en la RO.

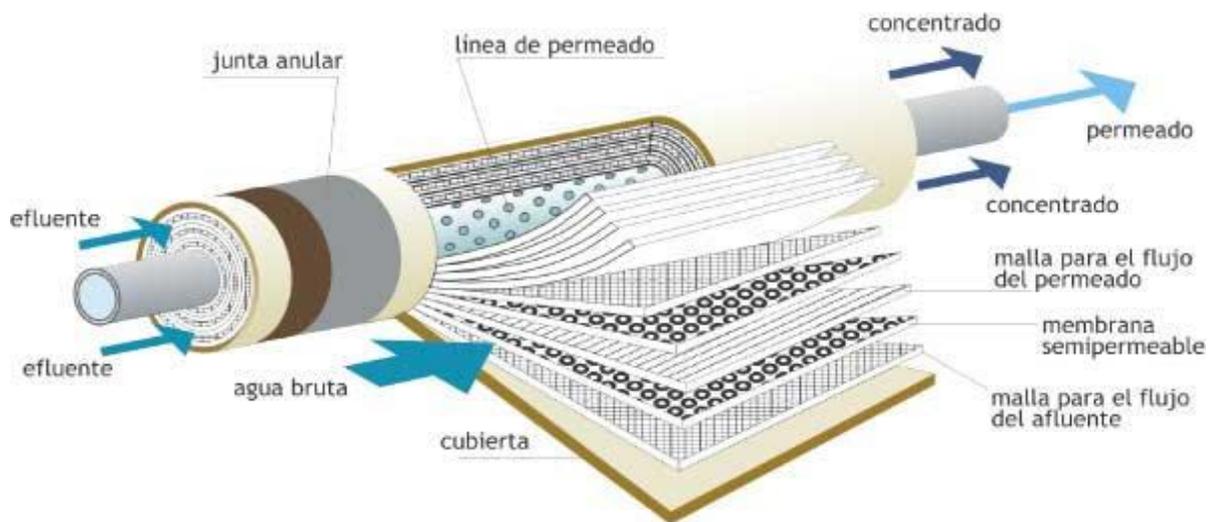


Figura 3. Representación esquemática del módulo de arrollamiento en espiral

- **Tubo de presión (*Pressure Vessel*, PV).** El agua de alimentación pasa a través de elementos de membrana en serie y el concentrado de un elemento es la alimentación del siguiente, de modo que la salmuera de un tubo de presión es el concentrado del último elemento. Normalmente, el permeado de todos los elementos sucesivos se mezclan y se recogen sólo desde un extremo del PV, sin embargo, el permeado puede ser recogido de ambos extremos (división parcial) a fin de obtener dos productos de calidad diferentes. El flujo de permeado resultante de mezclar el producto de los últimos elementos tiene menos calidad que la de los elementos. Hoy día, el tubo de presión normalmente consiste en 7 elementos con un diámetro de 8". Según el objetivo de la recuperación y el rechazo de boro a cumplir [Mane et al., 2009] puede ser recomendable un número diferente de elementos en serie.
- **Línea SWRO.** La capacidad de producción de cada línea RO suele estar relacionada con la capacidad total de la planta y el tipo de dispositivo de recuperación de energía instalado. Era común diseñar bastidores RO de 2.500 m³/día o 5.000 m³/día debido a que los dispositivos de recuperación de energía utilizados eran de tipo centrífugo (Turbinas Pelton y Turbocompresores). Hoy día, las líneas RO más comunes son de 7.500 m³/día e incluso recientemente instalaciones de RO de gran capacidad han sido diseñadas con más de 10.000 m³/día debido a la modularidad de los intercambiadores de presión basados en cámaras isobáricas. Este es el caso de la planta de SWRO Carboneras (Almería, España). Esta planta de desalinización tiene una capacidad de producción de 120.000 m³/día y 10 líneas RO de 12.000 m³/día [Befesa, 2010].

3 TECNOLOGÍA DE PRO

3.1. Fundamentos

La tecnología de PRO, pressure retarded osmosis, o en español ósmosis por presión retardada, se basa en el aprovechamiento de la energía osmótica del gradiente de salinidad de dos corrientes con distinta concentración salina.

Dos fluidos con distinta salinidad tendrán una diferencia de potencial químico y esto hace que al poner en contacto estos fluidos se produzca una reacción de difusión hasta que se alcance el equilibrio. Si se coloca entre las dos soluciones una membrana semipermeable que deje pasar el disolvente y no el soluto lo que se producirá, en este caso, es lo que se conoce como ósmosis u osmosis, la solución menos concentrada cederá disolvente, agua, hasta que se alcance el equilibrio de potencial químico. Esta reacción provoca un aumento del volumen del fluido más concentrado, y este aumento puede ser aprovechado en forma de presión, esto es lo que se conoce como PRO.

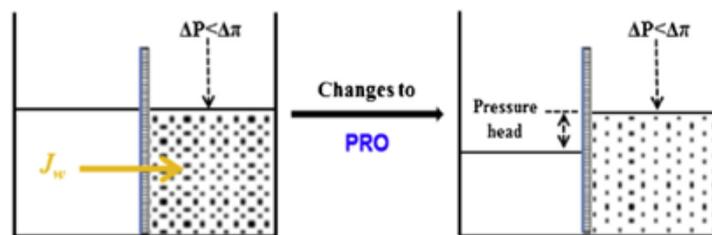


Figura 4. Variación de volumen en proceso de PRO

3.2. Ventajas e inconvenientes

La ventaja más evidente de esta tecnología es que permite aprovechar un recurso energético muy grande y que está aún sin explotar. Además, la energía extraída es renovable y su impacto ambiental es mínimo. Por otro lado, cabe destacar que la densidad energética del gradiente salino del agua de mar es bastante alta en comparación con otras fuentes de energía en mares y océanos.

La causa por la cual esta tecnología no está muy desarrollada aún es principalmente que existen ciertos problemas técnicos que se irán solucionando conforme vaya avanzando la tecnología correspondiente. Existen muchas pérdidas localizadas que hacen que el rendimiento del cómputo global disminuya considerablemente, tales como: Polarización de concentración interna y externa, ineficiencias en intercambiadores de presión y bombas, flujo inverso de soluto, cambios axiales en la concentración (debido al gran tamaño de los sistemas), etc. Otro motivo que baja la eficiencia global del ciclo es el consumo de energía para el pretratamiento de las corrientes de entrada y la limpieza de los equipos por ensuciamiento.

Una de las tecnologías que necesitan más avances es la membrana semipermeable. Con las membranas actuales no se pueden lograr altas presiones de operación, que mejorarían la eficiencia, además suelen ser propensas a la deformación.

3.3. Teoría básica

Para conocer la energía útil contenida en una solución con una determinada concentración debemos definir su presión osmótica.

Supondremos un caso generalizado en el cual tendremos dos líquidos separados entre sí por una membrana semipermeable. A un lado tendremos disolvente puro α (A^*), y al otro lado la solución β ($A+B$). En la siguiente imagen se muestra el sistema definido esquematizado.

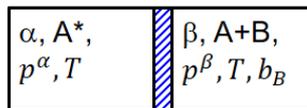


Figura 5. Sistema simplificado de dos líquidos con gradiente de presión osmótica. A un lado disolvente puro A^* (izquierda), al otro la disolución $A+B$ (derecha), separados entre sí por una membrana semipermeable a B.

Para este sistema la expresión que define la presión osmótica es la siguiente [Gómez Camacho, 2016]:

$$\pi(T, p^\beta, b_B) = \frac{\phi(T, p^\beta, b_B) \cdot M_A \cdot R \cdot T \cdot b_B}{\langle V_A^*(T, p) \rangle}$$

Para soluciones diluidas se puede usar la expresión simplificada: Ecuación de Van't Hoff [Gómez Camacho, 2016]:

$$\pi(T, p^\beta, b_B) \cong \pi(T, p^\alpha, b_B) \cong \frac{M_A \cdot R \cdot T \cdot b_B}{V_A^*(T, p^\alpha)}$$

π = Presión osmótica (atm)

V = Volumen molar de la disolución $\left(\frac{L}{mol}\right)$

p = Presión(atm)

R = Constante universal de los gases ideales = $0.082 \text{ atm} \cdot L \cdot K^{-1} \cdot mol^{-1}$

T = Temperatura absoluta (K)

b_B = Molalidad = $\frac{mol}{kg}$

M_A = Masa molar del disolvente A (kg/mol)

ϕ = Coeficiente osmótico del disolvente A

Por ejemplo, la presión hidrostática equivalente en relación a la presión osmótica del agua de mar (con una concentración salina de 35g/L) a 25°C es de 307 metros de columna de agua, lo que sería igual a la energía útil contenida en dicha agua. Por tanto, el potencial de la potencia osmótica es muy elevado, como se muestra en estos distintos ejemplos:

- Cuando $1 m^3$ de agua dulce llega al mar 0,7-0,75 kWh se disipan. Esto equivale a que de $1 m^3/s$ teóricamente podría generar 2,5-2,7 MW.
- Se estima que la energía media liberada cuando el río desemboca en el mar equivale a 225 m de presión hidráulica.

- El consumo mundial de electricidad en 2014 fue 21.962 TWh. El potencial global de PRO para generación de electricidad es de 1.650 TWh/y (Un 7,5% del consumo total de 2014)

La energía máxima extraíble de una corriente salina dependerá en gran medida de la concentración de ésta. En el extremo más favorable, con una salinidad muy alta, tenemos el Mar Muerto que tiene una presión osmótica de 507 bar que podría dar teóricamente 14,1 kWh/m³ de energía y 50,7 MW/(m³/s) de potencia. En el otro extremo tenemos el agua de mar con una presión osmótica de 27 bar que podría dar teóricamente 0,75 kWh/m³ de energía y 2,7 MW/(m³/s) de potencia.

Tenemos también casos intermedios a estos dos extremos, en orden de más a menos concentración salina tendríamos, por ejemplo: grandes lagos salados, soluciones salinas y, el que más nos interesa para el estudio de esta patente, salmuera proveniente de agua de mar tras la osmosis inversa. Esta última tendría una presión osmótica de 54 bar, y podría dar 1,5 kWh/m³ de energía y 5,4 MW/(m³/s) de potencia (Cálculos realizados si la concentración es de 1,1 M NaCl).

La energía disponible del proceso de PRO es exactamente igual a la función de Gibbs de la mezcla, ΔG. Asumiendo que la solución es ideal, podemos expresar la función de Gibbs con la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta G}{\nu RT} = c_M \ln(c_M) - \phi c_F \ln(c_F) - (1 - \phi) c_D \ln(c_D)$$

Y la máxima función de Gibbs de una mezcla con concentraciones c_D y c_F .

$$\frac{\Delta G_{max}}{\nu RT} = \frac{c_D c_F}{c_D - c_F} (\ln(c_D) - \ln(c_F)) - \exp\left(\frac{c_D \ln(c_D) - c_F \ln(c_F)}{c_D - c_F} - 1\right)$$

$c_M, c_F, y c_D$ = Concentración molar de la mezcla, feed y draw solution.

ϕ = Fracción de feed solution, volumen inicial de feed solution dividido entre el volumen total inicial de feed solution y draw solution.

ν = Factor de Van't Hoff de fuerza electrolítica (ej., $n = 2$ de NaCl).

R = Constante de los gases ideales.

T = Temperatura absoluta.

En la siguiente imagen se puede apreciar como a mayor concentración de la *draw solution* mayor energía específica se obtiene.

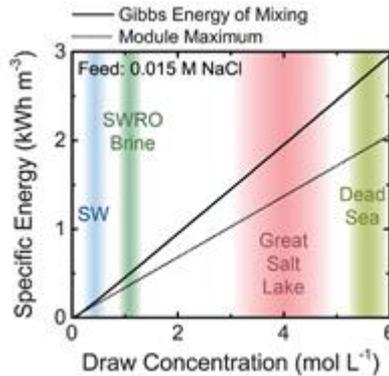


Figura 6. Energía específica extraíble en un sistema variando la concentración en la *draw solution* (NaCl equivalente) y con una concentración en la *feed solution* de 0,015 M NaCl (concentración aproximada de un río o agua residual)

3.3.1 Relación entre el flujo de agua a través de la membrana y la presión osmótica

El flujo de agua que atraviesa la membrana semipermeable en el proceso de PRO es provocado únicamente por la diferencia de presión osmótica de la mezcla. A este flujo de agua se le denominará J_w , por tanto se tiene que dicho flujo será igual a la diferencia de presión osmótica tal y como se muestra en la siguiente ecuación.

$$J_w = \Delta\pi = A(\pi_D - \pi_F)$$

La variación de la concentración por polarización interna y externa se muestra en el siguiente diagrama.

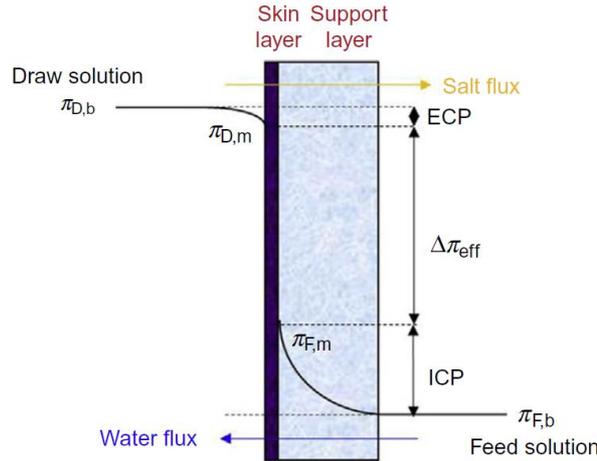


Figura 7. Variación de la presión osmótica por la polarización interna y externa de la concentración en la membrana de un sistema de PRO. Dónde $\Delta\pi_{eff}$ es la presión osmótica efectiva.

Si se tiene en cuenta la concentración por polarización la ecuación sería la siguiente.

$$J_w = A \left[\pi_{D,b} \exp\left(\frac{-J_w}{k_D}\right) - \pi_{F,b} \exp\left(\frac{-J_w}{k_F}\right) \right]$$

A = Coeficiente de permeabilidad al agua.

π_D y π_F = Presiones osmóticas de la draw solution y la feed solution.

k_D y k_F = Coeficientes de transferencia de masa en las capas de la membrana de la draw solution y la feed solution.

Cuando se aplica la presión hidráulica el flujo a través de la membrana queda de la siguiente forma:

$$J_w = A(\Delta\pi - \Delta p) = A[(\pi_D - \pi_F) - (p_D - p_F)]$$

Si se tiene en cuenta la concentración por polarización la ecuación sería la siguiente.

$$J_w = A \left[\frac{\pi_{D,b} \exp(-J_w K_D) - \pi_{F,b} \exp\left(\frac{J_w}{k_F}\right)}{1 + \frac{B}{J_w} \left[\exp\left(\frac{J_w}{k_F}\right) - \exp(-J_w K_D) \right]} - \Delta p \right]$$

$$K_D = \frac{1}{k_D} = \frac{t\tau}{D\epsilon}$$

K_D = Parámetro estructural de la membrana.

t = Espesor de la capa soporte.

τ = Tortuosidad de la capa soporte.

D = Coeficiente de difusión.

ϵ = Porosidad de la capa soporte.

Teniendo esto en cuenta se puede cuantificar el trabajo extraíble por área unitaria de membrana.

$$W_p = J_w \Delta p = A(\Delta\pi - \Delta p) \Delta p$$

Cuyo máximo se dará cuando $\Delta p = \Delta\pi/2$.

3.4. Estado del arte

Primero se comentarán algunos de los hitos más relevantes referidos a la tecnología de PRO:

Pattle, en 1954, mencionó por primera vez que esta obtención de energía era posible, alegando que al ser la presión osmótica del agua de mar de unas 20 atmósferas la energía que se pierde de la mezcla de un río con el agua de mar equivale a la obtenida en un salto de agua de 207 metros de altura.

Norman, en 1974, indicó que la potencia osmótica obtenible de mezclar agua dulce con agua de mar es comparable a la potencia obtenida en una central hidroeléctrica, estimando que con un flujo de agua dulce de $1 \text{ m}^3/\text{s}$ se podrían obtener 2,24 MW de potencia osmótica.

Loeb, en 1975, patentó un método y un equipo de PRO para la obtención de potencia aprovechando los gradientes salinos y un año después publicó los primeros resultados experimentales. Utilizó como fluido concentrado agua salada del Mar Muerto y como fluido diluido agua destilada obteniendo una diferencia de presión osmótica de 500 atmósferas y 90 atmósferas de presión hidráulica. El menor costo de producción de energía logrado con este método fue de 0.072 \$/kWh. Uno de los principales problemas que se dieron fue que la membrana no aguantaba las 90 atmósferas de presión.

Actualmente hay bastantes estudios experimentales de esta tecnología. En la siguiente tabla se muestran muchos de ellos ordenados en función de la concentración salina de la *draw solution*, o lo que es lo mismo, de su presión osmótica.

Tabla 3-1. Experimentos empíricos de PRO [Sarp et al., 2016]

Draw solution	C_{draw} (g/L NaCl)	π_{draw} (bar)	P (bar)	C_{feed} (g/L NaCl)	P_{Feed} (bar)	Flujo agua (L/m ² h)	W (W/m ²)	Membrana	Referencia
Agua de mar	35	27.63	10	0	0.3	10	2.7	FS	Achilli et al.
Agua de mar				2.5		8.3	2.3		
Agua de mar				5		6.5	1.8		
Agua de mar	30	~23.23*	4	0.5	0.2	7.6	0.57	SW	Attarde et al.
Agua de mar	23.5	~18.2*	8.2	Pure water	-	8.2	1.6	FS	Thorsen et al.
Agua de mar	30.6	~23.7*	11	Pure water	-	~9.1	2.7	TFC	Thorsen et al.
Agua de mar	29.2	~22.7*	9	~0.58	-	5	1.2	CTA	She et al.
Agua de mar	29.2	24.6	5	~0.58	-	32	5.7	TFC	Chou et al.
Agua de mar			8.9	2.34	-	22.7	5.6		
Agua de mar			8.9	4.68	-	16.7	4.1		
Salmuera	60	48.82	10	0	0.3	18.7	5.1	FS	Achilli et al.
Salmuera				2.5		16.7	4.4		
Salmuera				5		12.9	3.6		
Salmuera	60	49.99	4	0.5	0.2	12.4	1.1	SW	Attarde et al.
Salmuera	58.4	~49.2*	11	~0.58	-	11	3.8	SW	She et al.
Salmuera	58.4	49.2	8.4	~0.58	-	47.2	11.0	HF	Chou et al.
Salmuera	58.4	49.2	9.0	2.34	-	42.5	10.6	HF	Chou et al.
Salmuera	58.4	49.2	9.1	4.68	-	33.3	8.4	HF	Chou et al.
Salmuera	58.4	46.75	12.5	29.2	-	1.55	0.54	FS	
Salmuera	116.9	100.44	12.5	29.2	-	9.23	3.22	FS	

Notación: Columna "Membrana": FS: Flat Sheet; SW: Spiral Wound; HF: Hollow Fiber

Cabe destacar que en los experimentos anteriores siempre se aplicó una presión bastante inferior a la óptima debido a la perforación de las membranas a altas presiones. Esta imposibilidad de trabajar con la presión óptima es la causa principal de que esta tecnología tan factible teóricamente no lo sea tanto en la práctica con la tecnología actual.

Proyectos a gran escala:

- Statkraft (Sunndalsøra, Norway): Primera planta piloto con tecnología de PRO.

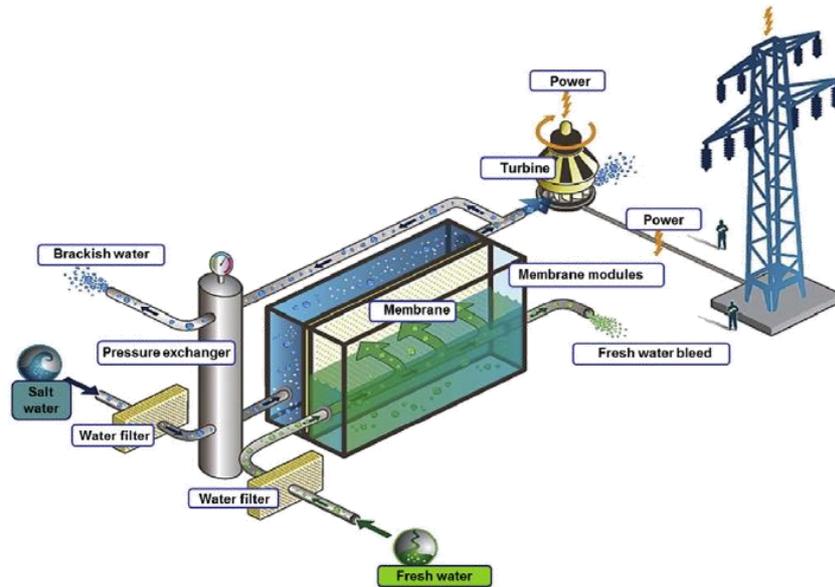


Figura 8. Diseño esquematizado de la planta piloto Statkraft (Sunndalsøra, Norway)

- Potencia: 2MW.
- *Draw solution*: Agua de mar.
- *Feed solution*: Agua de río.
- Presión aplicada: 12,5 bar.
- Área membrana semipermeable: 2000 m².
- 66 recipientes a presión con 66 elementos enrollados en espiral.
- Potencia de salida de la membrana: 0,5 W/ m².
- Potencia de salida de los elementos enrollados TFC: 1 W/ m².
- En 2014 se paró la instalación por la baja densidad energética y la baja eficiencia.

- Mega-ton PRO project (Fukuoka, Japan):

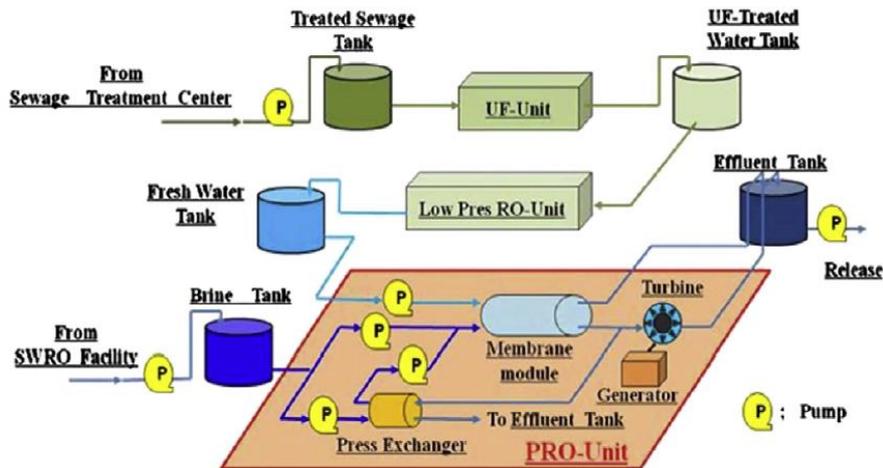


Figura 9. Diseño esquematizado del proyecto Mega-ton PRO project (Fukuoka, Japan)

- Producción de potencia y agua dulce.
- *Draw solution*: Salmuera.
- *Feed solution*: Agua residual.
- Membrana de fibra hueca.
- Presión hidráulica en el lado de *draw solution*: 30 bar.
- Densidad de potencia: 13W/ m².
- Inconvenientes: baja eficiencia de las turbinas hidráulicas y alto costo de capital.

3.5. Viabilidad económica

Las membranas PRO requeridas para generar 5 W/m² tienen el precio de las membranas RO estándar (<20 USD/m²).

El proceso híbrido RO-PRO puede ser económicamente competitivo con el proceso RO cuando la electricidad es cara, el costo de la membrana PRO es barato y se obtiene una alta densidad de potencia.

Naghiloo et al. (2015), investigó la viabilidad de la instalación de una central osmótica de 25 MW en el río Bahmanshir (Irán), se obtuvo un alto precio de la electricidad vendida debido al alto costo de capital del sistema de entrada y salida (61.5% del costo), y el pretratamiento (28.4%).

Por otro lado, este mismo año 2017, Chung et al. Estudió el costo de electricidad (LCOE) de varios pares de soluciones para una producción de energía de 2 MW. Al no existir muchas plantas de PRO con las que poder estimar el capital a invertir en dichas plantas se utilizaron los datos de las plantas de RO existentes. El precio de la membrana por unidad de área se tomó en el rango de 15-40 USD/m². Los resultados de este estudio fueron los siguientes:

- Agua de mar - Agua de río (3.5% – 0.1%): LCOE = 1.2 USD/kWh
- Salmuera de RO - Agua residual (7% – 0.1%): LCOE = 0.44 USD/kWh
- Salmuera saturada - Agua de río (~26% – 0.1%): LCOE = 0.066 USD/kWh

Teniendo en cuenta que el precio por kWh de la energía eólica es de unos 0.075 USD/kWh se puede decir que para una corriente con muy alta salinidad esta tecnología podría ser rentable para la producción de potencia.

Conclusiones:

Al no haber actualmente ninguna membrana PRO de alto rendimiento a un precio competitivo disponible para comprar hoy, se hace inevitable la necesidad de desarrollar nuevos tipos de membranas para el avance de los sistemas PRO.

Por otro lado, la viabilidad práctica de la tecnología de PRO depende en gran medida del mantenimiento del funcionamiento estable de sistemas PRO a largo plazo sin que esto conlleve un coste energético excesivo para el pretratamiento.

Se concluye también, que el sistema con mayor potencial de realización para aplicaciones comerciales es el sistema de PRO con salmuera de SWRO como solución de extracción.

4 DESCRIPCIÓN DE LA PATENTE

4.1. Descripción del proceso general

La patente presenta la integración de un proceso de intercambio de presión osmótica, como *Pressured Retarded Osmosis* (PRO), en un proceso de desalinización, como *Reverse Osmosis* (RO), para disminuir el consumo de energía del mismo aprovechando la función de Gibbs obtenible de la mezcla de dos fluidos con un gradiente salino.

Este método de recuperación de energía utiliza como fluido de entrada al proceso agua con alta salinidad, como agua de mar, que atraviesa dos intercambiadores de presión para incrementar la presión del fluido. El primer intercambiador incrementa la presión del fluido a un nivel menor que el segundo. La presión de los fluidos provenientes de los intercambiadores será aumentada por dos equipos, que supondremos bombas, para elevar su presión hasta la adecuada para el proceso de desalinización por membrana, como RO.

El fluido de baja salinidad proveniente de la desalinización se tomará como producto útil pudiéndose utilizar para aplicaciones de agua potable. El fluido de alta presión y alta salinidad proveniente de la desalinización al que llamaremos salmuera es conducido al segundo intercambiador de presión, donde su presión disminuirá, y posteriormente atravesará el tercer equipo de incremento de presión, se supondrá que se trata de una bomba, donde se incrementará su presión hasta un nivel moderado.

La salmuera a presión moderada, que llamaremos *draw solution* es conducida al proceso de membrana osmótica, como PRO, donde es expuesto a la primera cara de la membrana semipermeable. Una segunda solución de baja salinidad que llamaremos *feed solution*, como agua residual tratada o agua salobre, es expuesta a la segunda cara de la membrana semipermeable. Antes de llegar la membrana esta segunda solución debe haber pasado un pretratamiento y una variación de la presión, como filtrado y paso por bomba.

El gradiente de concentración salina entre *draw solution* y *feed solution* provoca que el agua atraviese la membrana semipermeable hacia la *draw solution*, en consecuencia, disminuye la concentración salina de la *draw solution* y aumenta la de la *feed solution*. A su vez, debido al flujo que atraviesa la membrana, manteniendo la presión de la *draw solution* prácticamente constante se produce un aumento del volumen ésta, logrando así un flujo con mayor función de Gibbs que a la entrada del proceso, energía que puede ser aprovechada en el proceso.

El flujo a la salida de la *feed solution* (que tendrá una mayor concentración) puede ser reciclado o usarse en otros tratamientos posteriores.

El flujo a la salida de la *draw solution* estará más diluido, con una presión moderada y alto flujo volumétrico. Tendrá la misma concentración y volumen que el fluido de entrada al inicio del proceso y será conducido al primer intercambiador de presión para aumentar la presión del fluido de entrada. El fluido una vez abandone el intercambiador puede ser reutilizado en el proceso y utilizarse en tratamientos posteriores.

Para la particularización y simplificación del proceso que describe la patente se tomarán los siguientes equipos tal y como el autor de la patente propone como ejemplos en cada uno de los equipos especificados:

- Equipos de aumento de la presión del fluido: Bombas.
- Proceso de desalinización mediante membrana semipermeable: Osmosis inversa (RO).
- Proceso de recuperación de energía mediante membrana semipermeable: PRO.

Los cálculos de balance de materia están hechos con una entrada base de $100 \text{ m}^3/\text{h}$ de agua con una concentración de 40 g/l que particularizaremos como agua de mar pretratada. Para el proceso de osmosis inversa se ha tenido en cuenta una conversión del 50% y para el proceso de PRO se ha tenido en cuenta un aumento del caudal volumétrico a través de la membrana del 100%.

La patente describe tres métodos distintos que presentan una misma base, un proceso de desalinización de agua de mar con recuperación de energía (descrita en éste apartado), pero con algunas diferencias en el proceso que serán explicados en los apartados posteriores.

4.2. Descripción del primer método de tratamiento de agua propuesto por la patente

En la *Figura 11* se muestra el primer diagrama esquemático del proceso de tratamiento de agua de acuerdo con la patente, en el que se especifica el volumen, la presión y la concentración de cada flujo del proceso.

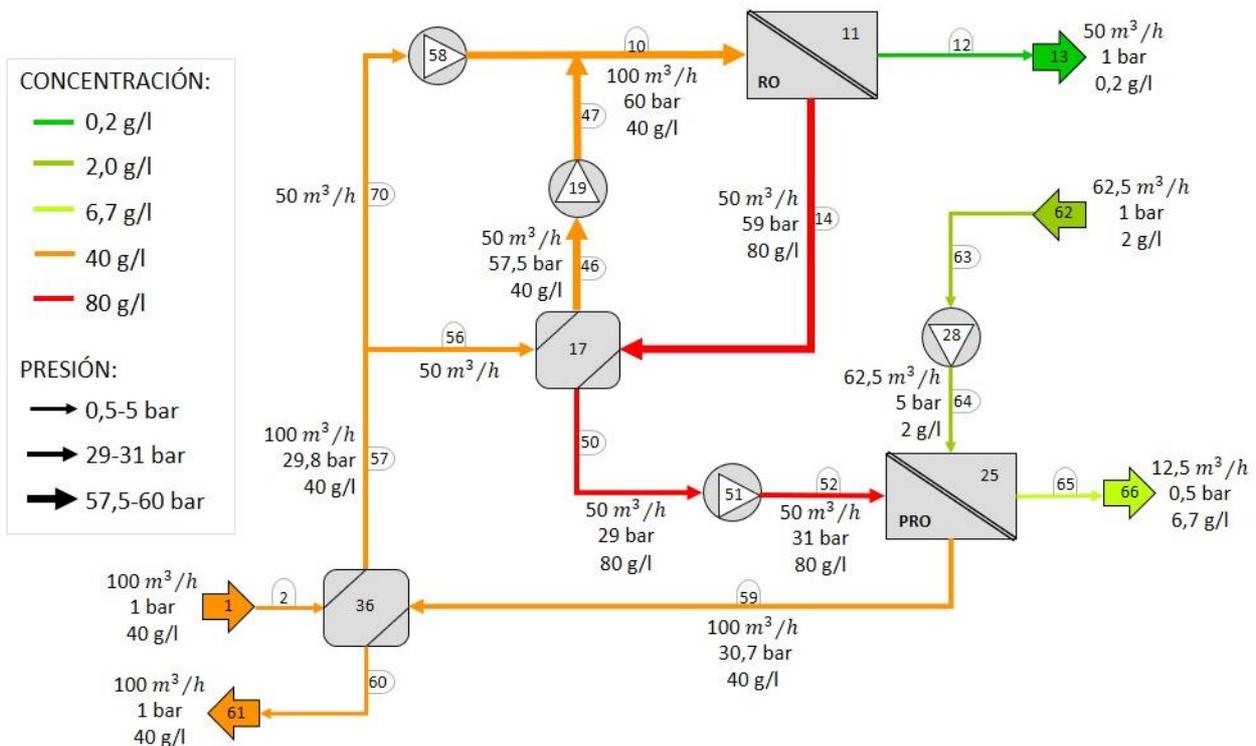


Figura 10. Diagrama esquematizado del primer método de tratamiento de agua propuesto por la patente

Como se muestra en la imagen el proceso comienza en el flujo de entrada número 1, que se supondrá que es agua de mar pretratada. Este flujo a través del conducto 2 llegará hasta el primer intercambiador de presión (36) que elevará la presión de la solución hasta una presión intermedia de 29,8 bar. Ésta solución 57 se separará en dos flujos mediante una válvula de 3 vías y uno de ellos, la solución 56, se dirigirá hacia el segundo intercambiador de presión, 17, y posteriormente atravesará la bomba 19 que elevará su presión de 57,5 a 60 bar y esta nueva solución, 47, se mezclará con la otra solución separada, la solución 70, después de haber elevado su presión mediante la bomba 58 que elevará su presión hasta los 60 bar.

Con la mezcla de estas dos soluciones presurizadas obtenemos la solución 10 que será conducida hacia la entrada del proceso de osmosis inversa 11 que dará dos productos. Por un lado, la solución de baja concentración 12 que será extraída como producto útil 13, por otro lado, la solución 14 de alta concentración que se conducirá hacia el segundo intercambiador de presión que se usó para elevar la presión del fluido 56 previamente.

La solución saliente del intercambiador, solución 50, será conducida a la bomba 51 donde elevará su presión, quedando la solución 52 que entrará en el proceso de PRO, a la segunda cara de la membrana semipermeable. Al mismo tiempo la otra entrada a dicho proceso provendrá de la entrada 62, que podrá ser agua residual pretratada, donde circulará una solución con baja concentración la cual pasará a través de la bomba 28 para elevar ligeramente la presión obteniendo la solución 64 que entrará en el proceso de PRO, a la primera cara de la membrana semipermeable.

En el equipo 25, en el proceso de PRO, el agua atravesará la membrana semipermeable desde la primera cara hacia la segunda, provocando un aumento volumétrico del fluido a alta concentración y presión (solución 52), que pasará a la solución 59 con más volumen y menos concentración. Por el contrario, el fluido a baja presión y baja concentración aumentará su concentración por la pérdida de agua a la par que reduce su flujo volumétrico, quedando la solución 65 que será utilizada en un proceso futuro o extraída como producto útil, 66.

Este proceso, PRO, debido al gradiente salino de ambas soluciones, libera función de Gibbs que será aprovechada para la reducción del gasto total de este proceso de tratamiento de agua.

Por último, la solución de salida del PRO, solución 59 será conducida hacia el primer intercambiador que se usó con anterioridad para elevar la presión del fluido de entrada 2. La solución, una vez despresurizada, abandona el intercambiador de presión como solución 60 y, o se extrae del proceso, o se aprovecha de nuevo en el ciclo.

4.2.1 Descripción del proceso de PRO del primer método propuesto

En la *Figura 12* se muestra el diagrama esquemático con el balance de masa y energía del proceso detallado de PRO perteneciente al primer esquema de la patente concretando los datos relevantes del fluido diluido (*feed solution*) y del fluido concentrado (*draw solution*).

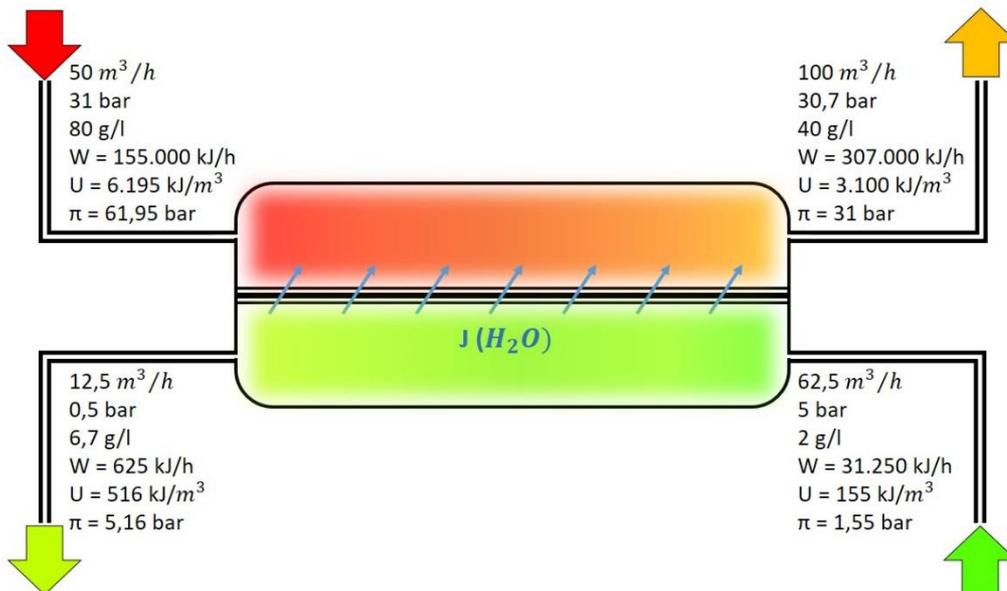


Figura 13. Diagrama esquemático del proceso de PRO perteneciente al primer método de tratamiento de agua propuesto por la patente con los valores de materia y energía convenientes

4.3. Descripción del segundo método de tratamiento de agua propuesto por la patente

En la *Figura 15* se muestra el segundo diagrama esquemático del proceso de tratamiento de agua de acuerdo con la patente, en el que se especifica el volumen, la presión y la concentración de cada flujo del proceso.

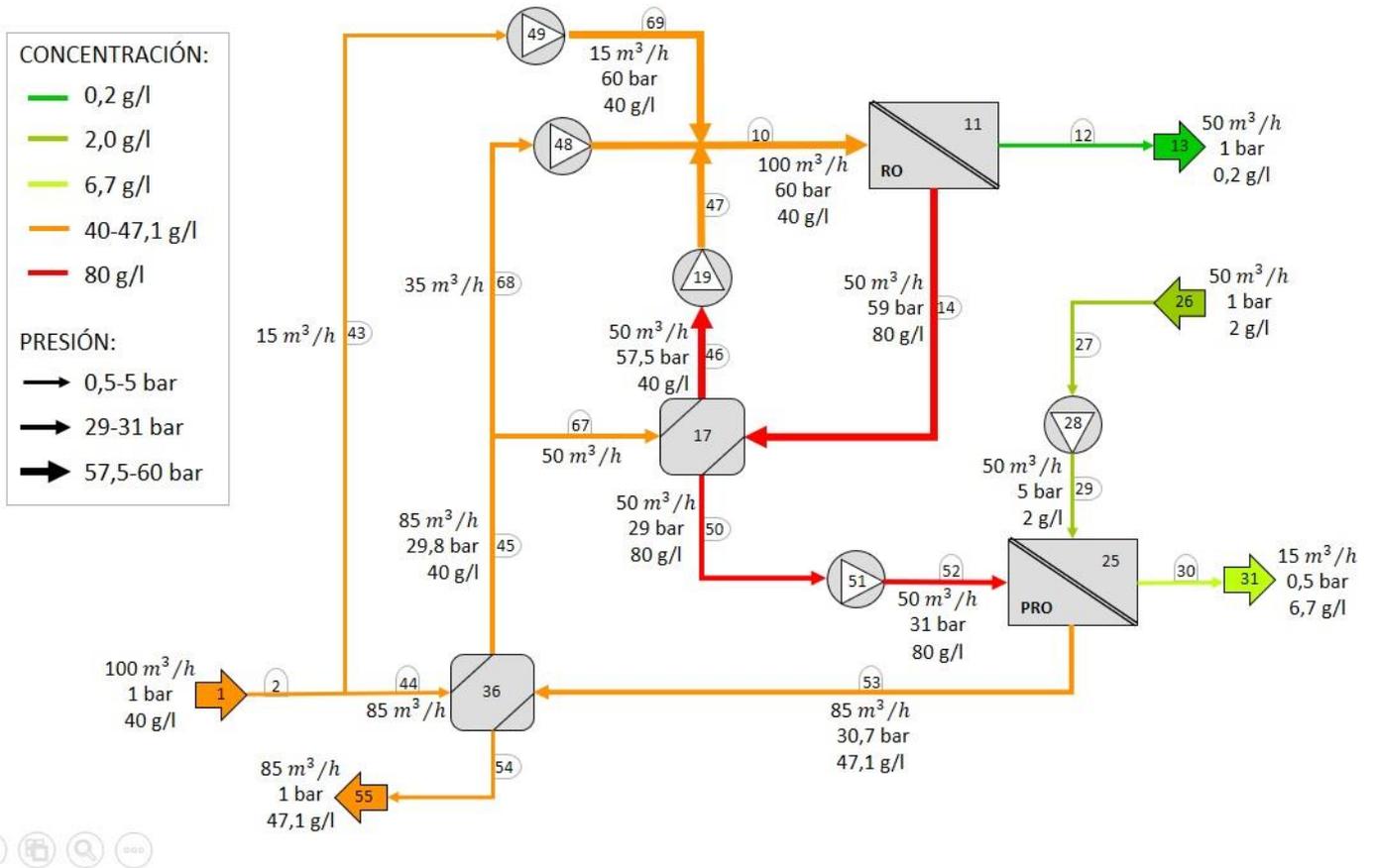


Figura 14. Diagrama esquematizado del segundo método de tratamiento de agua propuesto por la patente

Como se muestra en la imagen el proceso comienza en el flujo de entrada número 1, que se supondrá que es agua de mar pretratada. Este flujo a través del conducto 2 llegará hasta una válvula de 3 vías que lo separará en dos, por un lado la solución 43, que se conducirá hacia una bomba que elevará su presión hasta la presión de entrada al proceso de RO, por otro lado la solución 44 que se conducirá a primer intercambiador de presión (36) que elevará la presión de la solución hasta una presión intermedia de 29,8 bar, y esta solución 45, a su vez, se separará en dos flujos mediante una válvula de 3 vías y uno de ellos, la solución 67, se dirigirá hacia el segundo intercambiador de presión, 17, y posteriormente atravesará la bomba 19 que elevará su presión de 57,5 a 60 bar y esta nueva solución, 47, se mezclará con la otra solución separada, la solución 68, después de haber elevado su presión mediante la bomba 48 que elevará su presión hasta los 60 bar.

Con la mezcla de estas 3 soluciones presurizadas obtenemos la solución 10 que será conducida hacia la entrada del proceso de osmosis inversa 11 que dará dos productos. Por un lado, la solución de baja concentración 12 que será extraída como producto útil 13, por otro lado, la solución 14 de alta concentración que se conducirá hacia el segundo intercambiador de presión que se usó para elevar la presión del fluido 67 previamente.

La solución saliente del intercambiador, solución 50, será conducida a la bomba 51 donde elevará su presión, quedando la solución 52 que entrará en el proceso de PRO, a la segunda cara de la membrana semipermeable. Al mismo tiempo la otra entrada a dicho proceso provendrá de la entrada 26, que podrá ser agua residual pretratada, donde circulará una solución con baja concentración la cual pasará a través de la bomba 28 para elevar ligeramente la presión obteniendo la solución 29 que entrará en el proceso de PRO, a la primera cara de la membrana semipermeable.

En el equipo 25, en el proceso de PRO, el agua atravesará la membrana semipermeable desde la primera cara hacia la segunda, provocando un aumento volumétrico del fluido a alta concentración y presión (solución 52), que pasará ser la solución 53 con más volumen y menos concentración. Por el contrario, el fluido a baja presión y baja concentración aumentará su concentración por la pérdida de agua a la par que reduce su flujo volumétrico, quedando la solución 30 que será utilizada en un proceso futuro o extraída como producto útil, 31.

Este proceso, PRO, debido al gradiente salino de ambas soluciones, libera función de Gibbs que será aprovechada para la reducción del gasto total de este proceso de tratamiento de agua.

Por último, la solución de salida del PRO, solución 53 será conducida hacia el primer intercambiador que se usó con anterioridad para elevar la presión del fluido de entrada 44. La solución, una vez despresurizada, abandona el intercambiador de presión como solución 55 y, o se extrae del proceso, o se aprovecha de nuevo en el ciclo.

4.3.1 Descripción del proceso de PRO del segundo método propuesto

En la *Figura 16* se muestra el diagrama esquemático con el balance de masa y energía del proceso detallado de PRO perteneciente al segundo esquema de la patente concretando los datos relevantes del fluido diluido (*feed solution*) y del fluido concentrado (*draw solution*).

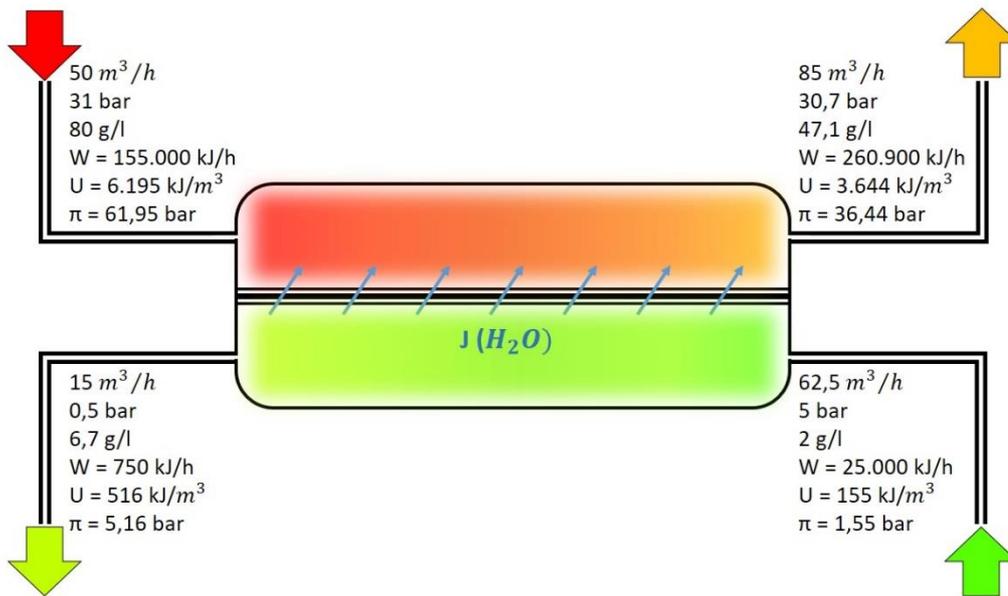


Figura 17. Diagrama esquemático del proceso de PRO perteneciente al segundo método de tratamiento de agua propuesto por la patente con los valores de materia y energía convenientes

4.4. Descripción del tercer método de tratamiento de agua propuesto por la patente

En la *Figura 19* se muestra el tercer diagrama esquemático del proceso de tratamiento de agua de acuerdo con la patente, en el que se especifica el volumen, la presión y la concentración de cada flujo del proceso.

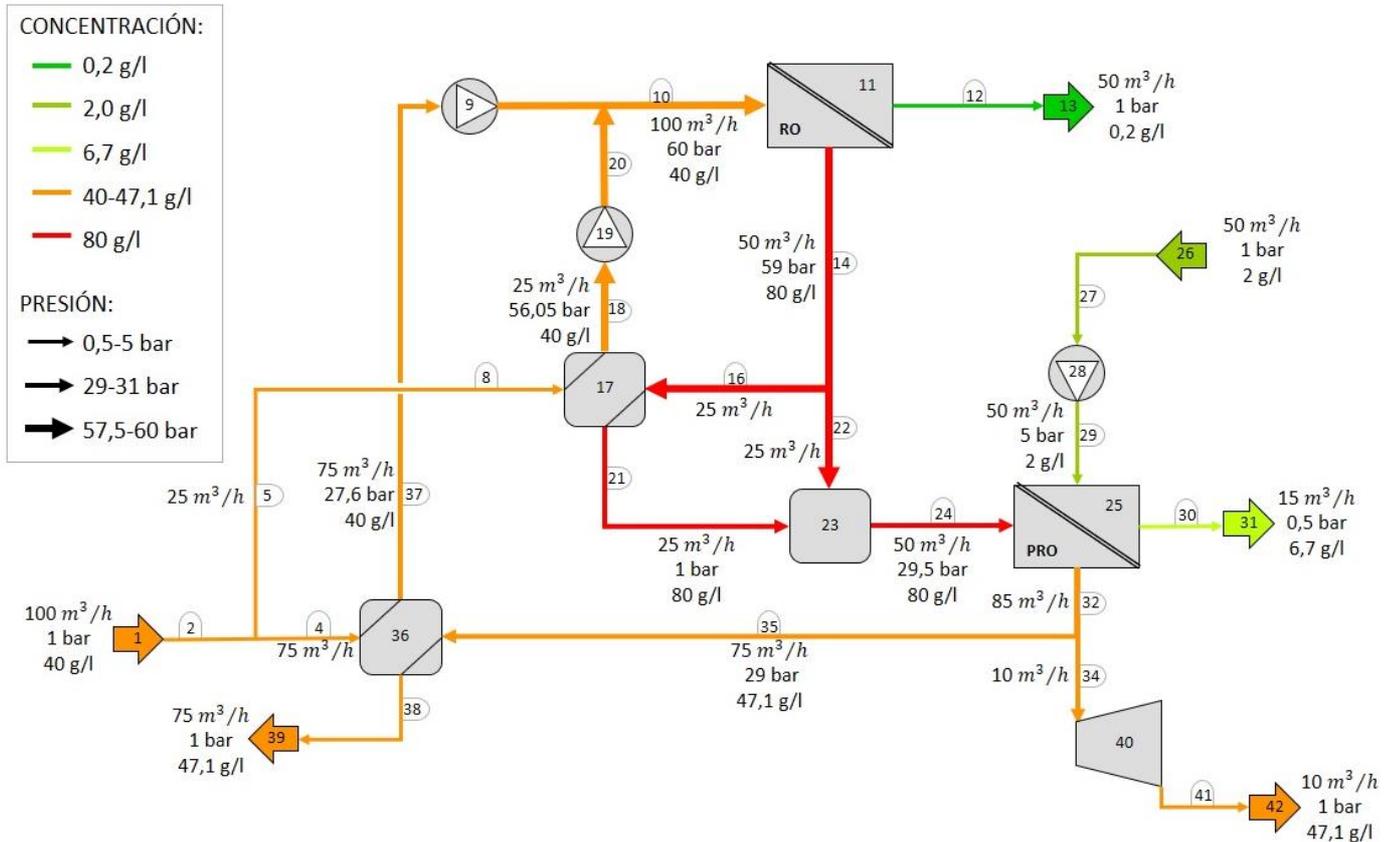


Figura 18. Diagrama esquematizado del tercer método de tratamiento de agua propuesto por la patente

Como se muestra en la imagen el proceso comenzará en el flujo de entrada número 1, que se supondrá que es agua de mar pretratada. Este flujo a través del conducto 2 llegará hasta una válvula de 3 vías que dividirá el fluido en dos, por un lado la solución 4, que pasará por el primer intercambiador de presión 36 y luego esa solución 37 se conducirá hacia la bomba 9 que elevará su presión hasta la presión de entrada al proceso de RO, por otro lado la solución 5 que se conducirá al segundo intercambiador de presión (17) que elevará la presión de la solución hasta una presión alta de 56,05 bar para dar la solución 18 y posteriormente atravesará la bomba 19 que elevará su presión hasta 60 bar obteniendo la solución 20.

Con la mezcla de estas dos soluciones presurizadas obtenemos la solución 10 que será conducida hacia la entrada del proceso de osmosis inversa 11 que dará dos productos. Por un lado, la solución de baja concentración 12 que será extraída como producto útil 13, por otro lado, la solución 14 de alta concentración que mediante una válvula de 3 vías se separará en dos. Por un lado, la solución 16 se conducirá hacia el segundo intercambiador de presión que se usó para elevar la presión del fluido 8 previamente, por otro lado, la solución 22 se mezclará con la solución 21 que es la solución despresurizada que sale del segundo intercambiador.

La solución saliente de esta mezcla, solución 24, será conducida a el proceso de PRO, a la segunda cara de la membrana semipermeable. Al mismo tiempo la otra entrada a dicho proceso provendrá de la entrada 26, que podrá ser agua residual pretratada, donde circulará una solución con baja concentración la cual pasará a través de la bomba 28 para elevar ligeramente la presión obteniendo la solución 29 que entrará en el proceso de PRO, a la primera cara de la membrana semipermeable.

En el equipo 25, en el proceso de PRO, el agua atravesará la membrana semipermeable desde la primera cara hacia la segunda, provocando un aumento volumétrico del fluido a alta concentración y presión (solución 24), que pasará a la solución 32 con más volumen y menos concentración. Por el contrario, el fluido a baja presión y baja concentración aumentará su concentración por la pérdida de agua a la par que reduce su flujo volumétrico, quedando la solución 30 que será utilizada en un proceso futuro o extraída como producto útil, 31.

Este proceso, PRO, debido al gradiente salino de ambas soluciones, libera función de Gibbs que será aprovechada para la reducción del gasto total de este proceso de tratamiento de agua.

Por último, la solución de salida del PRO, solución 321 será separada en dos flujos, uno de los cuales, 34, se turbinará para la obtención de energía eléctrica útil mediante una turbina Pelton, quedando como resultado la solución 41 que será extraída despresurizada o bien reutilizada en el ciclo, 42. El otro fluido, solución 35 será conducido al primer intercambiador 36, que se usó para la presurización de la solución 4, el fluido a la salida despresurizado se extraerá o utilizará de nuevo en el ciclo.

4.4.2 Descripción del proceso de PRO del tercer esquema

En la *Figura 20* se muestra el diagrama esquemático con el balance de masa y energía del proceso detallado de PRO perteneciente al tercer esquema de la patente concretando los datos relevantes del fluido diluido (*feed solution*) y del fluido concentrado (*draw solution*).

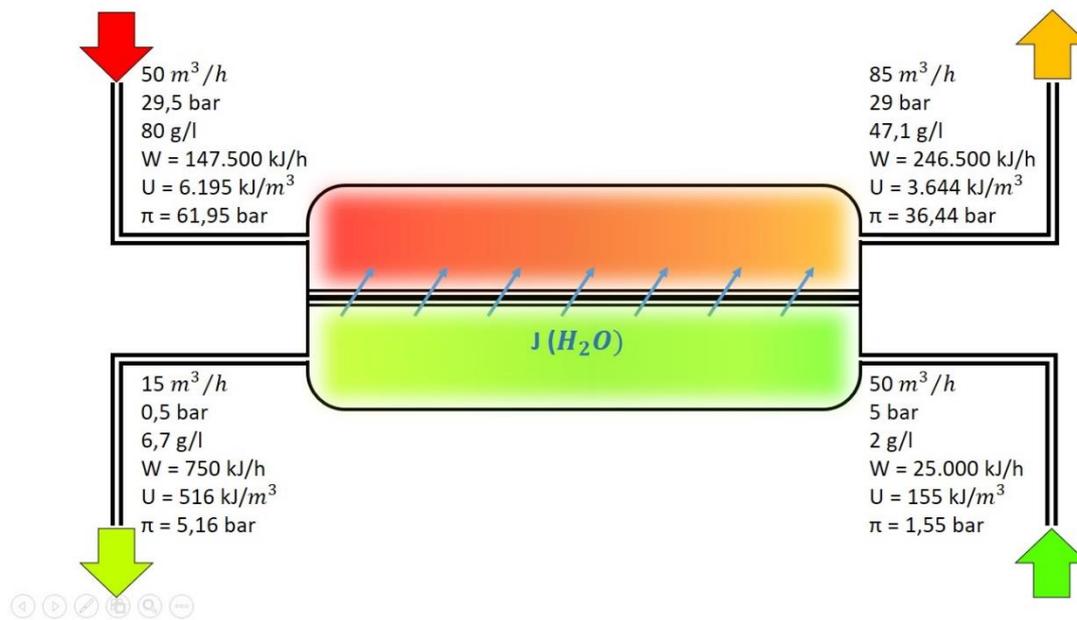


Figura 21. Diagrama esquemático del proceso de PRO perteneciente al tercer método de tratamiento de agua propuesto por la patente con los valores de materia y energía convenientes

5 PARTICULARIZACIÓN DEL PROCESO CON EQUIPOS CONCRETOS

5.1. Objetivo

En este apartado se particularizan los procesos descritos en la patente con equipos concretos actuales. Para ello se han seleccionado los equipos que aporten las condiciones lo más parecidas posibles a las de la patente. Los cálculos convenientes para la búsqueda de los equipos se han hecho con programas informáticos de simulación específicos para cada equipo.

5.2. Membrana de SWRO

Para la selección de membrana de *SWRO* se han realizado varias iteraciones con distintas configuraciones de membranas mediante el programa informático *ROSA*. Para ello lo primero ha sido seleccionar un agua de mar con unos componentes químicos adecuados a la patente. La entrada de agua al proceso de la patente tiene una concentración salina de 40 gramos por litro por lo que se han tomado los valores de concentración de agua del mediterráneo, más concretamente, *Mediterranean feedwater 28°C [Wilf, 2007]*, cuyas características químicas se pueden observar en la siguiente imagen tomada del programa *ROSA*.

The screenshot shows the ROSA Control Panel interface for 'Prueba 7 Equipo 11'. The system parameters are: System Permeate Flow: 50.00 m³/h, System Feed Flow: 100.00 m³/h, and System Recovery: 50.00%. The water type is 'Seawater with DOW Ultrafiltration, SDI < 2.5'. The feed percentage is 100.0%, feed number is 1, and feed streams are 1. The system temperature is 28.0 °C and the system pH is 8.10.

Ions	mg/l	ppm CaCO3	meq/l	Total Conc.(mg/l)
Ammonium (NH4+ + NH3)	0	0.000	0.000	0.00
Potassium (K)	485.339	620.606	12.412	485.34
Sodium (Na)	12310.05	26772.620	535.452	12310.05
Magnesium (Mg)	1571.045	6462.015	129.240	1571.05
Calcium (Ca)	487.357	1215.960	24.319	487.36
Strontium (Sr)	0	0.000	0.000	0.00
Barium (Ba)	0	0.000	0.000	0.00
Carbonate (CO3)	32.238	53.722	1.074	32.24
Bicarbonate (HCO3)	160.565	131.600	2.632	160.57
Nitrate (NO3)	0	0.000	0.000	0.00
Chloride (Cl)	22398.76	31589.370	631.787	22398.76
Fluoride (F)	1.388	3.652	0.073	1.39
Sulfate (SO4)	3157.77	3289.344	65.787	3157.77
Silica (SiO2)	1.614	n.a.	n.a.	1.61
Boron (B)	5.032	n.a.	n.a.	n.a.

Additional data shown in the interface: Total Dissolved Solids: 40634.9 mg/l. Feed Parameters: Temperature: 28.0 °C, Flow Rate: 100.0 m³/h, pH: 8.1. Charge Balance: Cations: 701.42, Anions: 701.43, Balance: 0.00. Buttons for 'Add Sodium', 'Add Calcium', 'Adjust Cations', 'Adjust Anions', and 'Adjust All Ions' are visible.

Figura 22. Imagen tomada de *ROSA*, donde se muestra el *feed data*, todos los datos relevantes del agua de mar utilizada en las simulaciones realizadas con este programa.

Para la selección de la membrana se ha decidido utilizar elementos de *DOW FILMTEC™*, más concretamente, uno de sus modelos más recientes y con mejores características técnicas: *SW30XLE-440i Element*.

Tras varias simulaciones con distintas configuraciones, variando tanto el número de PV (*Pressure Vessel*) como el número de elementos en cada PV, se ha tomado, por lograr unos resultados más adecuados a nuestro caso, una configuración de 13 PV y 7 elementos. En la siguiente imagen tomada de *ROSA* se puede observar dicha configuración, así como, otros detalles tomados para la simulación.

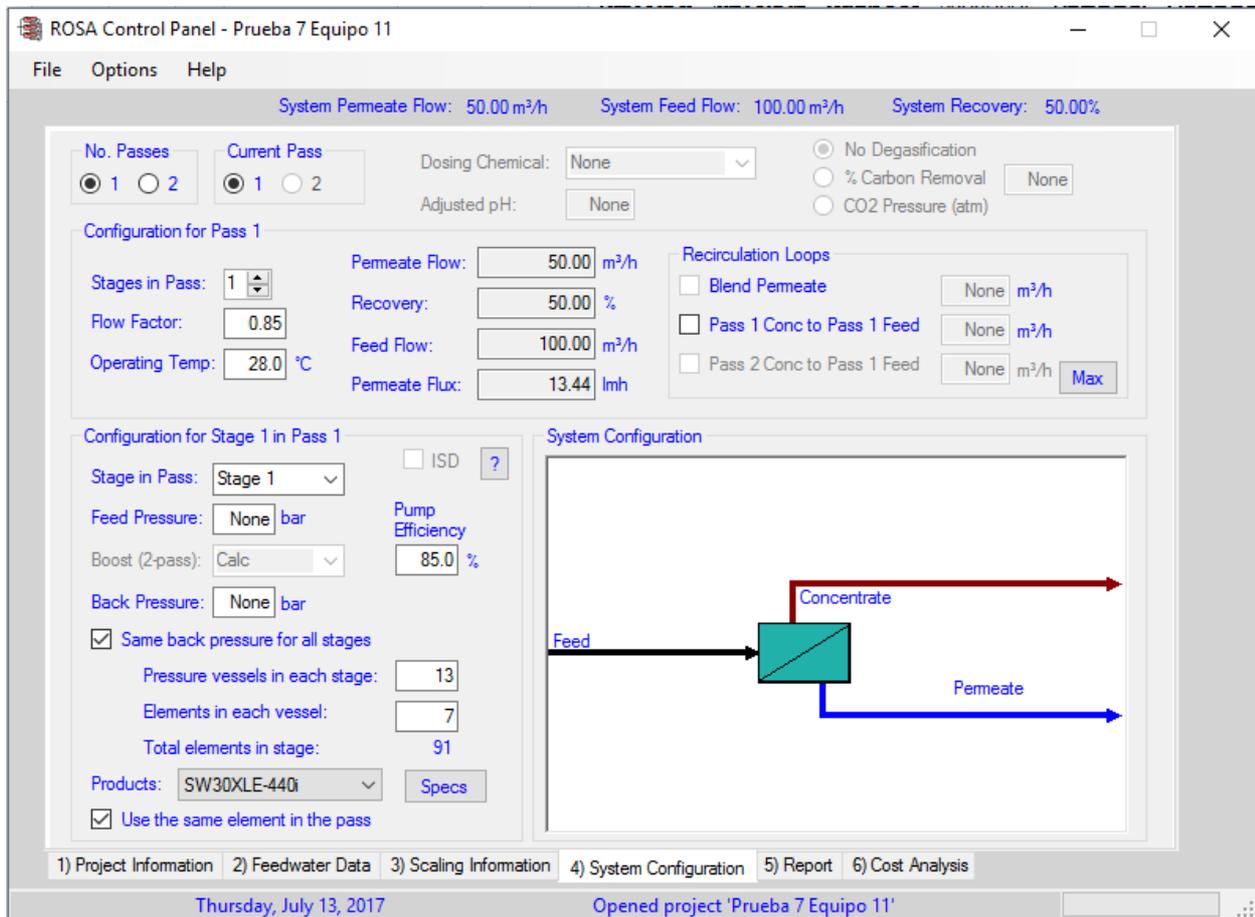


Figura 23. Imagen tomada de *ROSA*, donde se muestra la *System Configuration*, todos los datos relevantes de la configuración del sistema utilizado en las simulaciones realizadas con este programa.

Tomando dicha configuración de 13 *Pressure vessels* y 7 elementos se han obtenido unos resultados que concuerdan tanto con los valores dados por nuestra fuente de características del agua de mar a utilizar, *Mediterranean feedwater 28°C [Wilf, 2007]*, como con los valores que proporciona la patente a analizar. Dichos valores obtenidos de la simulación con *ROSA* se muestran a continuación:

Tabla 5-1. Resultados obtenidos de la simulación con ROSA. Detalles del sistema y de la configuración del sistema empleado en la simulación.

Case-specific:		
System Details		
Feed Flow to Stage 1	100.00	m ³ /h
Raw Water Flow to System	100.00	m ³ /h
Feed Pressure	64.00	bar
Flow Factor	0.85	
Chem. Dose	None	
Total Active Area	3719.72	M ²
Pass 1 Permeate Flow	50.00	m ³ /h
Pass 1 Recovery	50.00	%
Feed Temperature	28.0	C
Feed TDS	40634.96	mg/l
Number of Elements	91	
Average Pass 1 Flux	13.44	lmh
Osmotic Pressure:		
Feed	29.08	bar
Concentrate	60.75	bar
Average	44.91	bar
Average NDP	18.58	bar
Power	209.18	kW
Specific Energy	4.18	kWh/m ³
Stage 1 Details		
Element	SW30XLE-440i	
#PV	13	
#Ele	7	
Feed Flow	100.00	m ³ /h
Feed Press	63.65	bar
Recirc Flow	0.00	m ³ /h
Conc Flow	50.00	m ³ /h
Conc Press	62.82	bar
Perm Flow	50.00	m ³ /h
Avg Flux	13.44	lmh
Perm Press	0.00	bar
Boost Press	0.00	bar
Perm TDS	331.03	mg/l

Tabla 5-2. Concentraciones de los componentes contenidos en los flujos que intervienen en el proceso SWRO.

Pass Streams (mg/l as Ion)				
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate	Permeate
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00
K	485.34	485.34	965.41	5.25
Na	12310.05	12310.08	24503.82	116.06
Mg	1571.05	1571.05	3138.59	3.46
Ca	487.36	487.36	973.64	1.06
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	32.24	32.24	66.71	0.00
HCO3	160.57	160.57	315.31	2.16
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	22398.76	22398.76	44604.54	192.44
F	1.39	1.39	2.76	0.02
SO4	3157.77	3157.77	6312.73	2.73
SiO2	1.61	1.61	3.20	0.02
Boron	5.04	5.04	8.72	1.37
CO2	0.59	0.59	1.50	0.67
TDS	40634.93	40634.96	80936.50	331.03
pH	8.10	8.10	8.16	6.62

Los 3 procesos descritos por la patente tienen exactamente los mismos valores de entrada y salida en el proceso de SWRO por lo que esta configuración de 13 PV y 7 elementos, así como los resultados obtenidos serán válidos para estos 3 procesos.

5.3. Intercambiadores de presión

En la patente a analizar encontramos 2 intercambiadores de presión en los 3 esquemas propuestos por esta, aunque en cada propuesta tendremos unos flujos de entrada y salida distintos. Para la particularización de dichos intercambiadores se ha optado por seleccionar intercambiadores de presión de cámara isobárica, por su mejor rendimiento. Más concretamente, se particularizarán estos equipos como intercambiadores de presión del fabricante ERI (Energy Recovery, Inc) por su especialización en el sector.

Para la particularización de todos los intercambiadores de presión supondremos una eficiencia del 97%, dicha eficiencia es la dada por el fabricante y no la eficiencia termodinámica del sistema. Dicha eficiencia viene dada por la siguiente expresión:

$$Efficiency = \frac{\sum(Pressure \times Flow)_{OUT}}{\sum(Pressure \times Flow)_{IN}} \times 100$$

En cuanto a las pérdidas de presión en estos sistemas se ha determinado que es asumible unas pérdidas en la parte de alta presión de 7 bar y de 6 bar en la de baja presión. Es decir, High Pressure Flow Differential Pressure (HPDP) igual a 7bar y Low Pressure Flow Differential Pressure (LPDP) igual a 6bar.

Por otro lado, para las distintas densidades de las corrientes del sistema se ha tomado como densidad del agua pura a 28°C : $\rho_{agua\ 28^{\circ}C} = 996,3\ Kg/m^3$ (28°C, temperatura que se uso en las simulaciones con ROSA para el cálculo de los parámetros del sistema SWRO). Las demás presiones se obtendrán mediante el uso de una hoja de cálculo Excel.

6 CONSUMO ESPECÍFICO DE CADA SISTEMA

6.1. Consumo de los equipos involucrados en la RO. Primer sistema propuesto

En el siguiente esquema se muestra la configuración del sistema propuesto en el primer sistema propuesto por la patente una vez eliminados los flujos y equipos que no intervienen en el proceso de la recuperación de energía mediante el intercambiador de presión.

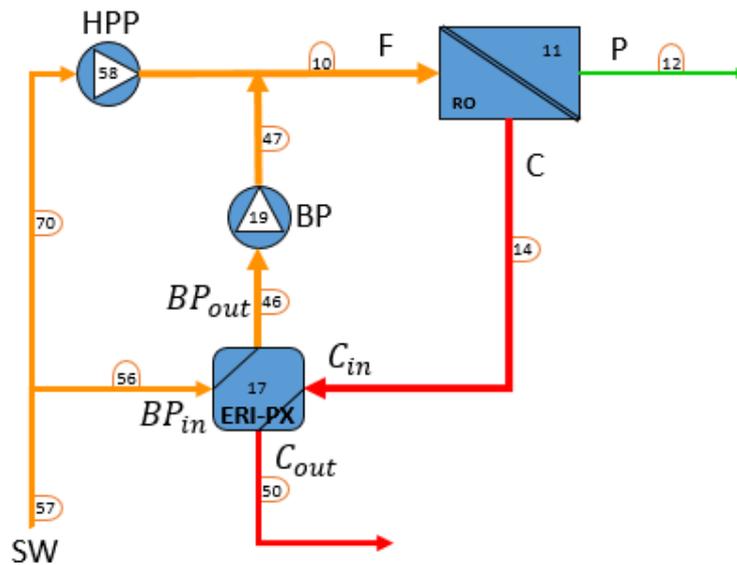


Figura 24. Configuración del sistema de recuperación de energía del proceso SWRO mediante intercambiador de presión ERI-PX del primer sistema propuesto de la patente.

Datos conocidos:

- Entrada a la RO o *Feed solution* (F):

$$q_{V,F} = 100 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$p_F = 64 \text{ bar}$$

$$C_F = 40,6 \text{ g/l}$$

$$\rho_F = 1036,9 \text{ Kg/m}^3$$

- Producto de la RO (P):

$$q_{V,P} = 50 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$p_P = 0 \text{ bar}$$

$$C_P = 0,331 \text{ g/l}$$

$$\rho_P = 996,6 \text{ Kg/m}^3$$

- Concentrado de la RO (C):

$$q_{V,C} = 50 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$C_C = 81 \text{ g/l}$$

$$\rho_C = 1077,3 \text{ Kg/m}^3$$

$$p_{C,in} = 62,82 \text{ bar}$$

$$p_{C,out} = 29 \text{ bar} \text{ (Valor tomado directamente de la patente)}$$

- Flujo que atraviesa la bomba de refuerzo o *Booster Pump* (BP):

$$\rho_{BP} = 1036,9 \text{ kg/m}^3$$

- Flujo que atraviesa la bomba de alta presión o *High-pressure Pump* (HPP):

$$\rho_{HPP} = 1036,9 \text{ kg/m}^3$$

Se conocen además los valores de HPDP y de LPDL por lo que se puede hallar las presiones que se desconocen con unos sencillos cálculos:

$$p_{BP,in} = p_{C,out} + LPDP = 29 + 0,6 = 29,6 \text{ bar}$$

$$p_{BP,out} = p_{C,in} - HPDP = 62,82 - 0,7 = 62,12 \text{ bar}$$

Las únicas incógnitas que quedan por hallar son los caudales que pasan por cada bomba: $q_{V,BP}$ y $q_{V,HPP}$.

Para hallarlas se usará la definición de eficiencia que da el fabricante y que como se comentó anteriormente se supondrá que dicha eficiencia tiene un valor del 97%.

$$Efficiency = \frac{\sum(Pressure \times Flow)_{OUT}}{\sum(Pressure \times Flow)_{IN}} \times 100$$

$$97 = \frac{q_{V,BP} \times p_{BP,out} + q_{V,C} \times p_{C,out}}{q_{V,BP} \times p_{BP,in} + q_{V,C} \times p_{C,in}} \times 100$$

Todos los valores son conocidos excepto $q_{V,BP}$, despejando la ecuación para obtener dicho valor y se obtiene:

$$q_{V,BP} = 47,8 \text{ m}^3/\text{h}$$

Aplicando ahora un balance de materia se halla $q_{V,HPP}$, teniendo en cuenta que los fluidos que intervienen en el balance tienen la misma densidad podemos aplicar el balance de materia directamente con los caudales volumétricos:

$$q_{V,F} = q_{V,HPP} + q_{V,BP}$$

$$q_{V,HPP} = 52,2 \text{ m}^3/\text{h}$$

Se puede calcular ahora el consumo específico en esta parte del proceso.

Para calcular el consumo específico del proceso se calcula antes la potencia consumida por cada una de las dos bombas que intervienen en esta parte del proceso.

$$P_{W,HPP} = \frac{\frac{q_{V,HPP}}{\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_F - p_{BP,in}}{\text{bar} \cdot 100^{-1}}}{\eta_{HPP} \cdot \eta_{eng}} \times \text{kW} = 61,77 \text{ kW}$$

$$\eta_{HPP} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

$$P_{W,BP} = \frac{\frac{q_{V,BP}}{\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_F - p_{BP,out}}{\text{bar} \cdot 100^{-1}}}{\eta_{BP} \cdot \eta_{eng}} \times \text{kW} = 3,09 \text{ kW}$$

$$\eta_{BP} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

Se calcula ahora el consumo específico:

$$SEC = \frac{P_{W,HPP} + P_{W,BP}}{q_{V,P}} = 1,297 \text{ kWh/m}^3$$

Con este valor podemos sacar la conclusión de que este sistema de desalación no es viable por varios motivos:

- El balance de materia aplicado a la entrada de agua de mar es nulo, es decir entra al proceso la misma cantidad y con la misma concentración que sale, luego, podría considerarse que el flujo 1 y 61 podrían unirse creando un circuito cerrado (Ver figura 10, página 15). Así que realmente se desala el fluido de la entrada a la PRO, flujo 62, que ya tiene una concentración salina baja, 2g/l.
- Desalar con un sistema RO de *brackish water* (BWRO) puede suponer alrededor de $0,5 \text{ kWh/m}^3$, luego, esta tecnología sería más conveniente para un sistema con las características dadas.

Dicho esto, **se descarta la viabilidad de aplicación a escala industrial del primer sistema de desalación propuesto por la patente.**

6.2. Consumo de los equipos involucrados en la RO. Segundo sistema propuesto

En el siguiente esquema se muestra la configuración del sistema propuesto en el segundo sistema propuesto por la patente una vez eliminados los flujos y equipos que no intervienen en el proceso de la recuperación de energía mediante el intercambiador de presión.

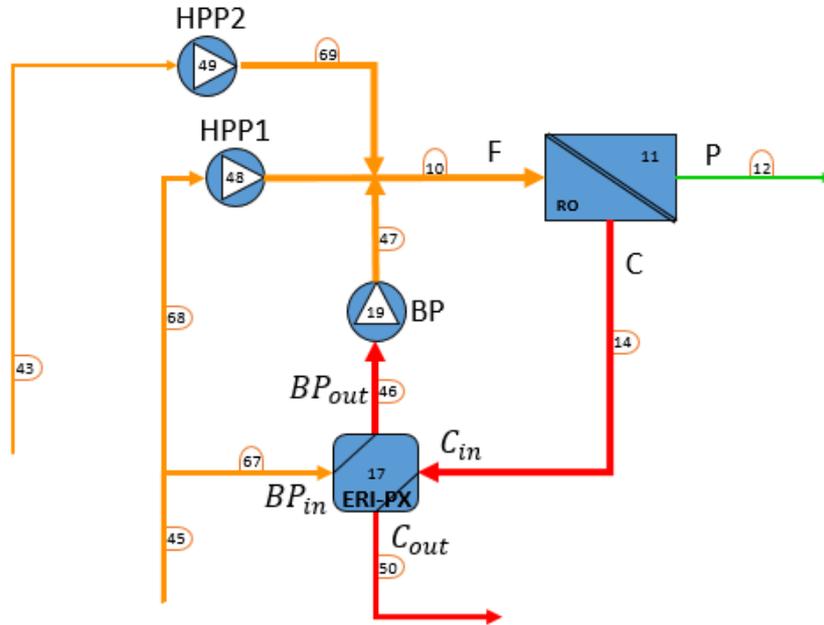


Figura 25. Configuración del sistema de recuperación de energía del proceso SWRO mediante intercambiador de presión ERI-PX del segundo sistema propuesto de la patente.

Datos conocidos:

- Entrada a la RO o *Feed solution* (F):

$$q_{V,F} = 100 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$p_F = 64 \text{ bar}$$

$$C_F = 40,6 \text{ g/l}$$

$$\rho_F = 1036,9 \text{ Kg/m}^3$$

- Producto de la RO (P):

$$q_{V,P} = 50 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$p_P = 0 \text{ bar}$$

$$C_P = 0,331 \text{ g/l}$$

$$\rho_P = 996,6 \text{ Kg/m}^3$$

- Concentrado de la RO (C):

$$q_{V,C} = 50 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\rho_C = 1077,3 \text{ Kg/m}^3$$

$$C_C = 81 \text{ g/l}$$

$$p_{C,in} = 62,82 \text{ bar}$$

$$p_{C,out} = 29 \text{ bar} \text{ (Valor tomado directamente de la patente)}$$

- Flujo que atraviesa la bomba de refuerzo o *Booster Pump* (BP):

$$\rho_{BP} = 1036,9 \text{ kg/m}^3$$

- Flujo que atraviesa la bomba de alta presión 1 o *High-pressure Pump* (HPP1):

$$\rho_{HPP1} = 1036,9 \text{ kg/m}^3$$

- Flujo que atraviesa la bomba de alta presión 2 o *High-pressure Pump* (HPP2):

$$\rho_{HPP2} = 1036,9 \text{ kg/m}^3$$

Se conocen además los valores de HPDP y de LPDL por lo que se puede hallar las presiones que se desconocen con unos sencillos cálculos:

$$p_{BP,in} = p_{C,out} + LPDP = 29 + 0,6 = 29,6 \text{ bar}$$

$$p_{BP,out} = p_{C,in} - HPDP = 62,82 - 0,7 = 62,12 \text{ bar}$$

Las únicas incógnitas que quedan por hallar son los caudales que pasan por cada bomba: $q_{V,BP}$ y $q_{V,HPP}$.

Para hallarlas se usará la definición de eficiencia que da el fabricante y que como se comentó anteriormente se supondrá que dicha eficiencia tiene un valor de 97%.

$$Efficiency = \frac{\sum(Pressure \times Flow)_{OUT}}{\sum(Pressure \times Flow)_{IN}} \times 100$$

$$97 = \frac{q_{V,BP} \times p_{BP,out} + q_{V,C} \times p_{C,out}}{q_{V,BP} \times p_{BP,in} + q_{V,C} \times p_{C,in}} \times 100$$

Todos los valores son conocidos excepto $q_{V,BP}$, despejamos la ecuación para obtener dicho valor y se obtiene:

$$q_{V,BP} = 47,8 \text{ m}^3/h$$

Aplicando ahora un balance de materia se hallan $q_{V,HPP1}$ y $q_{V,HPP2}$ teniendo en cuenta que los fluidos que intervienen en el balance tienen la misma densidad podemos aplicar el balance de materia directamente con los caudales volumétricos:

$$q_{V,F} = q_{V,HPP1} + q_{V,HPP2} + q_{V,BP}$$

$$q_{V,HPP1} + q_{V,HPP2} = 52,2 \text{ m}^3/\text{h}$$

Como el flujo que llega a HPP1 pasa previamente por otro intercambiador de presión se dejará este valor tal y como esta descrito en la patente y, por tanto, aplicaremos el balance de materia al flujo previamente presurizado mediante intercambiador de presión. El caudal que pasa por HPP2 quedará por tanto tal y como aparece en la patente.

$$q_{V,HPP1} + q_{V,BP} = 85 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$q_{V,HPP1} = 37,2 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$q_{V,HPP2} = 15 \text{ m}^3/\text{h}$$

Se puede calcular ahora el consumo específico en esta parte del proceso.

Para calcular el consumo específico del proceso se calcula antes la potencia consumida por cada una de las dos bombas que intervienen en esta parte del proceso.

$$P_{W,HPP1} = \frac{q_{V,HPP1}}{\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_F - p_{BP,in}}{\text{bar} \cdot 100^{-1}} \times \text{kW} = 44,02 \text{ kW}$$

$$\eta_{HPP1} \cdot \eta_{eng}$$

$$\eta_{HPP1} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

$$P_{W,HPP2} = \frac{q_{V,HPP2}}{\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_F - p_{BP,in}}{\text{bar} \cdot 100^{-1}} \times \text{kW} = 32,51 \text{ kW}$$

$$\eta_{HPP2} \cdot \eta_{eng}$$

$$\eta_{HPP2} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

$$P_{W,BP} = \frac{q_{V,BP}}{\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_F - p_{BP,out}}{\text{bar} \cdot 100^{-1}} \times \text{kW} = 3,09 \text{ kW}$$

$$\eta_{BP} \cdot \eta_{eng}$$

$$\eta_{BP} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

- Concentrado de la RO (C):

$$q_{V,C*} = 50 - 25 = 25 \text{ m}^3/h$$

$$\rho_C = 1077,3 \text{ Kg/m}^3$$

$$C_C = 81 \text{ g/l}$$

$$p_{C,in} = 62,82 \text{ bar}$$

$$p_{C,out} = 1 \text{ bar} \text{ (Valor tomado directamente de la patente)}$$

- Flujo que atraviesa la bomba de refuerzo o *Booster Pump* (BP):

$$\rho_{BP} = 1036,9 \text{ kg/m}^3$$

- Flujo que atraviesa la bomba de alta presión o *High-pressure Pump* (HPP):

$$\rho_{HPP} = 1036,9 \text{ kg/m}^3$$

$$p_{HPP,in} = 27,6 \text{ bar} \text{ (Valor tomado directamente de la patente)}$$

Se conoce además los valores de HPDP y de LPDL por lo que se puede hallar las presiones que se desconoce con unos sencillos cálculos:

$$p_{BP,in} = p_{C,out} + LPDP = 29 + 0,6 = 1,6 \text{ bar}$$

$$p_{BP,out} = p_{C,in} - HPDP = 62,82 - 0,7 = 62,12 \text{ bar}$$

Las únicas incógnitas que quedan por hallar son los caudales que pasan por cada bomba: $q_{V,BP}$ y $q_{V,HPP}$.

Para hallarlas se usará la definición de eficiencia que da el fabricante y que como se comentó anteriormente se supondrá que dicha eficiencia tiene un valor de 97%.

$$Efficiency = \frac{\sum(Pressure \times Flow)_{OUT}}{\sum(Pressure \times Flow)_{IN}} \times 100$$

$$97 = \frac{q_{V,BP} \times p_{BP,out} + q_{V,C} \times p_{C,out}}{q_{V,BP} \times p_{BP,in} + q_{V,C} \times p_{C,in}} \times 100$$

Todos los valores son conocidos excepto $q_{V,BP}$, despejamos la ecuación para obtener dicho valor y se obtiene:

$$q_{V,BP} = 29,63 \text{ m}^3/h$$

Aplicando ahora un balance de materia se halla $q_{V,HPP}$, teniendo en cuenta que los fluidos que intervienen en el balance tienen la misma densidad podemos aplicar el balance de materia directamente con los caudales volumétricos:

$$q_{V,F} = q_{V,HPP} + q_{V,BP}$$

$$q_{V,HPP} = 70,37 \text{ m}^3/\text{h}$$

Se puede calcular ahora el consumo específico en esta parte del proceso.

Para calcular el consumo específico del proceso se calcula antes la potencia consumida por cada una de las dos bombas que intervienen en esta parte del proceso.

$$P_{W,HPP} = \frac{\frac{q_{V,HPP}}{\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_F - p_{BP,in}}{\text{bar} \cdot 100^{-1}}}{\eta_{HPP} \cdot \eta_{eng}} \times \text{kW} = 88,11 \text{ kW}$$

$$\eta_{HPP} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

$$P_{W,BP} = \frac{\frac{q_{V,BP}}{\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_F - p_{BP,out}}{\text{bar} \cdot 100^{-1}}}{\eta_{BP} \cdot \eta_{eng}} \times \text{kW} = 1,91 \text{ kW}$$

$$\eta_{BP} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

Se calcula ahora el consumo específico:

$$SEC = \frac{P_{W,HPP} + P_{W,BP}}{q_{V,P}} = 1,8 \text{ kWh/m}^3$$

6.4. Consumo de los equipos involucrados en la PRO. Segundo sistema propuesto

En el siguiente esquema se muestra la configuración del sistema propuesto en el segundo sistema propuesto por la patente una vez eliminados los flujos y equipos que no intervienen en el proceso de la recuperación de energía mediante el intercambiador de presión. Este intercambiador de presión utiliza el flujo de salida de la PRO para aumentar la presión del agua de mar de entrada al sistema para luego llevarla al PX1 ya particularizado en el apartado anterior.

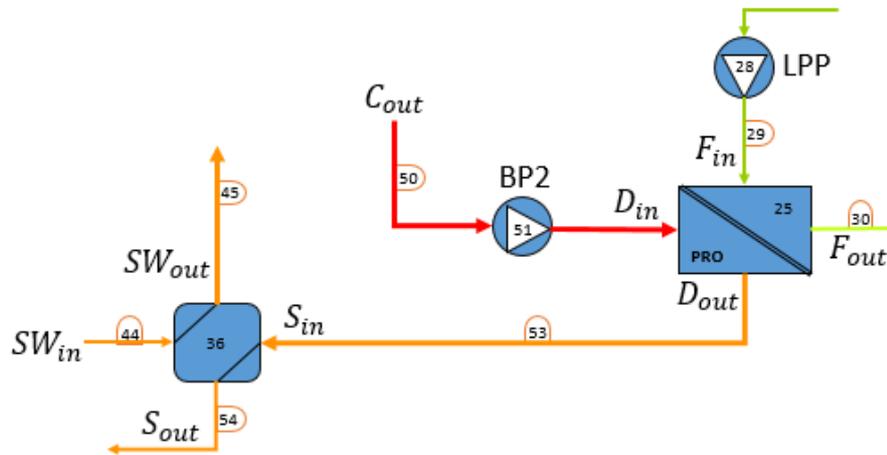


Figura 27. Configuración del sistema de recuperación de energía del proceso PRO con intercambiador de presión ERI-PX del segundo sistema propuesto de la patente.

Datos conocidos:

- Agua de mar presurizada en el PX 2 (SW):

$$q_{V,SW} = 85 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$C_{SW} = 40,6 \text{ g/l}$$

$$\rho_{SW} = 1036,9 \text{ Kg/m}^3$$

$$p_{SW,in} = 1,6 \text{ bar}$$

$$p_{SW,out} = 29,6 \text{ bar}$$

- Flujo despresurizado en el PX 2 (S):

$$p_{S,out} = 1 \text{ bar}$$

$$C_S = 47,1 \text{ g/l}$$

- Feed solution del proceso de PRO (F):

$$p_{F,in} = 5 \text{ bar}$$

$$p_{F,out} = 0,5 \text{ bar}$$

$$C_{F,in} = 2 \text{ g/l}$$

$$C_{F,out} = 6,7 \text{ g/l}$$

$$\rho_{F,in} = 998,3 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_{F,out} = 1003 \text{ Kg/m}^3$$

- *Draw solution* del proceso de PRO (D):

$$q_{V,D} = 50 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$p_{D,in} = 31 \text{ bar}$$

$$C_{D,in} = 81 \text{ g/l}$$

$$C_{D,out} = 47,1 \text{ g/l}$$

$$\rho_{D,in} = 1077,6 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_{D,out} = 1043,4 \text{ Kg/m}^3$$

- Concentrado de la RO (C):

$$q_{V,C,out} = 50 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\rho_{C,out} = 1077,3 \text{ Kg/m}^3$$

$$p_{C,out} = 29 \text{ bar}$$

$$C_{C,out} = 81 \text{ g/l}$$

- Flujo que atraviesa la bomba de refuerzo 2 o *Booster Pump* (BP2):

$$q_{V,BP2} = q_{V,C,out} = 50 \text{ m}^3/\text{h}$$

- Flujo que atraviesa la bomba de baja potencia o *Low Power Pump* (LPP):

$$q_{V,LPP} = q_{V,F,in}$$

Se conocen además los valores de HPDP y de LPDL por lo que se puede hallar las presiones que se desconocen de las entradas y salidas del PX con unos sencillos cálculos:

$$p_{S,out} = p_{SW,in} - LPDP = 1,6 - 0,6 = 1 \text{ bar}$$

$$p_{S,in} = p_{SW,out} + HPDP = 29,6 - 0,7 = 28,9 \text{ bar}$$

Las únicas incógnitas que quedan por hallar son los caudales que pasan por cada bomba: $q_{V,BP}$ y $q_{V,HPP}$.

Para hallarlas se usará la definición de eficiencia que da el fabricante y que como se comentó anteriormente se supondrá que dicha eficiencia tiene un valor de 97%.

$$Efficiency = \frac{\sum(Pressure \times Flow)_{OUT}}{\sum(Pressure \times Flow)_{IN}} \times 100$$

$$97 = \frac{q_{V,SW} \times p_{SW,out} + q_{V,C} \times p_{S,out}}{q_{V,SW} \times p_{SW,in} + q_{V,C} \times p_{S,in}} \times 100$$

Todos los valores son conocidos excepto $q_{V,BP}$, despejamos la ecuación para obtener dicho valor y se obtiene:

$$q_{V,D,out} = 82,67 m^3/h$$

Este valor es algo menor al dado por la patente, para aprovechar que las necesidades del sistema son menores recalcularemos los caudales que pasan por las bombas involucradas en el proceso de RO lo que supondrá un ahorro energético en la compresión del fluido.

Se recalculará, por lo tanto, el caudal que alimenta el proceso de RO, $q_{V,SW,out}$, utilizando nuevamente la definición de eficiencia del fabricante del PX.

$$Efficiency = \frac{\sum(Pressure \times Flow)_{OUT}}{\sum(Pressure \times Flow)_{IN}} \times 100$$

$$97 = \frac{q_{V,SW} \times p_{SW,out} + q_{V,C} \times p_{S,out}}{q_{V,SW} \times p_{SW,in} + q_{V,C} \times p_{S,in}} \times 100$$

Todos los valores son conocidos excepto $q_{V,BP}$, despejamos la ecuación para obtener dicho valor y se obtiene:

$$q_{V,SW,out} = 87,23 m^3/h$$

Se recalculan ahora los caudales de las bombas del proceso de RO:

$$q_{V,HPP1} = q_{V,SW,out} - 47,8 = 39,43 m^3/h$$

$$q_{V,HPP2} = 100 - q_{V,SW,out} = 12,77 m^3/h$$

Ya se tienen todos los caudales que atraviesan las bombas del proceso de PRO:

$$q_{V,LPP} = q_{V,F,in} = 50 m^3/h$$

$$q_{V,BP2} = q_{V,C,out} = 50 m^3/h$$

Se puede calcular ahora el consumo específico en esta parte del proceso.

Para calcular el consumo específico del proceso se calcula antes la potencia consumida por cada una de las dos bombas que intervienen en esta parte del proceso.

$$P_{W,HPP1} = \frac{q_{V,HPP1}}{m^3 \cdot h^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_F - p_{BP,in}}{bar \cdot 100^{-1}} \times kW = 46.66 kW$$

$$\eta_{HPP1} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

$$P_{W,HPP2} = \frac{q_{V,HPP2}}{m^3 \cdot h^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_F - p_{BP,in}}{bar \cdot 100^{-1}} \times kW = 27.41 kW$$

$$\eta_{HPP2} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

$$P_{W,LPP} = \frac{q_{V,LPP}}{m^3 \cdot h^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_{F,in} - p_E}{bar \cdot 100^{-1}} \times kW = 6,88 kW$$

$$\eta_{LPP} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

$$P_{W,BP2} = \frac{q_{V,BP2}}{m^3 \cdot h^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_{D,in} - p_{C,out}}{bar \cdot 100^{-1}} \times kW = 3,44 kW$$

$$\eta_{BP2} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

Se calcula ahora el consumo total específico:

$$SEC = \frac{P_{W,HPP} + P_{W,HPP2} + P_{W,BP} + P_{W,LPP} + P_{W,BP2}}{q_{V,P}} = 1,688 kWh/m^3$$

$$C_{F,out} = 6,7 \text{ g/l}$$

$$\rho_{F,in} = 998,3 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_{F,out} = 1003 \text{ Kg/m}^3$$

- *Draw solution* del proceso de PRO (D):

$$q_{V,D} = 50 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$p_{D,in} = 29,5 \text{ bar}$$

$$C_{D,in} = 81 \text{ g/l}$$

$$C_{D,out} = 47,1 \text{ g/l}$$

$$\rho_{D,in} = 1077,6 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_{D,out} = 1043,4 \text{ Kg/m}^3$$

- Concentrado de la RO (C):

$$q_{V,C} = 25 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$q_{V,C,out} = 25 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\rho_{C,out} = \rho_C = 1077,3 \text{ Kg/m}^3$$

$$p_C = 59 \text{ bar}$$

$$p_{C,out} = 1 \text{ bar}$$

$$C_{C,out} = C_C = 81 \text{ g/l}$$

- Flujo que atraviesa la bomba de baja potencia o *Low Power Pump* (LPP):

$$q_{V,LPP} = 25 \text{ m}^3/\text{h}$$

- Flujo que atraviesa la turbina (T):

$$q_{V,T} = q_{V,D,out} - q_{V,S,in}$$

Se conocen además los valores de HPDP y de LPDL por lo que se puede hallar las presiones que se desconocen de las entradas y salidas del PX con unos sencillos cálculos:

$$p_{S,out} = p_{SW,in} - LPDP = 1,6 - 0,6 = 1 \text{ bar}$$

$$p_{S,in} = p_{SW,out} + HPDP = 27,6 - 0,7 = 26,9 \text{ bar}$$

Las únicas incógnitas que quedan por hallar son los caudales que pasan por cada bomba: $q_{V,BP}$ y $q_{V,HPP}$.

Para hallarlas se usará la definición de eficiencia que da el fabricante y que como se comentó anteriormente se supondrá que dicha eficiencia tiene un valor de 97%.

$$Efficiency = \frac{\sum(Pressure \times Flow)_{OUT}}{\sum(Pressure \times Flow)_{IN}} \times 100$$

$$97 = \frac{q_{V,SW} \times p_{SW,out} + q_{V,C} \times p_{S,out}}{q_{V,SW} \times p_{SW,in} + q_{V,C} \times p_{S,in}} \times 100$$

Todos los valores son conocidos excepto $q_{V,BP}$, despejamos la ecuación para obtener dicho valor y se obtiene:

$$q_{V,D,out} = 72,88 m^3/h$$

Este valor es algo menor que el dado en la patente, se tomará éste valor para la entrada al PX y el sobrante con respecto a la patente se añadirá al caudal turbinado para un mayor ahorro energético.

$$q_{V,T} = 12,12 m^3/h$$

Se puede calcular ahora el consumo específico en esta parte del proceso.

Para calcular el consumo específico del proceso se calcula antes la potencia consumida por cada una de las dos bombas que intervienen en esta parte del proceso.

$$P_{W,LPP} = \frac{\frac{q_{V,LPP}}{m^3 \cdot h^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_{F,in} - p_E}{bar \cdot 100^{-1}}}{\eta_{LPP} \cdot \eta_{eng}} \times kW = 6,88 kW$$

$$\eta_{LPP} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

Faltaría por incluir en dicho consumo el ahorro de energía por la energía que produce la turbina, la cual supondremos que tiene un rendimiento total del 85%.

$$P_{W,T} = \frac{q_{V,T}}{m^3 \cdot h^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_{D,out} - p_E}{bar \cdot 100^{-1}} \times \eta_T \times kW = 8,01 kW$$

$$\eta_T = 0,85$$

Se calcula ahora el consumo total específico:

$$SEC = \frac{P_{W,HPP} + P_{W,BP} + P_{W,LPP} - P_{W,T}}{q_{V,P}} = 1,781 kWh/m^3$$

6.6. Consumo específico del caso base de SWRO sin PRO

Para una mejor lectura de los valores de consumo obtenidos de los sistemas propuestos por la patente se calcula ahora el consumo que tendría un sistema básico similar sin PRO. A continuación, se expone dicho sistema básico de RO con un producto y una entrada idénticas a las descritas en la patente para una comparación de datos justa.

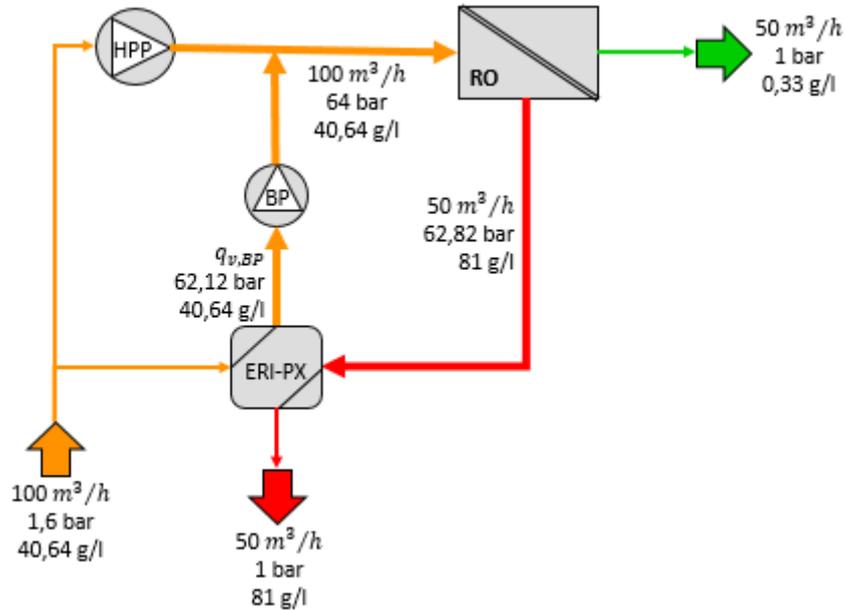


Figura 29. Esquema del sistema RO base de desalación con valores de entrada y salida similares a los dados por la patente.

Para calcular los caudales que circulan por cada bomba basta con calcular uno solo de estos caudales. Para hallar el caudal que pasa por la bomba BP se usará la definición de eficiencia que da el fabricante y que como se comentó anteriormente se supondrá que dicha eficiencia tiene un valor de 97%.

$$Efficiency = \frac{\sum(Pressure \times Flow)_{OUT}}{\sum(Pressure \times Flow)_{IN}} \times 100$$

$$97 = \frac{q_{V,BP} \times 61,12 + 50 \times 0}{q_{V,BP} \times 0,6 + 50 \times 61,82} \times 100$$

Todos los valores son conocidos excepto $q_{V,BP}$, se despeja la ecuación para obtener dicho valor y se obtiene:

$$q_{V,BP} = 49,53 \text{ m}^3/h$$

Aplicando un balance de materia se calcula también el caudal de la bomba HPP:

$$q_{V,HPP} = 100 - q_{V,BP} = 50,47 \text{ m}^3/h$$

Se puede calcular ahora el consumo específico del proceso.

Para calcular el consumo específico del proceso se calcula antes la potencia consumida por cada una de las dos bombas que intervienen en el proceso.

$$P_{W,HPP} = \frac{\frac{q_{V,HPP}}{m^3 \cdot h^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_{F,in} - p_E}{bar \cdot 100^{-1}}}{\eta_{HPP} \cdot \eta_{eng}} \times kW = 108,34 kW$$

$$\eta_{HPP} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

$$P_{W,BP} = \frac{\frac{q_{V,BP}}{m^3 \cdot h^{-1} \cdot 3600} \times \frac{p_{D,in} - p_{C,out}}{bar \cdot 100^{-1}}}{\eta_{BP} \cdot \eta_{eng}} \times kW = 3,24 kW$$

$$\eta_{BP} = 0,85$$

$$\eta_{eng} = 0,95$$

Se calcula ahora el consumo total específico:

$$SEC = \frac{P_{W,HPP} + P_{W,BP}}{q_{V,P}} = 2,23 kWh/m^3$$

Para igualar este caso base a los sistemas propuestos por la patente se debe incluir una corriente externa similar, es decir, un flujo de $50 m^3$ y $2g/l$.

Dicha corriente se podría desalar con un sistema RO de *Brackish Water* que se puede estimar que tiene una *recovery* del 90% y un consumo específico de $0,5 kWh/m^3$.

Por tanto, se tiene el siguiente proceso:

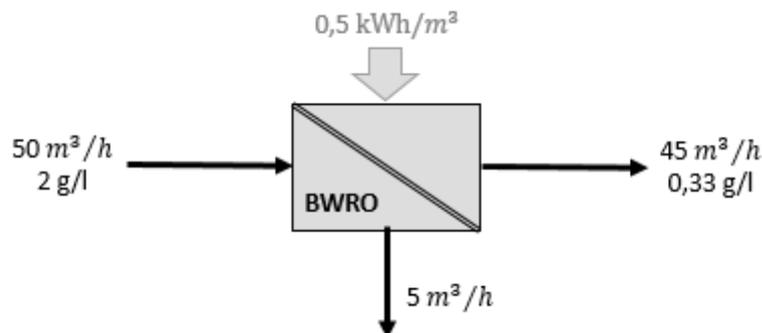


Figura 30. Esquema descriptivo del proceso de BWRO

Se puede calcular ahora el consumo específico incluyendo el consumo de este recurso.

$$SEC = \frac{2,23 \frac{kWh}{m^3} \cdot 50 m^3/h + 0,5 \frac{kWh}{m^3} \cdot 45 m^3/h}{q_{V,P}} = 1,411 kWh/m^3$$

$$q_{V,P} = 50 + 45 = 95 m^3/h$$

7 COMPARACIÓN DE RESULTADOS

Para valorar los resultados obtenidos en los cálculos de los apartados anteriores se resumirán los datos más relevantes de los 3 sistemas descritos en la patente y el sistema base de SWRO para poder compararlos adecuadamente.

Tabla 7-1. Resumen de los datos que caracterizan cada sistema a analizar para su correcta comparación y valoración de resultados.

	Sistemas propuestos por la patente			Sistema SWRO
	1°	2°	3°	Caso base
Sistema	SWRO+PRO	SWRO+PRO	SWRO+PRO	SWRO+BWRO
Feed (40g/l)	100 m ³ /h	100 m ³ /h	100 m ³ /h	100 m ³ /h
Producto (0,32g/l)	50 m ³ /h	50 m ³ /h	50 m ³ /h	95 m ³ /h
Membrana	7xSW30XLE-440i 13 PV	7xSW30XLE-440i 13 PV	7xSW30XLE-440i 13 PV	7xSW30XLE-440i 13 PV
Recovery rate	50%	50%	50%	50% SWRO 90% BWRO
SEC [kWh/m³]	>1,279*	1,688	1,781	1,411
Recurso externo	62,5 m ³ /h 2 g/l 1 bar	50 m ³ /h 2 g/l 1 bar	50 m ³ /h 2 g/l 1 bar	50 m ³ /h 2 g/l 1 bar

*No se calculó el consumo total de este sistema por ser descartada su viabilidad.

Entre los distintos sistemas definidos en la patente cabe destacar que:

En primer lugar, el primer sistema se descartó por desalar una corriente de 2g/l con una configuración tediosa y un consumo bastante mayor que otros sistemas de desalación para corrientes de estas características, como BWRO.

En segundo lugar, entre los sistemas 2° y 3°, el 2° resulta ser más viable debido a varios motivos: consumo ligeramente más bajo y carece de turbina (lo que encarece el sistema y su mantenimiento).

Entonces, se decide tomar la segunda configuración de la patente como la más viable de las tres y será la que se compare con el sistema base de SWRO+BWRO.

Para comparar estos dos sistemas se tendrán en cuenta más parámetros que en el apartado anterior debido a que no son tan similares.

Para ambos sistemas se tiene un caudal de agua de mar de $100 \text{ m}^3/\text{h}$ y 40 g/l . Además, una corriente, que podría ser de agua residual, de $50 \text{ m}^3/\text{h}$ y 2 g/l . La diferencia entre ambos es que, mientras en la configuración de la patente este segundo flujo se utiliza como Feed solution en el proceso de PRO, en la configuración base se ha supuesto que se emplea un sistema BWRO.

Desalar una corriente de baja salinidad, como en nuestro caso pudiera ser un agua residual tratada, con un sistema de RO de *brackish water* (BWRO) puede suponer un consumo específico de $0,5 \text{ kWh/m}^3$. Los sistemas típicos de BWRO son de dos pasos, por tanto, el permeado habrá atravesado dos membranas de tamaño de poro RO. Teniendo en cuenta que la normativa de reúso de, por ejemplo, agua depurada, exige 2 pasos por membranas del tipo NF, RO, PRO o FO, sí se cumpliría con un BWRO convencional. Dicho esto, podría utilizarse este sistema para reutilizar la corriente [26] de $50 \text{ m}^3/\text{h}$ y 2 g/l que interviene en el proceso de la patente.

Aunque el consumo sin tener en cuenta el recurso externo de agua residual tratada es menor en el caso de la patente, al tener en cuenta este recurso, tratado con un sistema BWRO, en la configuración base aumenta considerablemente el producto de este sistema, disminuyendo de manera significativa el consumo específico del mismo.

Por tanto, queda probado que de ser la corriente [26] de $50 \text{ m}^3/\text{h}$ y 2 g/l agua residual tratada, la solución convencional de desalación por RO más el tratamiento mediante el sistema BWRO con dos pasos es la opción más eficiente.

No obstante, la normativa prohíbe el reúso de corrientes de aguas residuales industriales, por tanto, si la corriente [26] de $50 \text{ m}^3/\text{h}$ y 2 g/l fuera agua residual tratada se descartaría la posibilidad de poder usar un sistema BWRO para su tratamiento. En la segunda configuración de la patente bastaría con cambiar el segundo intercambiador de presión de cámara isobárica por *Turbocharger*, y así se eliminaría completamente el mezclado de la corriente proveniente del agua industrial.

8 CONCLUSIONES Y TRABAJOS FUTUROS

- Se ha realizado una evaluación de las tres configuraciones de desalación con RO y recuperación de energía mediante PRO propuestas por la patente N°: US 9,428,406 B2.
- Se han evaluado las tres propuestas para su uso en la desalación de $100 \text{ m}^3/\text{h}$ de agua de mar con una concentración de 40 g/l mediante un sistema de ósmosis inversa.
- Se han ajustado los valores dados por la patente con los resultados obtenidos de particularizar los sistemas de cada configuración con equipos concretos.
 - Membranas RO: Filmtec SW30XLE-440i.
 - Intercambiadores de presión: Intercambiadores de cámara isobárica ERI-PX.
- Se han calculado los consumos específicos de las tres configuraciones y, además, de un cuarto sistema de desalación convencional de SWRO más un sistema BWRO para el tratamiento del recurso externo que aparece en todas las configuraciones de la patente.
- La configuración de la patente que resulta más eficiente es la segunda, $SEC = 1.688 \text{ kWh}/\text{m}^3$, seguida de la tercera, $SEC = 1.781 \text{ kWh}/\text{m}^3$, y por último la primera que fue descartada previamente debido a su caudal neto desalado nulo. Para el caso base se obtuvo, $SEC = 1.411 \text{ kWh}/\text{m}^3$, y además logra más caudal de producto, lo cual lo hace más eficiente que cualquiera de las configuraciones de la patente.
- La patente hace uso de un recurso externo de caudal $50 \text{ m}^3/\text{h}$ de baja salinidad (2 g/l), dependiendo de la proveniencia de dicho recurso se pueden diferenciar dos casos:
 - Aprovechamiento de agua residual urbana depurada: Según la normativa vigente de reúso de aguas residuales no industriales se exigen dos pasos por membrana del tipo NF, RO, PRO o FO, luego, esto se cumpliría con un sistema BWRO de dos pasos. Para este caso por tanto la solución más adecuada por su mayor eficiencia energética es el sistema convencional de SWRO más el sistema BWRO de dos pasos. Ambos sistemas combinados consiguen el siguiente consumo específico:

$$SEC_{SWRO+BWRO}^{Global} = 1.411 \text{ kWh}/\text{m}^3$$

- Aprovechamiento de agua residual industrial depurada: Según la normativa vigente de reúso de aguas residuales industriales se prohíbe la reutilización de esta. Para este caso por lo tanto no se podría utilizar el sistema convencional. La segunda configuración de la patente, reutiliza este recurso para presurizar otro flujo distinto y separado, mediante un sistema de intercambio de presión con cámara isobárica (Equipo 36). Este método de intercambio de presión produce mixing, pero, podría ser sustituido por un intercambiador de presión tipo *Turbocharger* que evita el mixing y soluciona el problema de normativa, por el contrario, debido a su menor rendimiento aumentará, ligeramente, el consumo total del sistema. Con lo cual, la solución más adecuada para este caso es la segunda configuración de la patente, que sería la opción más eficiente.

$$SEC_{Neto} = 1.688 \text{ kWh}/\text{m}^3$$

A continuación, se muestran los sistemas esquematizados con los valores obtenidos de los cálculos y simulaciones hechos, tanto de la segunda configuración de la patente, como, de la configuración convencional utilizada para comparar las distintas configuraciones de la patente, para una mejor comprensión de las conclusiones citadas.

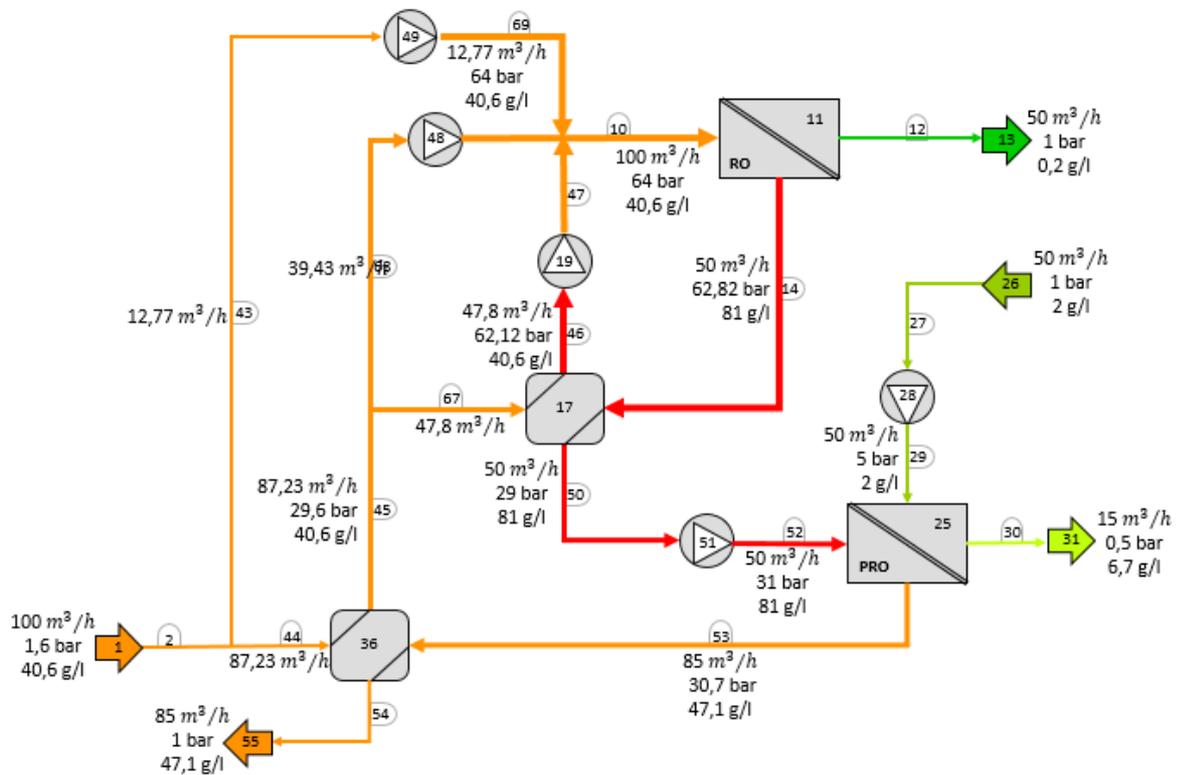


Figura 31. Sistema esquematizado de la segunda configuración propuesta por la patente con los datos ajustados mediante cálculos y simulaciones.

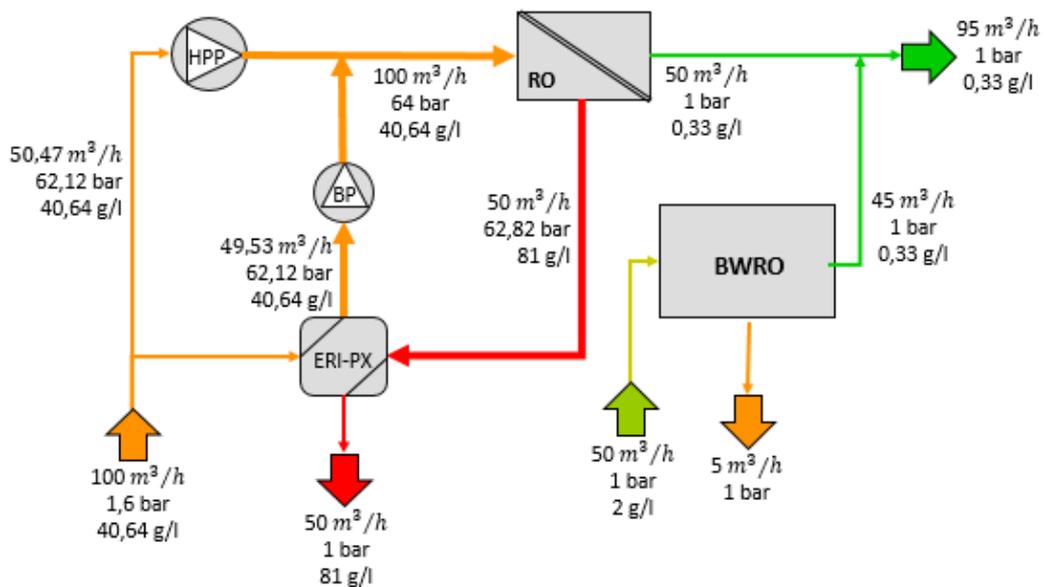


Figura 32. Diagrama esquematizado del sistema convencional de desalación con RO más un sistema de dos pasos BWRO con los valores de los cálculos realizados para comparar con las configuraciones de la patente.

REFERENCIAS

- [1] Lourdes García Rodríguez, «OSMOSIS DESALINATION TECHNOLOGY: DESCRIPTION» Máster Universitario en Ingeniería Industrial, Asignatura: Diseño Eficiente en Instalaciones de Desalación de Agua, 2017.
- [2] Bartolomé Ortega Delgado, «Presentación PRO» Máster Universitario en Ingeniería Industrial, Asignatura: Diseño Eficiente en Instalaciones de Desalación de Agua, 2017.
- [3] Sarp et al., «Membrane based desalination apparatus with osmotic energy recovery and membrane based desalination method with osmotic energy recovery» United States Patent, Patent No.: US 9,428,406 B2, Agosto, 2016.
- [4] Wilf et al., «The Guidebook to Membrane Desalination Technology, *Mediterranean feedwater 28°C* », Appendix A (2007), *pág. 472, 473*,
- [5] Energy Recovery, Inc «ERI Technical Bulletin Flow in PX Arrays» Marzo, 2006.
- [6] Dow Filmtec TM «Data Sheet, DOW FILMTEC SWXLE-440i Element» Diciembre, 2016.
- [7] Álvaro Silván Zafra, «Análisis comparativo de membranas Filmtec» Máster en Sistemas de Energía Térmica, ETSI, Universidad de Sevilla, 2016.
- [8] Lourdes García Rodríguez, «Fragmento del proyecto investigador: Nueva generación de plantas de destilación, con oportunidad de liderazgo del mercado de la desalación de agua de mar», 2016
- [9] Jorge Salas, Francisco J. Bernaola, Juan Pérez, Blanca Ruescas, Abel Riaza, Ramón Moíño, Pedro Almagro «Diseño e ingeniería de la planta desaladora de agua de mar de Qingdao, China» Befesa Agua, S.A.U. ; Infoenviro, Septiembre, 2008.
- [10] Kha L. Tu, Long D. Nghiem, Allan R Chivas, «Boron removal by reverse osmosis membranes in seawater desalination applications» *Separation and Purification Technology* 75 (2010), 87-101.
- [11] Lourdes García Rodríguez, Baltasar Peñate, «Retrofitting assessment of the Lanzarote IV seawater reverse osmosis desalination plant» *Desalination* 266 (2011), 244-255.
- [12] Lourdes García Rodríguez, Baltasar Peñate, «Reverse osmosis hybrid membrane inter-stage design: A comparative performance assessment» *Desalination* 281 (2011), 354-363.
- [13] Lourdes García Rodríguez, Baltasar Peñate, «Energy optimisation of existing SWRO (Seawater Reverse Osmosis) plants with ERT (Energy Recovery Turbines): Technical and thermoeconomic assessment» *Energy* 36 (2011), 613-626.

