

Proyecto Fin de Máster  
Máster universitario en sistemas de energía térmica

Simulación y estudio de contexto de una planta de  
desalación por ósmosis inversa en Arabia Saudita

---

Autor: Esteban Martínez Parejo

Tutor: Lourdes García Rodríguez

Víctor Monsalvo García

Dpto. Ingeniería Energética  
Escuela Técnica Superior de Ingeniería  
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2019





Proyecto Fin de Máster  
Máster universitario en sistemas de energía térmica

# **Simulación y estudio de contexto de una planta de desalación por ósmosis inversa en Arabia Saudita**

Autor:

Esteban Martínez Parejo

Tutor:

Lourdes García Rodríguez

Profesor titular

Dep. de Máquinas Térmicas  
Escuela Técnica Superior de Ingeniería  
Universidad de Sevilla  
Sevilla, 2019



Proyecto Fin de Máster: Simulación y estudio de contexto de una planta de desalación por ósmosis inversa en Arabia Saudita

Autor: Esteban Martínez Parejo

Tutor: 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, 2019

El Secretario del Tribunal

*A mi familia*

*A mis maestros*





# Agradecimientos

---

A Lourdes García, por su mayúscula paciencia. Y por darme un ejemplo más de lo que una persona profesional y con amor por su trabajo puede llegar a abarcar. A todos los que me habéis apoyado durante el extenso periodo de la realización de este proyecto.

*Sevilla, 2019*



# Resumen

---

El problema con el abastecimiento de agua dulce en los países con condiciones adversas sigue estando en el punto de mira. Los recursos disminuyen y hay una carrera constante por conseguir nuevos métodos de abastecimiento. Un proceso muy recurrido para solucionar esto consiste en la obtención de agua potable por ósmosis inversa.

En este proyecto se abarca el tema mediante la simulación de una planta de desalación por osmosis inversa de 12.500 m<sup>3</sup>/h de capacidad, situada en el Golfo Pérsico en Arabia Saudita.

Previo la simulación, se realiza un estudio del contexto social y físico-químico del Golfo Pérsico. Dicho estudio revela las difíciles condiciones en las que se encuentra, explicando que, si se siguen desarrollando plantas desaladoras en sus costas, estas podrían alterar el delicado equilibrio que lo sostiene, y provocar una reacción fatal para su ecosistema. Además, también se lleva a cabo un repaso de todas las tecnologías por las que han pasado los procesos de desalación, así como su dirección en vistas al futuro.

Las diferentes simulaciones de la planta se centran sobre todo en el ahorro económico, quedando el cumplimiento de la normativa en segundo plano (aunque, por supuesto, teniéndolo en cuenta). Tras varias iteraciones se consigue afinar cada vez más en gastos evitables, resultando finalmente una propuesta interesante.

Finalmente, se consigue llegar a un proceso (tras varias iteraciones) económicamente optimizado y con la posibilidad de instalar un sistema de optimización de energía que mejore aún más las condiciones económicas. Previo a ese equipo, todas las mejoras que se encuentran en este proyecto son mejoras que se aceptaron previamente.

# Índice

---

<b>Agradecimientos</b>	<b>9</b>
<b>Resumen</b>	<b>11</b>
<b>Índice</b>	<b>12</b>
<b>Índice de Tablas</b>	<b>14</b>
<b>Índice de Figuras</b>	<b>15</b>
<b>1. Introducción</b>	<b>1</b>
1.1. Comienzos e historia de los procesos de desalación	1
1.1.1. Membranas. Tipos y tecnologías	1
1.1.2. Lavado de membranas	5
1.2. Estado del arte en procesos de desalación	8
1.2.1. Diferentes membranas en el mismo módulo de membranas	8
1.2.2. Nano-componentes para membranas de RO	8
1.2.3. Membranas con mayor diámetro	8
1.2.4. Espaciadores de alimentación con bajo fouling	8
1.2.5. Interconexión de los módulos de membranas	9
1.2.6. Módulo de membranas con 8 elementos	9
<b>2. Objetivos y alcance</b>	<b>11</b>
2.1. Objetivos	11
2.2. Alcance	11
<b>3. Métodos y realización</b>	<b>13</b>
3.1. Proyecto remembrane	13
3.1.1. Bases del proyecto	13
3.1.2. Resultados	14
3.2. Características del agua en Arabia Saudita	17
3.2.1. Contexto del agua en el Golfo Pérsico	17
3.2.2. Composición del agua en el Golfo Pérsico	19
3.3. Simulación de una planta desaladora en Arabia Saudita	20
3.3.1. Costes	21
3.3.2. Primera simulación	23
3.3.3. Segunda simulación	25
3.3.4. Tercera simulación	32
3.3.5. Sistemas de recuperación de energía	34
<b>4. Resultados y discusión</b>	<b>42</b>
<b>5. Conclusiones</b>	<b>43</b>
<b>Bibliografía</b>	<b>44</b>



# ÍNDICE DE TABLAS

---

Tabla 3-1. Composición iónica y otras características de interés del Golfo Pérsico.	21
Tabla 3-2. Características de los flujos del proceso (1).	27
Tabla 3-3. Composición iónica de las salidas (1).	27
Tabla 3-4. Características del flujo del proceso (2, paso 1).	30
Tabla 3-5. Características del flujo del proceso (2, paso 2).	30
Tabla 3-6. Composición iónica de la salida (2).	31
Tabla 3-7. Comparación de composición iónica obtenida con límites legales.	32
Tabla 3-8. Datos generales de los costes del proceso	33
Tabla 3-9. Desglose de costes para la segunda simulación	34
Tabla 3-10. Listado de costes variables que se tendrán en cuenta además de la ingeniería	35
Tabla 3-11. Características del flujo del proceso (3, ambos pasos).	36
Tabla 3-12. Composición iónica de salida.	37
Tabla 3-13. Desglose de costes para la tercera simulación	38
Tabla 3-14. Desglose de costes para simulación con PEX	43
Tabla 3-15. Cuadro de potencias de iSave de Danfoss	45
Tabla 3-16. Ejemplo de requerimientos energéticos iSave de Danfoss	45
Tabla 3-17. Desglose de costes para simulación con iSave de Danfoss	47
Tabla 4-1. Datos económicos del proceso global	49

# ÍNDICE DE FIGURAS

---

Figura 1-1. Esquema de módulo de marco y plano	2
Figura 1-2. Configuraciones de las membranas de plato y marco.	3
Figura 1-3. Esquema de composición de membrana en espiral	3
Figura 1-4. Esquema representativo de membranas de fibra hueca	4
Figura 1-5. Esquema de lavado por chorro delantero	5
Figura 1-6. Esquema de lavado por chorro trasero	6
Figura 1-7. Esquema de lavado por chorro de aire y agua	6
Figura 3-1. Esquema general del objetivo del proyecto REMEMBRANE.	14
Figura 3-2. Esquema de aguas testeadas y nomenclatura que reciben en el proyecto.	15
Figura 3-3. Rechazo de sal y flujo de permeado para la BW-A.	15
Figura 3-4. Rechazo de sal y flujo de permeado para BW-AF en varias etapas de lavado.	15
Figura 3-5. Rechazo de sal y flujo de permeado para BW-F tras el proceso de lavado.	16
Figura 3-6. Rechazo de sal y flujo de permeado para INDUSTRIAL-2 tras el proceso de lavado.	16
Figura 3-7. Rechazo de sal y flujo de permeado para SW-A tras un proceso de lavado.	16
Figura 3-8. Rechazo de sal y flujo de permeado tras el proceso de limpieza y el tratamiento de oxidación parcial para SW-A.	17
Figura 3-9. Duración de prueba para cada tipo de membrana.	17
Figura 3-10. Puntos de toma de muestras en el Golfo Pérsico.	19
Figura 3-11. Distribución espacial de chlorofilal-a (Chl-a) (a), oxígeno disuelto (DO) (b), temperatura de la superficie marina (SST) (c), pH (d), salinidad (e) y Secchi disk depth (SDD) (f).	20
Figura 3-12. Análisis de valores del coste del agua	24
Figura 3-13. Datos introducidos sobre composición iónica del agua del Golfo Pérsico.	25
Figura 3-14. Datos introducidos en la primera simulación.	26
Figura 3-15. Esquema del cambio en este proceso.	36
Figura 3-16: Diagrama del sistema con "P. Ex."	39
Figura 3-17. Diagrama del sistema con turbina-compresor.	44





# 1 INTRODUCCIÓN

---

## 1.1. Comienzos e historia de los procesos de desalación

**E**l proceso de desalación de aguas marinas o salmueras con el método de ósmosis inversa (SWRO o BWRO) es un proceso totalmente asentado actualmente y presente multitud de costas del mundo, ya que es una gran fuente de agua potable en la tierra.

Debido a que es una tecnología muy madura, la mayoría de las vías de mejora abiertas actualmente se centran en la reducción del consumo energético, la reducción del fouling y el scaling o la obtención de mayor caudal de permeado (mejora de rendimiento).

Desde que vio su nacimiento hasta ahora, la SWRO ha mejorado en muchos aspectos y de todas las maneras posibles desbancando, a principios del siglo XXI, a la destilación como proceso de obtención de agua desalada. La SWRO ha aumentado su capacidad de procesado de agua de  $2.0 \times 10^6$  a  $3.5 \times 10^6$  m<sup>3</sup>/d, mientras que la destilación se sigue manteniendo en torno a  $2 \times 10^6$  m<sup>3</sup>/d.

Durante los últimos 40 años, el consumo energético específico (SEC) de las plantas SWRO ha bajado de 20 kWh/m<sup>3</sup> a un rango de 1.8 a 2.5.

Debido a los numerosos problemas actuales (calentamiento global, escasez de agua, problemas medioambientales, etc) la demanda en número de membranas, así como la diversidad de sus usos van a verse incrementados.

Para la industria sanitaria, por ejemplo, el uso de membranas para la producción de agua potable seguirá aumentando. Además, también se está comprobando su eficacia en la mayoría de lugares con gran problema de aridez o regiones muy costeras, lo que hace que su mercado en esos lugares sea cada vez más sólido. Por otro lado, la tendencia de usar membranas en la industria farmacéutica o biotecnológica para separar y/o aislar enzimas, aminoácidos o incluso proteínas (entre otros elementos) será cada vez más común y extendida.

Mientras tanto en el mercado industrial se exigen mejoras a cada momento y continuamente están entrando nuevas tecnologías. En este aspecto, la tecnología de membranas está muy bien posicionada. En la producción de hidrógeno, por ejemplo, hay una gran posibilidad de que se acaben usando membranas para separar y purificar las corrientes. Se espera el uso de membranas basadas en paladio o de cerámica para transporte iónico. Estas membranas se usarán para varias escalas de producción de hidrógeno, tanto pequeñas como grandes productoras. También se espera el uso de membranas en el procesado de gas natural o para el secuestro de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) en la gasificación del carbono. Este es, de hecho, uno de los puntos fuertes en la apuesta futura con las membranas, su más que probable uso en procesos de secuestro de gases de efecto invernadero o de diferentes tipos de contaminantes.

### 1.1.1. Membranas. tipos y tecnologías

A continuación, se habla de los diversos tipos de membranas utilizadas hasta hace unos años y de su clasificación y características. Todos los modelos mencionados en este apartado se encuentran ya en desuso y su cita en este proyecto es de carácter meramente informativo.

Las membranas tal y como se conocen son instrumentos de un material específico cuya función es la de separar en 2 fases una corriente y controlar el paso de determinados componentes de una fase a otra, obteniendo un caudal más rico en ese componente y otro libre del mismo.

Por su descripción, estas podrían asemejarse mucho a los llamados filtros, sin embargo, ambos tienen una

diferencia vital. Y es que los filtros están limitados a la separación por tamaño de partículas únicamente, mientras que las membranas poseen una capacidad de separación más selectiva y pueden trabajar con tamaños de partículas más pequeños que los que soportan los filtros más finos del mercado.

Las membranas han evolucionado de tal manera que hoy día pueden clasificarse por el material del que están conformadas, por su morfología, por su geometría, por su método de separación, etc.

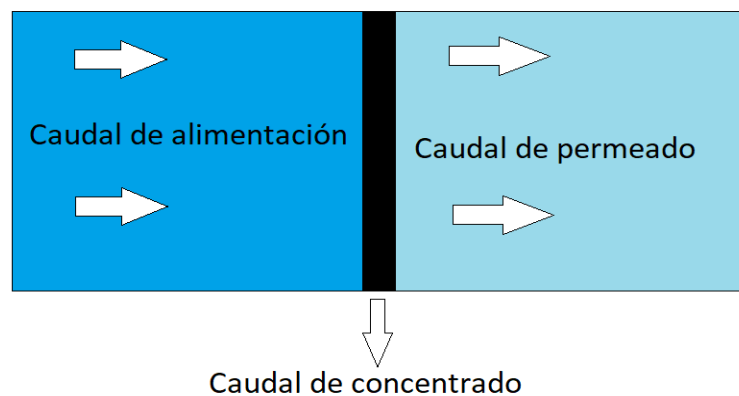
Por otro lado, se han llevado a cabo numerosos avances con el objetivo de que puedan soportar sin problemas las condiciones de operación actuales, además de mejorar su rendimiento para conseguir mayor caudal de permeado sin necesidad de presiones tan altas y sin variar el caudal de alimentación. De esta manera, han surgido numerosos tipos de membranas que se adaptan prácticamente a cualquier situación específica, se han añadido un mayor número de etapas y membranas a los procesos e incluso se ha extendido el uso de diferentes tipos de membrana para una misma etapa (método HID, denominado por la empresa DOW ISD, *Internally Staged Design*).

Actualmente el menor SEC registrado para un tipo de membrana se adjudica a las membranas tipo XLE (membrana de Filmtec), que consiguieron un SEC de 1.58 kWh/m<sup>3</sup> con una recuperación del 42% y una densidad de flujo de 10.2 L/m<sup>2</sup>d.

Las membranas por si mismas no se utilizan en la industria, ya que son un elemento poco rígido y que necesita de una estructura que la soporte y le de forma. Dicha estructura se denominan módulos de membrana y se clasifican, generalmente, de 3 maneras diferentes dependiendo de su forma y su modo de operación. Por norma general, estos 3 tipos de módulos son de plato y marco, de membrana en espiral y módulos de fibra hueca.

- **Módulos de plato y marco**

En este tipo de marcos las membranas se colocan planas y sujetas por una estructura llamada marco que la sostiene, se trata de una estructura simple y efectiva (Figura 1-1).



**Figura 1-1. Esquema de módulo de marco y plano**

Cuando se trabaja con más de una membrana (cosa que es altamente común), es un único marco el que las sujeta, las mantiene rectas y unidas unas a otras. Hay dos tipos de configuraciones posibles para estos módulos, configuración en “dead end” (camino sin salida) y en “cross flow” (flujo cruzado). La configuración en “dead end” funciona con un flujo de alimentación que circula paralelo a las membranas, mientras que en la otra opción el flujo de alimentación circula de manera tangencial a las membranas.

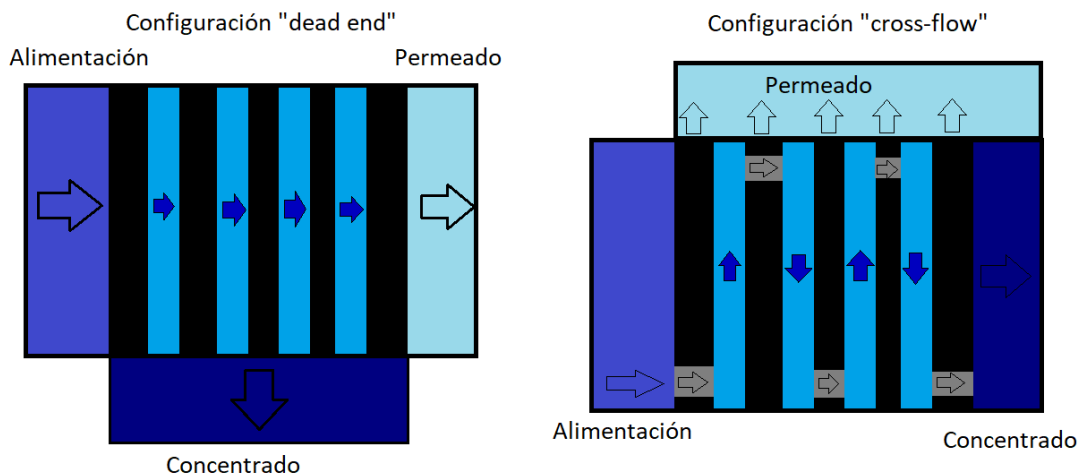


Figura 1-2. Configuraciones de las membranas de plato y marco

Como se puede apreciar en la Figura 1-2, ambas configuraciones afectan a la calidad del permeado. La mayor calidad de permeado, por ejemplo, se obtiene con la configuración en "dead-end" debido a la naturaleza del proceso. En este caso, la circulación del flujo de alimentación crea una capa (o galleta) sobre la membrana que reduce la luz o porosidad efectiva de la misma y provocando que aumente la calidad del flujo que pasa a su través. Por otro lado, la configuración en "dead-end" es más simple, aunque acarrea costes de limpieza de membrana, ya que hay que eliminar la galleta que se deposita sobre la membrana periódicamente.

Este tipo de membranas (de plato y marco) son las más simples de montar, sin embargo, su rendimiento es menor y la presión a la que trabajan es mayor que la del resto de configuraciones usuales, lo que se traduce en mayores costes de trabajo. Además, este tipo de membranas también sufren de daños y de caída de rendimiento debido al desgaste por el proceso, lo que también acarrea subida de costes.

- **Módulos de membrana de arrollamiento en espiral**

Estos módulos consisten en varias láminas rectangulares enrolladas alrededor de 1 eje perforado que recoge y por el que, finalmente, se obtiene el permeado. Su peculiar estructura se debe a la necesidad de obtener membranas con una mayor superficie pero que ocupen menor espacio.

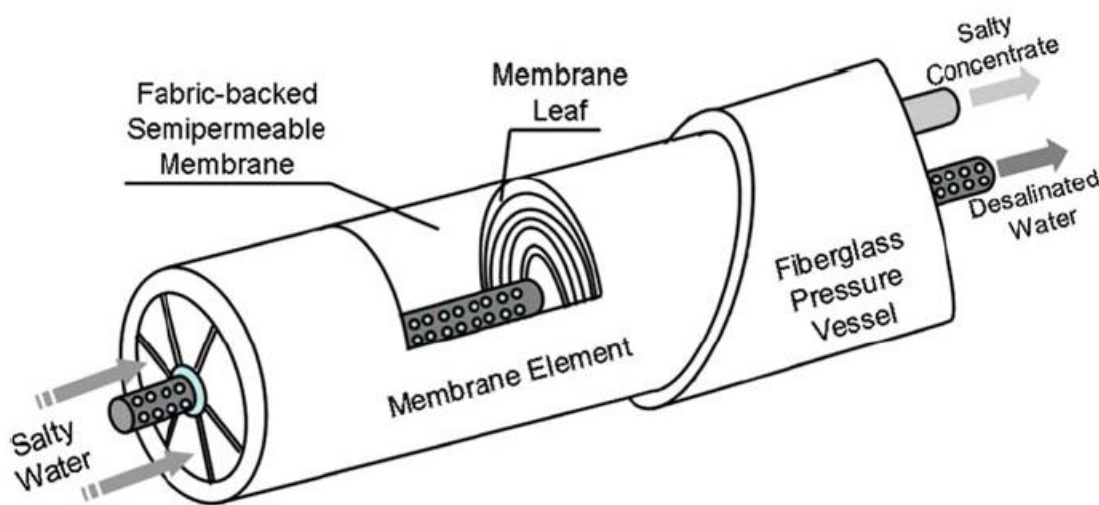


Figura 1-3. Esquema de composición de membrana en espiral

Esta configuración está formada básicamente por una capa semipermeable que es la membrana, unas mallas separadoras y una capa externa impermeabilizada.

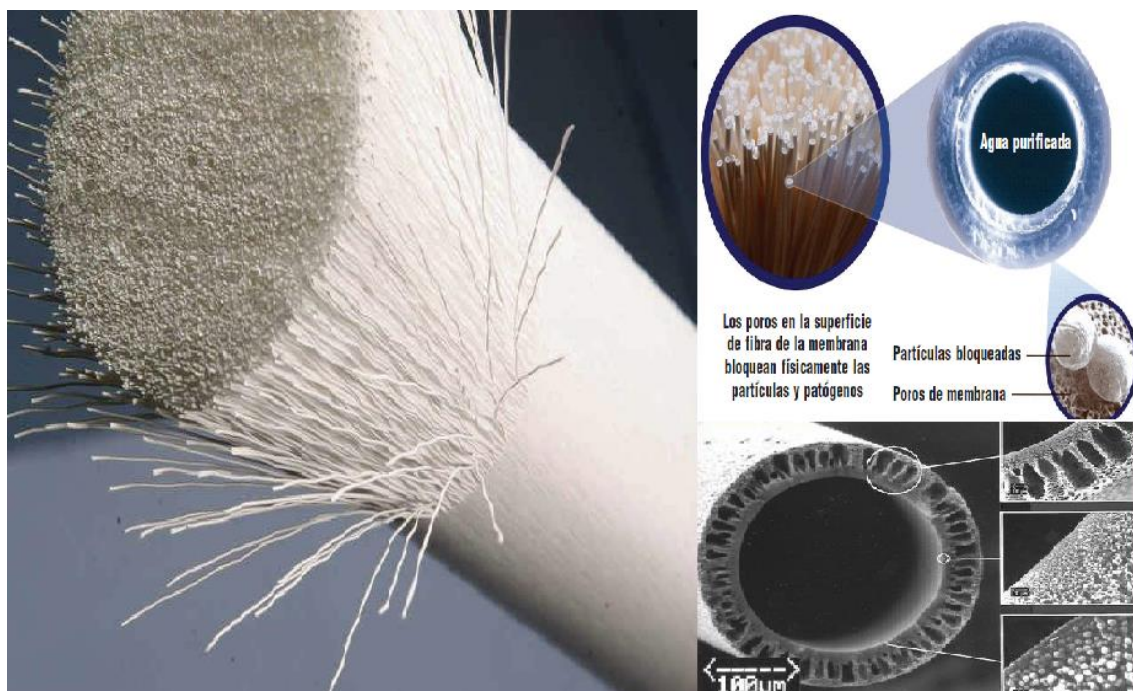
Cada una de las membranas está separada por una capa impermeable y por una malla, por lo que hay el mismo número de unas que de otras. La malla se coloca sobre la capa activa de la membrana y su labor es la de determinar los canales hidráulicos del caudal de alimentación, asegurando que se produzca régimen turbulento en el mismo para garantizar la mezcla perfecta y minimizar la obstrucción en las membranas. Normalmente está compuesta por una capa ultrafina de poliamida.

El separador es una capa impermeable cuya función es que el permeado no se contamine con el concentrado, por ello es vital que sea impermeable. Suele estar fabricado comúnmente de poliéster, al igual que la capa externa del módulo que está formada por una mezcla de poliéster más fibra de vidrio para garantizar la estanqueidad.

Cada tubo de presión está diseñado con capacidad suficiente para albergar 7 u 8 elementos y garantizar la estanqueidad del conjunto.

- **Módulos de membrana de fibra hueca [\[1\]](#)**

Las membranas de fibra hueca están conformadas por un tubo a través del cual pasa un conjunto de fibras semejantes a un ramillete de espaguetis o de micro-cables. Dichos hilos están huecos por dentro y su mecanismo es muy simple. Están repletos de poros microscópicos que excluyen físicamente todas las partículas de mayor tamaño. De tal manera que la corriente de permeado es la única que consigue pasar hacia el interior del conducto (Figura 1-4).



**Figura 1-4. Esquema representativo de membranas de fibra hueca**

Estas membranas se usan tanto para aclarar como para desinfectar el agua repercutiendo en el flujo con una caída de presión casi imperceptible. Soportan hasta una presión aproximada de 2.76 bares y su rendimiento se ve afectado en gran medida por las características de los poros.

Es crucial controlar perfectamente en su fabricación el tamaño de los poros ya que los poros con un tamaño mayor que el nominal repercuten muy negativamente en el rendimiento y debido a los usos que se les da,

virus, patologías, etc.

Para el lavado de estas membranas es común utilizar la técnica de pasar el propio flujo de permeado en contracorriente para así eliminar la suciedad y las partículas que se hayan quedado en los poros. Estas membranas con respecto al mantenimiento son como el resto de membranas, también generan ensuciamiento y aglomeraciones de partículas se adhieren a su superficie. Es muy importante mantener un régimen de limpieza efectivo pues, en muchos casos, a este tipo de membranas se le exige un rendimiento del 99.99%.

### 1.1.2. Lavado de membranas

En este apartado se realizará una breve exposición del estado actual en el que se encuentra la tecnología de limpieza y aprovechamiento de membranas de osmosis inversa. De esta manera se enumerarán los lavados más extendidos, los lavados más complejos y aquellos en estado de desarrollo y/o implementación a nivel superior al de planta piloto [2].

- **Lavado con chorro delantero**

En este método de limpieza, las membranas son lavadas con una corriente de agua a presión elevada y en el sentido de flujo del proceso de filtración. El agua de lavado fluye junto con el permeado, que es arrastrado a través del sistema de membranas a una velocidad mayor que durante la fase de producción, ya que se limpia a mayores presiones. Con este sistema se consiguen corrientes rápidas y turbulentas con el objetivo de eliminar las partículas que hayan sido adsorbidas por las membranas, sin embargo, hay partículas que consiguen penetrar a través de los poros de la membrana y cuya eliminación es más compleja o imposible con este método. Para estas partículas es más conveniente otro tipo de lavados como el químico o el lavado con chorro de agua trasero.

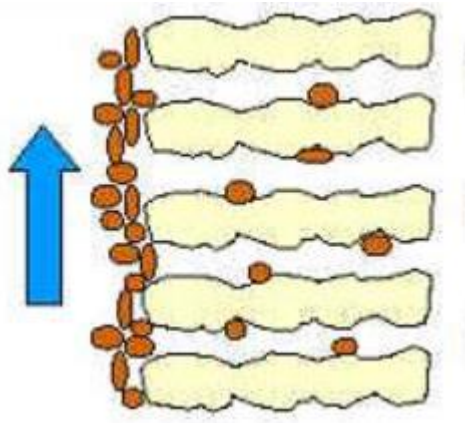


Figura 1-5. Esquema de lavado por chorro delantero

Al aplicar el flujo de lavado delantero, la membrana sigue realizando la misma filtración tangencial que en el proceso de producción, pero sin generar permeado ni concentrado. El chorro de agua delantero elimina la capa de partículas débilmente retenidas por la membrana.

- **Lavado con chorro trasero**

Este método de lavado consiste en un proceso de filtración inversa, donde se hace fluir el permeado a través de las membranas en sentido inverso al flujo de proceso. En este proceso puede emplearse el doble de flujo del que se suele usar durante el proceso de filtración.

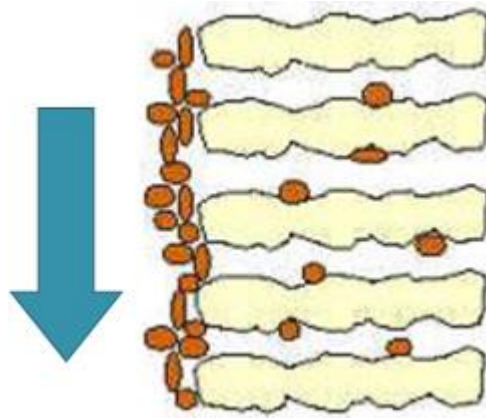


Figura 1-6. Esquema de lavado por chorro trasero

Se eleva la presión del permeado hasta que supere la existente en los huecos entre las membranas, lo que provoca el flujo inverso y la consecuente limpieza. El lavado con chorro trasero se realiza aproximadamente a una presión 2.5 veces mayor que la presión normal de producción.

Es común en muchos casos usar el propio permeado como fluido de lavado, ya que este se considera limpio y libre de contaminantes para la membrana. Una consecuencia del lavado con chorro trasero es el decrecimiento en la obtención de producto de permeado. Debido a esto, el lavado con chorro trasero debe realizarse en el menor tiempo posible, sin embargo, debe ser mantenido el tiempo suficiente como para lavar el volumen completo del módulo al menos una vez.

- **Limpieza por chorro de aire o de aire y agua**

El aire se emplea para lavar el interior de las membranas con una mezcla de aire y agua, con esta técnica se consigue la formación de burbujas que aumentan la turbulencia del flujo. Debido a esta turbulencia la suciedad se desprende de la superficie de la membrana con mayor eficacia.

La ventaja de este método frente al lavado con chorro de agua delantero es que usa una menor capacidad de bombeo durante el proceso de limpieza, lo cual implica un importante ahorro económico.

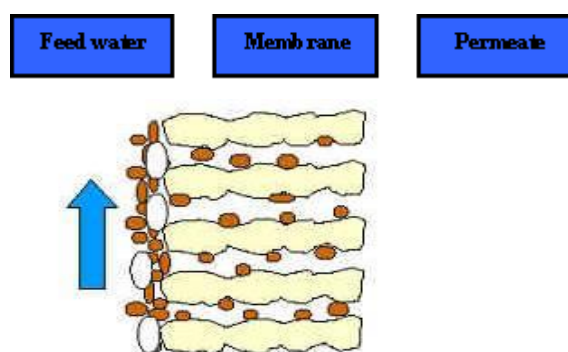


Figura 1-7. Esquema de lavado por chorro de aire y agua

- **Limpieza química de membranas [3]**

El método químico de limpieza de membranas se trata del método de lavado de membranas más extendido y versátil actualmente a nivel industrial. Este se lleva a cabo con el propio permeado producido, sin embargo, requiere que se pare la producción durante el tiempo que dure el proceso de lavado.

Este método consiste en añadir los químicos necesarios (en la cantidad necesaria) al permeado, una vez hecho esto, se espera a que los químicos impregnen la totalidad de las membranas y reaccionen para eliminar el fouling. Tras haber esperado un tiempo determinado se realiza un lavado en sentido inverso al de filtración normal con agua limpia para asegurar que ninguno de los compuestos utilizados pase con el permeado y dañe el producto de la filtración. Se trata de un proceso muy extendido ya que, a pesar de ser más caro, se adapta a cualquier proceso, añadiendo los químicos que se necesiten según el proceso, el tipo de floculante o el fluido con el que se esté tratando.

Algunos ejemplos que demuestran la versatilidad de este tipo de lavado se encuentran en que la limpieza química ofrece métodos tan distintos como la eliminación de arcillas **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** con compuestos específicos y el sometimiento de las membranas a ciclos ácidos y alcalinos **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** para eliminar fouling. Para el caso de la eliminación de arcillas se utilizan fosfatos de alto pH (comúnmente un compuesto denominado Genesol 703) en acompañamiento de aditivos quelantes y floculantes. En los ciclos alcalinos y ácidos se realizan una serie de lavados con dicha naturaleza, en primer lugar un lavado con una base (normalmente NaOH) seguido de un lavado con agua y en segundo lugar un lavado con una disolución de ácido cítrico seguido de otro lavado con agua para finalizar. Tanto el método de eliminación de arcilla como los ciclos ácido-base consiguen una alta efectividad en la eliminación de fouling.

- **Limpieza de membranas con ultrasonidos [4]**

En la época de los 90, se comenzaron a desarrollar una serie de investigaciones acerca de la prevención y limpieza del fouling en las membranas de los procesos de osmosis inversa, fruto de estas investigaciones surgió la idea de apoyar el proceso de limpieza utilizado para la membrana con una serie de ultrasonidos con la esperanza de que estos mejorasen el rendimiento de la limpieza o previnieran de la formación de fouling.

El resultado fue que, de hecho, servía en ambos casos, si bien mejoraba enormemente el rendimiento del proceso de limpieza también hacía que durante el proceso de filtración se formase fouling en menor cantidad. Sin embargo, el factor determinante fue que para los casos de prevención los ultrasonidos debían estar actuando durante todo el proceso de filtrado, generando mayor número de costes y dañando las membranas de filtración, mientras que, por otro lado, utilizando los ultrasonidos en el proceso de limpieza de membranas solo bastaba con unos segundos para encontrar una subida considerable en la eliminación del fouling de la membrana. De esta manera se continuó investigando, hasta la fecha, con la aplicación de ultrasonidos en los procesos de limpieza de las membranas de filtración.

Tras numerosas investigaciones el problema que perduraba era que la integridad de las membranas se veía en peligro debido a los daños que provocan los ultrasonidos al generar cavitación, centrandose las corrientes de investigación en encontrar las condiciones en las que las membranas reciben el menor daño posible. En diversos artículos se estudia la utilización de membranas especialmente diseñadas para la limpieza con ultrasonidos, se trata de membranas en las que las capas de filtro se disponen a favor de la propagación de las ondas, provocando que las burbujas de cavitación se generen lejos de la superficie de la membrana, en los espacios entre estas. En la superficie de la membrana se acumulan entonces las burbujas de resonancia, que efectúan, de una manera suave y sin dañar la membrana, su labor de limpieza.

Este se trata de un método enormemente prometedor pero que aún se encuentra en fase piloto, el objetivo de este método sería el de desbancar el método químico ya que, además de ser más caro repercute con el paso del tiempo negativamente a la durabilidad de la membrana, el estudio de limpieza con ultrasonidos promete ser un proceso inocuo para la integridad membrana y con una alta efectividad.

- **Membranas auto-limpiantes por secuencias de electrolisis** [\[5\]](#)

Este proceso consiste en aplicar corriente eléctrica al agua que pasa a través de las membranas para que esta, de manera natural, sufra una reacción de electrolisis cuyo hidrógeno gaseoso producido elimina el fouling de la membrana. Debido a la enorme dificultad que supone fabricar membranas funcionales con la capacidad de conducir la corriente eléctrica y resistir reacciones de ese tipo sin resultar dañadas, las corrientes de investigación se están desviando hacia la colocación de los materiales conductores en los espaciadores intermembranales, así se consigue el mismo efecto de una manera mucho más sencilla.

En los casos estudiados, se lleva a cabo un experimento con espaciadores que actúan como cátodos y que pueden estar compuestos por titanio o por carbón recubierto por una malla polimérica, se coloca un electrodo de grafito para que actúe como ánodo en el proceso de electrolisis. Tras el paso de la corriente eléctrica, se producen micro-burbujas de hidrógeno en el seno del fluido que viajan a la membrana y eliminan la capa de fouling que se esté generando. La principal ventaja de este método es que se elimina el fouling con una alta eficiencia descartando continuamente los posibles compuestos que pudieran provocarlo sin la necesidad de la adición de químicos ni de un lavado impulsado de agua o aire y manteniendo el ratio de flujo de la filtración en las mejores condiciones, además, es un sistema relativamente sencillo de instalar en el proceso de filtración. La frecuencia de descargas es cuestión de diseño, ya que dependiendo del material utilizado sería conveniente tener intervalos más cortos o largos entre descargas.

## **1.2. Estado del arte en procesos de desalación**

La última generación de membranas se centró en el estudio de las membranas en espiral, lo que otorga mayor superficie en un menor volumen ocupado. Estas membranas, además, tienen mayor productividad y mayor capacidad de rechazo de sales.

Aparte de esto, una gran preocupación de los fabricantes de membranas era la de dar con algunas capaces de un alto rechazo selectivo de boro (ya que debido a la normativa vigente era un elemento con altas restricciones). Se fabricaron membranas con una capacidad de rechazo del boro de hasta un 90%.

Por último, se comenzó a trabajar con membranas capaces de soportar los 7MPa de presión, dando la posibilidad de introducir un 2º paso en la planta y, por tanto, una mayor recuperación total.

Estos tres eventos son un ejemplo de los muchos avances que se consiguieron en las últimas décadas de la desalación por ósmosis inversa. A continuación, se habla de los avances más actuales en procesos de RO.

### **1.2.1. Diferentes membranas en el mismo módulo de membranas**

El diseño óptimo para usar membranas de última generación consiste en usar membranas diferentes en el mismo módulo.

Hybrid RO membrane Interstage Desing (HID) es el nombre adoptado para esta técnica, aunque también es común la opción integrada por Dow Water Solutions, apodada Internally Staged Design (ISD). Este método puede ahorrar de un 5 a un 8% de costes capitales en plantas convencionales.

### **1.2.2. Nano-componentes para membranas de RO**

La idea de usar membranas formadas por nano-componentes surge de la demostración de que se reduce el coste de operación aumentando la permeabilidad de las membranas, aunque eso signifique disminuir el rechazo de sales. El uso de este tipo de membranas puede significar para el proceso tanto un ahorro energético



como una mayor producción de permeado.

Esta permeabilidad en la membrana se logra aplicando una serie de nano-partículas que forman una delgadísima lámina nanométrica. Esta capa logra una mayor permeabilidad e incluso mejora ligeramente el rechazo conseguido.

### **1.2.3. Membranas con mayor diámetro**

Las membranas estándar en la industria, y además las más utilizadas en general, son las de 8". Sin embargo, esto es poco práctico para plantas de mayor tamaño, ya que conjuga poco con la economía de escala. Esto se debe a que al ser membranas tan finas (8 pulgadas), para tratar un gran caudal es necesario un gran número de ellas, por tanto, un gran número de módulos, mayor gasto en piping y otros factores que aumentan proporcionalmente con el caudal del proceso.

Sabiendo esto, la industria se movilizó en busca de un tamaño nuevo que mejorase las condiciones, apareciendo así las membranas de 16". Estas forman un balance óptimo entre los ahorros producidos y las subidas de precio por el uso de mayores equipos. Estas membranas, para concluir, incrementan 4,3 veces la productividad de las de 8".

### **1.2.4. Espaciadores de alimentación de bajo fouling**

Se diseñan cada vez mejores espaciadores de alimentación con el fin de reducir el fouling y la deposición de partículas, así como operar a mayor presión y flujo en los módulos de membranas.

El rendimiento de las membranas puede mejorar con el uso de espaciadores que disminuyan la pérdida de carga a través de la membrana. Por ello, los nuevos espaciadores tienen una mayor sección de paso que los tradicionales, reduciendo la pérdida de carga y permitiendo una limpieza más efectiva.

La hidrodinámica de los nuevos espaciadores, además, reduce en gran medida el proceso de fouling, lo que reduce en costes de limpieza, los costes de operación y, finalmente, los costes de la planta.

### **1.2.5. Interconexión de los módulos de membranas**

Tras décadas de desactualización, las plantas de desalación tienen posibilidades de optimización que no se alcanzan mejorando únicamente las membranas. Un problema importante se debe a las fugas producidas en las juntas tóricas, estas son debidas a daños durante la instalación o al desgaste operacional.

Dow Water Solutions ofrece iLEC technology, un método que sirve para conectar módulos mediante juntas especiales que permiten una conexión directa y a prueba de fugas para mayor calidad del permeado durante la vida útil de la membrana.

El diseño de estas juntas consiste en una única junta tórica sellada y comprimida axialmente, en combinación con una conexión mecánica rotativa (axial o radialmente).

### 1.2.6. Módulos de membranas con 8 elementos

La tendencia natural en el diseño de plantas se dirige hacia la reducción del consumo energético y el coste del sistema, lo que se traduce en una transición hacia sistemas con menos etapas y más elementos por módulo.

Cada vez es más común el uso de 8 elementos en lugar de 7, lo que puede aumentar la recuperación de un 40% a un 50% o más. Además, se reducen los costes al disminuir el número de módulos necesarios.

Anteriormente, los 8 elementos por módulo estaban mal vistos debido a que generaban una distribución irregular del flujo de agua, ya que había mucha diferencia entre la presión que soportaba el primer elemento con el último. Todo esto sumado a que trabajar con mayor flujo generaba un fouling excesivo.

Pero actualmente, al existir métodos anti-fouling o que lo reducen, el fouling generado no es excusa, por no decir que la caída de presión es mucho mayor entre 2 etapas que entre la primera y la última membrana de un mismo módulo. Por lo que esta idea se ha vuelto totalmente práctica en la actualidad, y presenta muchas mejoras en el rendimiento del proceso.

# 2 OBJETIVOS Y ALCANCE

---

## 2.1. Objetivos

- Realización de un modelo simulado de una planta de desalación por ósmosis inversa en las costas del Golfo Pérsico. Con una capacidad de 12.500 m<sup>3</sup>/h y sujeta a las condiciones legales de su contorno.
- Selección del caso de coste mínimo para las condiciones y características del proyecto simulado.
- Estudio de los bloques económicos principales que intervienen en el desarrollo de un proyecto de estas características.
- Estudio del estado del arte y del contexto histórico de la tecnología de desalación por ósmosis inversa, teniendo en cuenta el contexto legal de la zona y las características físico-químicas de las aguas con las que se trabaja.

## 2.2. Alcance

Debido al tiempo disponible en este proyecto, se han establecido unas cotas muy claras con respecto a la simulación de la planta de desalación, la investigación y la optimización de la planta.

Con respecto a las optimizaciones económicas, se para tras cierto número de ellas debido a que el ámbito de la optimización es prácticamente ilimitado, y en este caso no se dispone de los medios correspondientes para seguir indagando en ese tema. Tras llegar a unos valores aceptables y a un ahorro correcto, se da por finalizado el proceso.

Además, económicamente solo se contabilizan ciertos bloques económicos, ya que adentrarse en la economía de detalle del proyecto es un campo complejo y de unas magnitudes mucho mayores que las de este estudio. Aquí solo se muestran los costes de operación y mantenimiento, que son los que afectan al proceso.

La simulación de la planta se ve limitada al ámbito legal, es decir, se tiene especial cuidado de que del proceso se obtenga un producto legalmente aceptable y de que sea físicamente consistente.

La investigación se centra en una recopilación de datos para generar una visión conjunta del contexto tanto tecnológico de la ósmosis inversa como de las características del agua en Arabia Saudita.

En resumen, se han establecido un alcance adecuado en consideración con la magnitud del proyecto. Conformando una base estable y perfecta para estudios posteriores sobre el tema.



# 3 MÉTODOS Y REALIZACIÓN

---

## 3.1. Proyecto remembrane

A continuación, se hablará del Proyecto Remembrane, un estudio enfocado en darle una segunda vida a las membranas de ósmosis inversa que han completado su ciclo de vida útil.

En el proyecto remembrane se propone una solución innovadora y responsable con el medio ambiente, convirtiendo un residuo de producción muy caro en un subproducto que puede generar beneficios o incluso serle de utilidad a la planta desaladora.

### 3.1.1. Bases del proyecto

Para demostrar la aplicación práctica del proyecto, así como la posibilidad de cumplir con los objetivos que se proponen, remembrane cuenta con una planta piloto preparada para afrontar esta tarea.

La planta piloto está capacitada para trabajar con cualquier tipo de membrana en cualquier momento de su vida útil y contará con tres módulos de acción diferentes. El primero de ellos se encarga de utilizar las membranas cuando llegan a la planta, es decir, al final de su vida útil, es aquí donde se realiza el diagnóstico de la situación en la que se encuentra la membrana y el tipo de membrana que es. El segundo módulo es el módulo de limpieza, aquí las membranas son sometidas a diversos procesos físico-químicos con el objetivo de limpiarlas y que se vuelvan aptas para tener una segunda vida útil (cumpliendo así con la materia del proyecto remembrane), dichos procesos varían dependiendo tanto del tipo de membrana como del agua con la que hayan estado trabajando. Por último, el tercer módulo no es más que un módulo de prueba en el que las membranas, una vez limpias, son sometidas a un testeo con salmueras para comprobar la funcionalidad de las mismas.

Esta planta piloto, además, es portátil, de esta manera se puede desplazar a las plantas que requieran sus servicios sin la necesidad del trasiego con las membranas a las que se les quiera aplicar el proceso.

Con esta planta montada y perfectamente funcional, remembrane pretende cumplir una serie de objetivos como:

- Primero de todo, convertir el residuo que significan las membranas de RO (reverse osmosis) al final de su vida útil en un subproducto reutilizable y que aporta valor a la empresa.
- En segundo lugar, reducir la dependencia con los vertederos al requerir enviarles mucha menor cantidad de membranas, además, de esta manera no sería necesario comprar tantas ya que se aprovecharían durante más tiempo, dejando de necesitar, por tanto, fabricar tanta cantidad y gastando menos recursos.
- Mejorar la viabilidad del uso de agua regenerada, ya que esto es una práctica claramente recomendable pero que en muchas ocasiones no se puede llevar a cabo debido a los costes que conlleva. Gracias a este proyecto se podría llegar a bajar el precio de la producción de agua regenerada por el abaratamiento del proceso.
- Por último, pero no menos importante, expandir por todos los lugares posibles la realización de esta práctica para que calen en el mayor número de sitios los beneficios que conlleva.

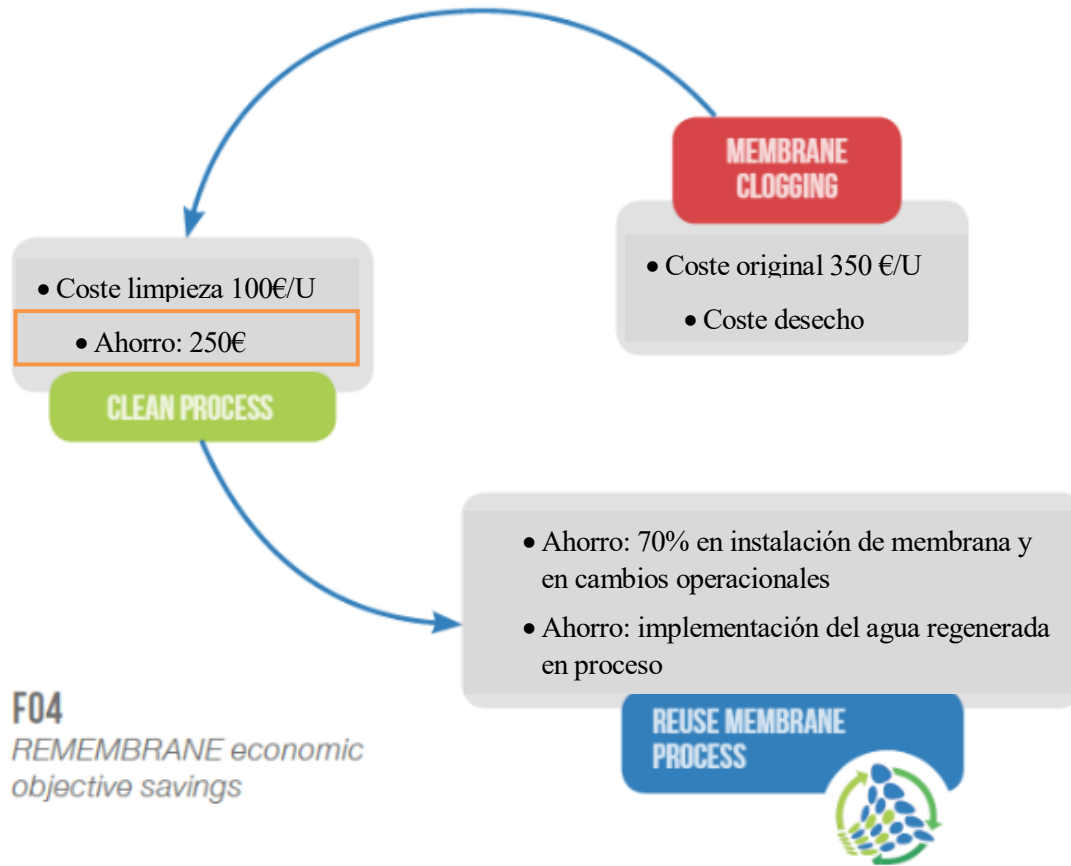


Figura 3-8. Esquema general del objetivo del proyecto REMEMBRANE

La esperanza de vida media de una membrana de RO está entre los 5 y los 10 años, este proceso alargaría mucho la vida útil de las mismas, reduciendo en gran medida los costes del proceso y significando un gran avance tecnológico en el campo de la reutilización del agua.

### 3.1.2. Resultados

Con los objetivos y especificaciones del proyecto bien asentados, se llevan a cabo pruebas experimentales con aguas de varias procedencias para saber la eficacia con la que funcionan las instalaciones propuestas.

La Figura 3-2 muestra la procedencia de las aguas que se testean, siendo las más altas aguas marinas, las que están en el medio, salmueras, y las últimas aguas de procedencia industrial.

	FOULING	BIOFOULING	SCALING	AGEING
SW - SEA WATER	SW-A	-	SW-A	SW-A
BW- BRACKISH WATER	BW-A	BW-A	BW-S	BW-A
	BW-AF	BW-F	BW-F BS-S2	BW-AF
BW INDUSTRIAL	INDUSTRIAL-2	INDUSTRIAL-2	INDUSTRIAL-1	-

Figura 3-9. Esquema de aguas testeadas y nomenclatura que reciben en el proyecto

Se establece como requerimiento mínimo que las membranas regeneradas recuperen un 96% del NaCl y den un flujo igual o mayor que 1000 l/h.

A continuación, se muestran una serie de figuras que, tras el proceso experimental, muestran los resultados obtenidos para los diferentes tipos de agua.

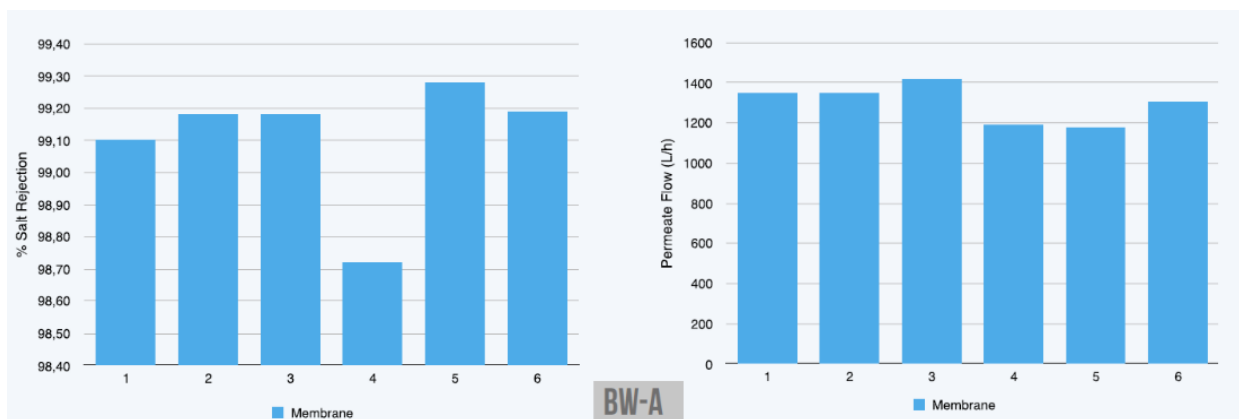


Figura 3-10. Rechazo de sal y flujo de permeado para la BW-A

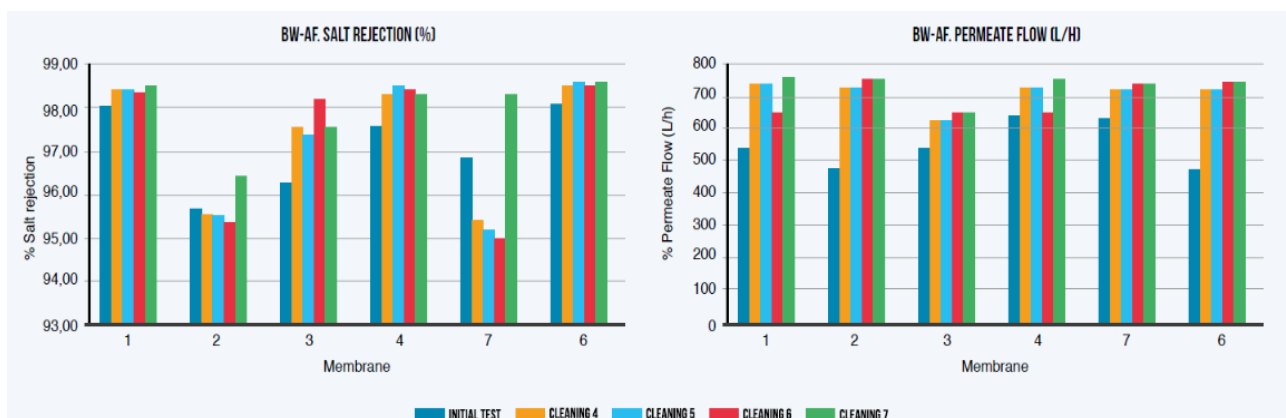


Figura 3-11. Rechazo de sal y flujo de permeado para BW-AF en varias etapas de lavado

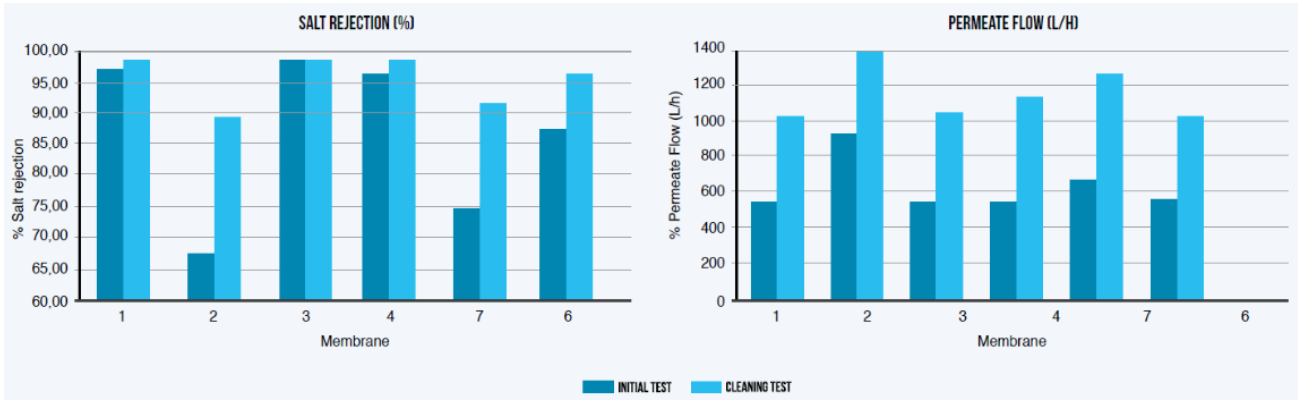


Figura 3-12. Rechazo de sal y flujo de permeado para BW-F tras el proceso de lavado

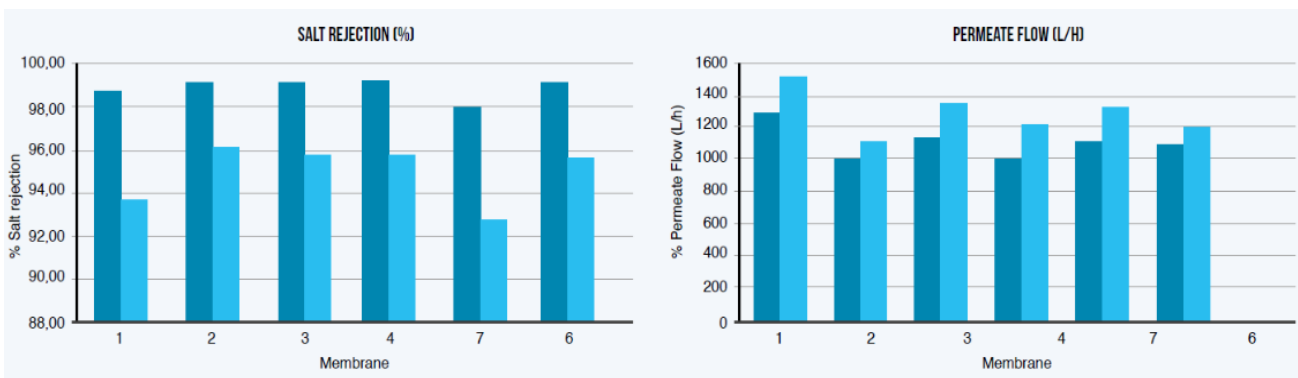


Figura 3-13. Rechazo de sal y flujo de permeado para INDUSTRIAL-2 tras el proceso de lavado

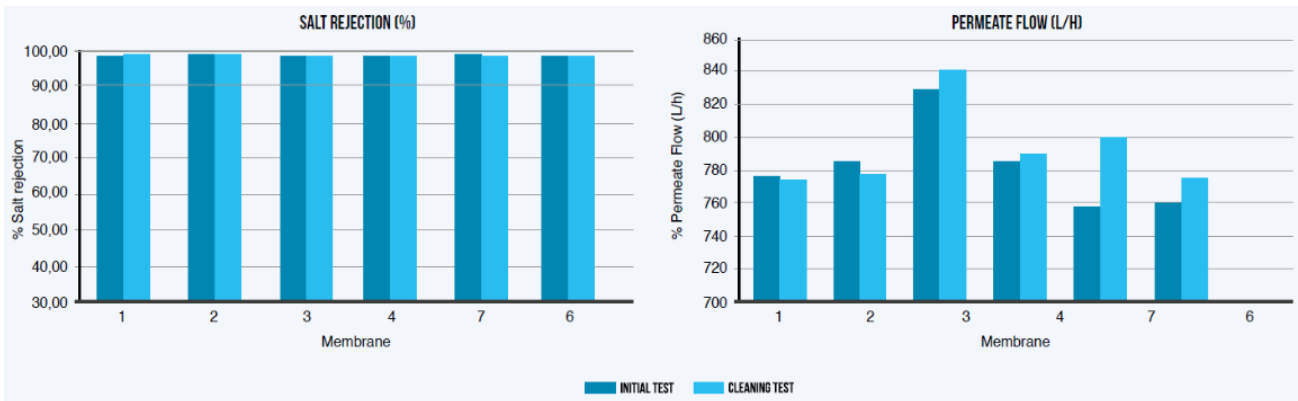
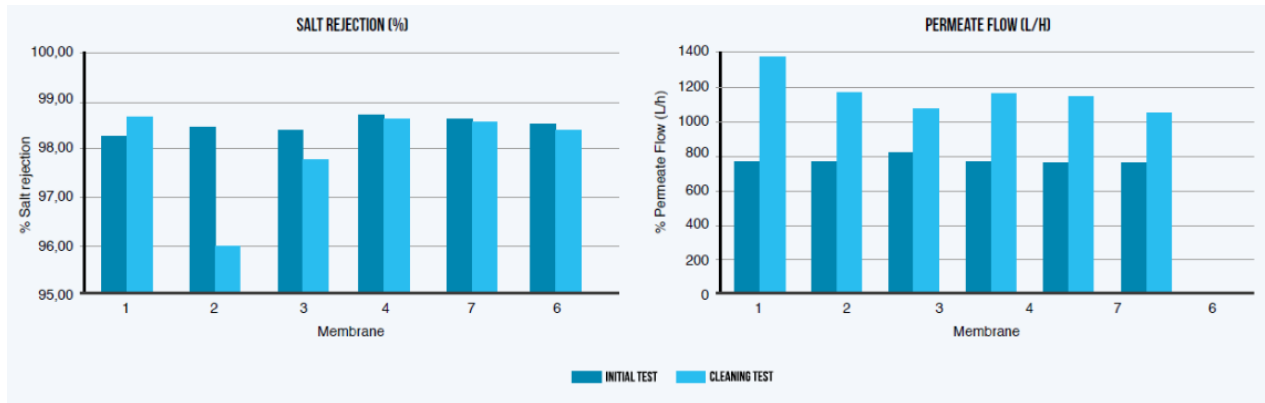


Figura 3-14. Rechazo de sal y flujo de permeado para SW-A tras un proceso de lavado

Como se puede observar en el listado de figuras anterior, apenas se alcanzan los requisitos mínimos establecidos en este proyecto, como alternativa se propone una oxidación parcial con hipoclorito sódico (NaClO) en medio controlado para garantizar las condiciones de una ósmosis inversa.

Las siguientes figuras muestran los resultados de los test tras dicha oxidación parcial. Aunque tras este proceso se cumplen parcialmente las condiciones propuestas, estas membranas podrían ser reutilizadas en tratamientos de salmueras, procesos terciarios o en segundos pasos de aguas saladas.





**Figura 3-15. Rechazo de sal y flujo de permeado tras el proceso de limpieza y el tratamiento de oxidación parcial para SW-A**

Para las membranas de BW-S2, se observa que el proceso de oxidación parcial propuesto, mejora el flujo de permeado obtenido a costa de una gran reducción del rechazo de sal conseguido (que se queda entre un 79% y un 84%). Para estas membranas por tanto se concluye que la oxidación parcial hace inviable la reutilización de estas membranas.

Tras esta serie de comprobaciones se llevan a cabo unas pruebas para examinar la estabilidad de las membranas tras el proceso de lavado. Cada una de las membranas consideradas es sometida a un periodo de prueba de entre 7 y 9 meses (Figura 3-9).

BW-PLANT	BW- PLANT	WWTP-PLANT	SW-PLANT
BWA- 1 MONTH	BWA- 1+9 MONTHS	BWA-7 MONTHS	SWA- 1 MONTH
		BWAF-7 MONTHS	
	IND-2*-7 MONTHS	BWF-7 MONTHS	
	IND- 1-7 MONTHS		

**Figura 3-16. Duración de prueba para cada tipo de membrana**

Tras estas pruebas no solo se corrobora la estabilidad de las membranas, sino que también se comprueba que, efectivamente, las membranas recuperadas funcionan con mejor rendimiento que las que están operativas en la planta sin ser sometidas al proceso de limpieza.

De esta manera se concluye que, si bien las membranas resultantes del proceso de limpieza aún no estarían preparadas para ser utilizadas en el primer paso de ninguna planta, si funcionan mejor que si no fueran sometidas a este proceso, lo que es índice de un claro alargamiento de vida útil. Además, pueden tener múltiples usos en segundos pasos, procesos terciarios o tratamientos de salmueras, lo que sigue garantizando un ahorro en membranas y en recursos requeridos.

## 3.2. Características del agua en Arabia Saudita

Arabia Saudita es uno de los países con mayores problemas de agua potable del mundo, debido a la preocupante disminución de sus reservas de agua y a su consumo irresponsable por parte de algunos sectores de la población, este país se enfrenta a una grave sequía. Todo esto ha desembocado a una serie de proyectos de vital importancia que consisten en la obtención de agua por medio de la desalación. Como consecuencia, Arabia Saudita se ha convertido en el lugar con mayor cantidad de plantas desaladoras del mundo, convirtiéndose en un punto de mira ineludible para las empresas dedicadas a este sector.

### 3.2.1. Contexto del agua en el Golfo Pérsico

La principal fuente de abastecimiento para la desalación de agua se trata del golfo pérsico o golfo arábigo recientemente bautizado por la cultura musulmana (término que esta rechazado por la ONU en dos ocasiones y declarando golfo Pérsico como nombre histórico), una extensión de agua salada pegada a Arabia Saudita y que colinda con Catar, Emiratos Árabes Unidos, Irán, Irak, Baréin, Omán y Kuwait. Se trata de un golfo marino de unos 30 m de profundidad media (algo baja) y que cuenta con unas características muy peculiares.

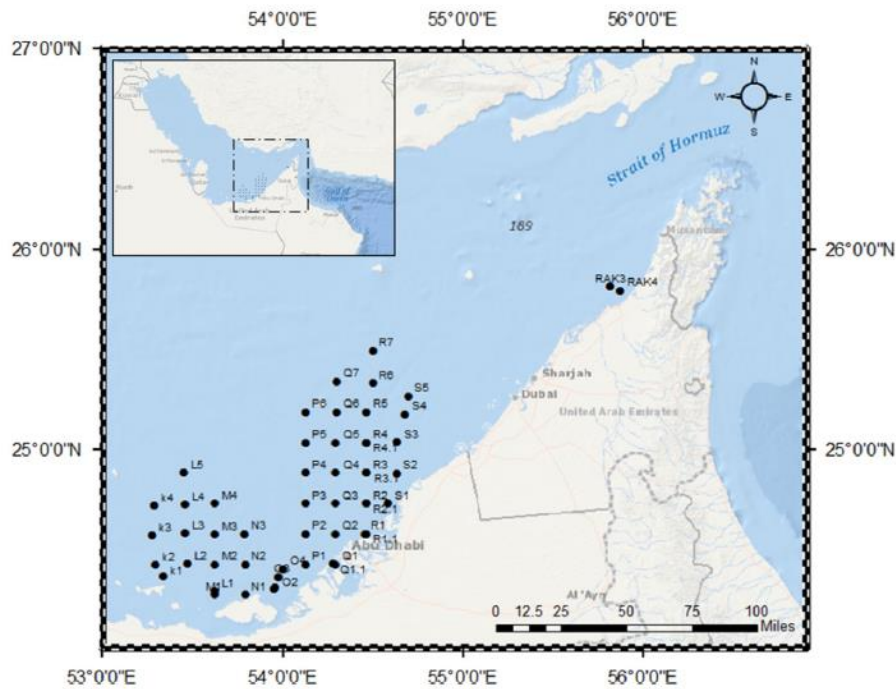
La salinidad de este lugar puede sobrepasar los 44 psu (Practical Salinity Units) en verano, que teniendo en cuenta que la salinidad media en los mares gira en torno a los 35 psu o 35 g de sales por litro de agua, se observa que el golfo Persico posee una salinidad elevada. Esta salinidad se debe a importantes factores como son el alto ratio de evaporación (debido a la gran superficie y a las elevadas temperaturas), la baja densidad de lluvias, las pocas descargas fluviales, la gran cantidad de calor perdido a través de la superficie, un intercambio de agua muy limitado con el océano (a través del estrecho de Ormuz) y una muy baja profundidad de las aguas (en torno a 30 metros de media).

La concentración de metales en las aguas de este mar fluctúa enormemente, como varios estudios afirman, la contaminación que sufre es muy elevada debido a la acción humana. Actividades como la extracción de crudo, la construcción en las costas y las marchas pesqueras son factores que hacen que la concentración de los metales aumente exponencialmente conforme disminuye la distancia a las costas con mayor actividad antropogénica.

Como ya se dijo anteriormente, la desalación de agua para abastecer de agua potable a Arabia Saudita es muy importante, sin embargo, este proceso es cada vez más complejo debido a la contaminación. Se han llevado a cabo varios estudios al respecto con el objetivo de desarrollar un perfil de aguas que ayude a facilitar el proceso de desalado. Tomando como ejemplo el proyecto “Analysis of the spatio-temporal variability of seawater quality in the southeastern Arabian Gulf”, se aprecia que los métodos de análisis utilizados son la toma de muestras in situ, las técnicas de modelado y la toma de imágenes por satélite, la cual solo puede ofrecer información viable cuando se trata de días despejados y sin atmósfera pulverulenta.

Tras más de un año de investigación, este proyecto se apoyó sobre los cimientos formados por diversos estudios sobre el Golfo Pérsico (G.P.) y profundizó en ellos para llegar a un mayor entendimiento sobre las características y sus variaciones con el tiempo. De esta manera, se abarcan varios campos de estudio sobre el G.P. El primero se acerca al G.P. mediante el estudio de su hidrografía, llevando a cabo análisis de la temperatura de su superficie (Sea Surface Temperature, SST), de su profundidad mediante un análisis de disco Secchi (Secchi Disk Depth, SDD) y de su salinidad. En segundo lugar, se estudian sus propiedades hidroquímicas tales como el pH o el oxígeno disuelto (DO). Por último, se valorará la faceta biológica midiendo la clorofila-a (Chl-a), dicha medición se utiliza como indicador para apreciar la cantidad de biomasa, fitoplancton y demás vida vegetal que habita en una masa de agua.

Todos los muestreos han sido tomados en las costas de Abu Dhabi (el grueso principal de muestras) y Ras Al-Khaimah (las dos apartadas). Tal y como se muestran en la Figura 3-10.



**Figura 3-17. Puntos de toma de muestras en el Golfo Pérsico**

Para finalizar, se compararon los resultados obtenidos con otros estudios realizados entre 2013 y 2014. Se llegó a la conclusión de que la mayoría de los parámetros estudiados se ven afectados por el clima y las zonas en la que se miden. A continuación, se resumen las diferencias entre los diferentes parámetros:

La concentración de Chl-a es mucho menor en verano que en invierno, así como también es menor en zonas costeras y mayor en aguas de interior.

La salinidad se muestra perenne durante todo el año, sin embargo, es mayor en zonas costeras y a medida que se aleja del Estrecho de Hormuz.

La concentración de DO disminuye en las zonas costeras y se ve incrementada durante los periodos de labriego.

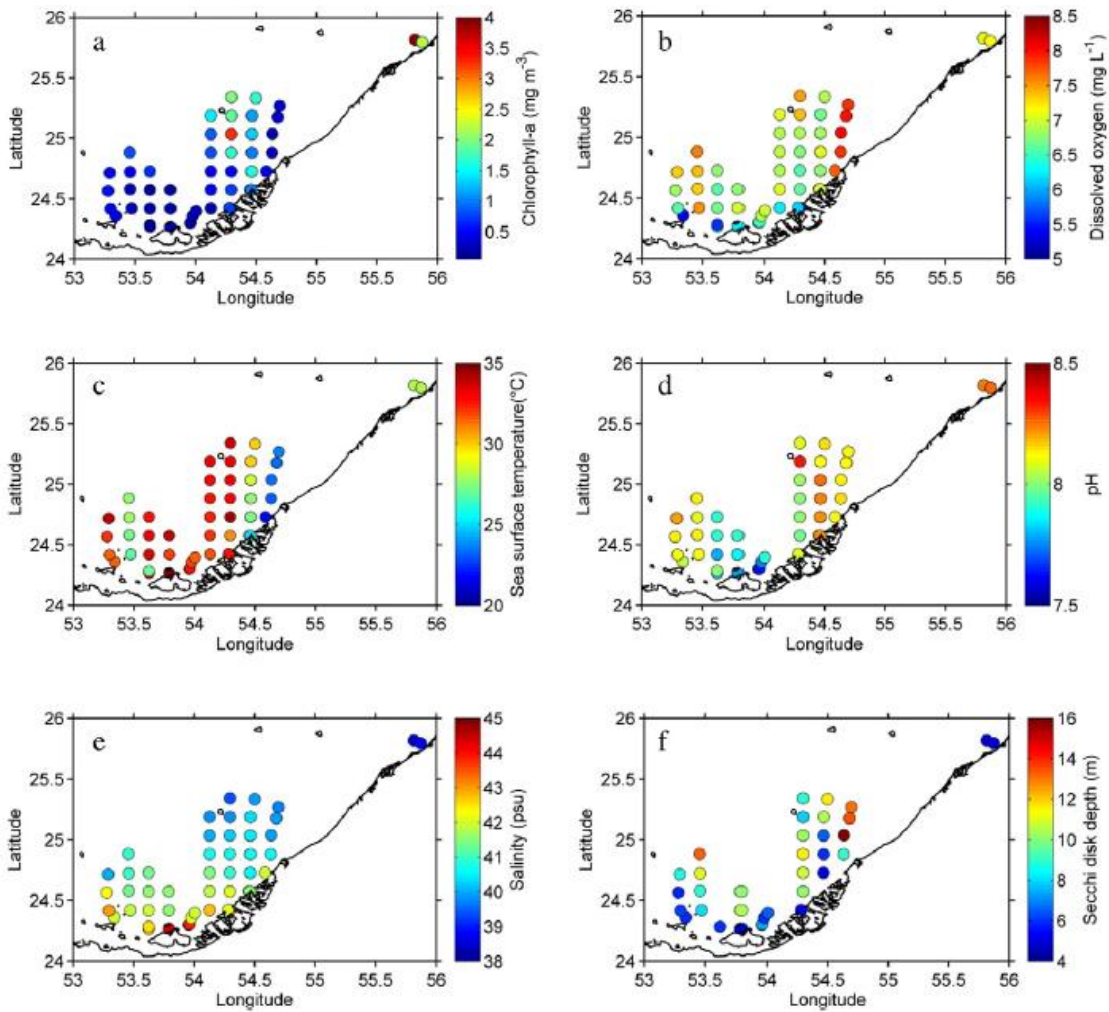
El pH se muestra alcalino y con un nivel más elevado en invierno que en verano, además, aumenta mar adentro.

El SST no muestra un cambio significativo a lo largo de la superficie del G.P., obviamente es mayor en verano que en invierno y el gradiente de temperaturas observado es mayor en aguas más profundas.

Tanto el DO, como la salinidad y la SST muestran una variabilidad parecida.

Todos estos datos muestran las peculiares características del G.P. que, si ya varían de manera natural, las zonas más pobladas no hacen otra cosa que agravar esas variaciones.

En la siguiente figura se muestran unas gráficas representativas de la media de todas estas mediciones en un intervalo de un año aproximadamente:



**Figura 3-18. Distribución espacial de chlorofil-a (Chl-a) (a), oxígeno disuelto (DO) (b), temperatura de la superficie marina (SST) (c), pH (d), salinidad (e) y Secchi disk depth (SDD) (f)**

Debido a todos estos factores, la desalinización del agua en el G.P. es un trabajo complejo y que, aún hoy día, se sigue realizando para tener un perfil representativo y consecuente de toda la superficie.

Diversos estudios realizados han demostrado que, el incremento en el número de plantas desaladoras de agua podría incrementar la salinidad de este lugar, esto es debido a que extraen agua marina natural y devuelven salmueras al medio ambiente. Estos estudios se apoyan en la teoría de que la hipersalinidad del GP es una condición muy sensible a estímulos externos. Un cambio en las condiciones de contorno como la existencia de numerosos afluentes hipersalados podría generar una descompensación en el ecosistema que aumentaría en gran medida la salinidad del medio.

Tras llevar a cabo un análisis del GP, se deduce que este aún continuaba dentro de un comportamiento lineal de salinidad. Aunque con el tiempo y el aumento del número de plantas desaladoras el comportamiento podría verse afectado y aumentar exponencialmente la salinidad del medio [6].

### 3.2.2. Composición del agua en el Golfo Pérsico

Tabla 3-1. Composición iónica y otras características de interés del Golfo Pérsico

Composición del agua en el golfo pérsico		
Sólidos totales disueltos (TDS) (mg/L)		
105 (°C)	50.725	45.000
180	48.003	
550	41.015	
pH		
8.01-8.34		
Densidad (g/mL)		
1.027		
Concentraciones (mg/L)		
Ca <sup>2+</sup>	497	500
K <sup>+</sup>	364	460
Mg <sup>2+</sup>	1.628	1.765
Na <sup>+</sup>	8.324	15.850
Cl <sup>-</sup>	21.787,5	23.000
Br <sup>-</sup>	0,075	80
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	2.392,5	3.200
CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	157	142
Sr <sup>2+</sup>	5,5	≅0
Ni <sup>2+</sup>	0,318	-
S <sup>2+</sup>	797,5	-
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	-	142
BO <sub>3</sub> <sup>3-</sup>	-	≅0
F	-	≅0
SiO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	-	1.5
I <sup>-</sup>	-	≅0

Tras la búsqueda bibliográfica, se han seleccionado dos estudios representativos para determinar la composición del golfo pérsico en general. En la Tabla 3-1, se expone la concentración de iones en el agua, los sólidos totales disueltos (TDS) a diferentes temperaturas, el pH y la densidad.

En la columna de la izquierda, se muestran los datos de la composición de las aguas alrededor de la isla de Qeshm, junto al estrecho de Hormuz. En la columna situada más a la derecha, se muestra la composición de las aguas en la zona situada frente a la costa de Kuwait.

### 3.3. Simulación de una planta desaladora en Arabia Saudita

En este punto del proyecto se comienzan a mostrar las diferentes simulaciones que se llevan a cabo tomando como alimentación agua correspondiente al Golfo Pérsico y con las características propias del agua de esa zona, todo situado en Arabia Saudita. Se trabaja con una planta desaladora por medio de osmosis inversa en la que se realizarán procesos tanto de SWRO como de BWRO (seawater y brackishwater reverse osmosis), con una alimentación de 12.500 m<sup>3</sup>/h y una producción de, aproximadamente, unos 55.400 m<sup>3</sup>/d.

Este trabajo consiste en hallar las condiciones de operación de la planta que consigan un producto dentro de las especificaciones necesarias y que además genere los costes más reducidos posibles. En el siguiente apartado se explican brevemente las nociones básicas necesarias, así como el contexto para poder interpretar los datos que se arrojan en este proyecto.

#### 3.3.1. Costes

El cálculo de costes de un proyecto de ingeniería se trata de uno de los apartados más complejos e importantes del proceso. Debido al alcance de este proyecto, así como a la complejidad de los mismos, en esta ocasión se estudiará una fracción de los mismos, ya que es la única a la que afectan las modificaciones que aquí se plantean. En este apartado se explica brevemente en qué consisten los costes de un proyecto y se determina la parte con la que se trabaja en este caso.

A la hora de valorar los gastos que va a generar un proceso de desalación de agua, se tienen 3 grandes bloques en los que se dividen los costes dependiendo de “la procedencia” de los mismos. Estos son los “capital costs”, “operation and maintenance costs” y “cost of water”.

- **Costes capitales**

Son todos los gastos asociados al pensamiento del proyecto, diseño, permisos, construcción, puesta en marcha, testeo, etc.

El bloque más grande de estos costes recae en la construcción. Ahí se engloba la construcción de los edificios y diferentes estructuras, el aprovisionamiento, los equipos, el piping y las utilities. Este bloque es tan importante que se le ha acabado apodando como costes directos o duros (direct o hard costs) y ocupa entre un 50-85% del total de los costes capitales.

El resto de los costes capitales son llamados costes indirectos o suaves (indirect o soft costs). Comprenden del 15 al 50% de los costes capitales y engloban todos los gastos en ingeniería, administración, pagos de permisos, etc.

Este tipo de costes pueden ser encontrados de diferentes maneras, ya sea expresados en unidades monetarias (\$), refiriéndose a la amortización que conlleva (\$/año) o en función de la unidad de producción generada (\$/m<sup>3</sup>/d).

- **Costes de operación y mantenimiento**

Son todos aquellos costes asociados con las operaciones de una planta, en este caso SWRO. De aquí se calculan la energía, los compuestos químicos necesarios, los puestos de trabajo, consumibles, mantenimiento de equipos y edificio, utilities y el trabajo asociado con el cumplimiento de la normativa, entre otras muchas cosas.

Operación y mantenimiento se puede subdividir en dos categorías, costes fijos y variables (fixed and variable cost). Los costes variables son los que dependen de la producción de la planta, es decir, que, a mayor producción, mayores serán estos costes. Estos incluyen fuentes de costes como la energía, los productos químicos, las membranas a utilizar, etc.

Los costes variables rondan el 50-85% de los costes totales de operación y mantenimiento mientras que los costes fijos el otro 15-50% restante.

Los costes fijos son todos los costes de mantenimiento que no dependen de la cantidad de producción.

- **Coste del agua**

El coste del agua es un parámetro meramente económico que relaciona los costes capitales y los costes de operación y mantenimiento con la producción anual de agua. Este parámetro se obtiene dividiendo la suma de los costes capitales amortizados en un año y los costes de operación y mantenimiento anuales entre la producción de agua como producto de la planta en ese mismo periodo de tiempo.

$$C_W = \frac{C_C + C_{OyM}}{Q_W} \quad (3-1)$$

Siendo:

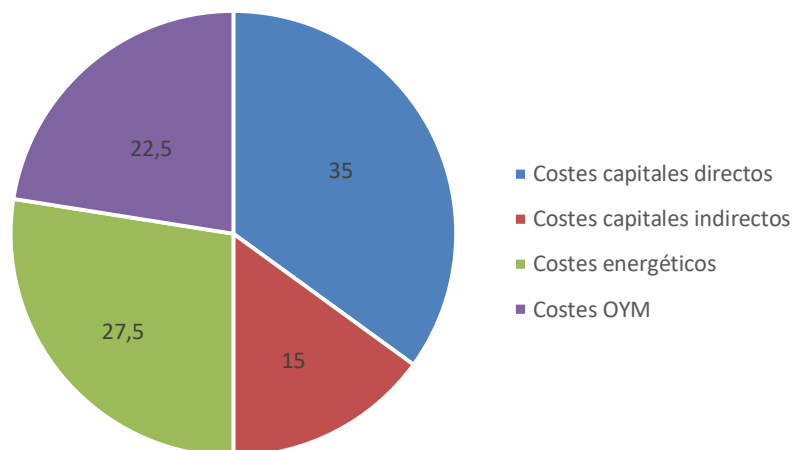
$$C_W = \text{Coste del agua } (\$/m^3)$$

$$C_C = \text{Costes capitales por año } (\$/año)$$

$$C_{OyM} = \text{Costes de operación y mantenimiento } (\$/año)$$

$$Q_W = \text{Caudal de agua producida } (m^3/año)$$

Para una planta dentro de la media, los costes capitales más los de operación y mantenimiento oscilan entre el 40-60% de los costes totales del agua. En la figura 3-12, puede comprobarse con facilidad las mayores influencias de un proyecto en los costes del agua. Aunque estas pueden variar de proyecto a proyecto, los mayores costes suelen originarse siempre en las mismas etapas.



**Figura 3-19. Análisis de valores del coste del agua**

- **Factores que afectan a los costes**

Los grandes bloques de costes vistos anteriormente no son lo único que conforman el precio de un proyecto, ya que hay diversos factores que influyen drásticamente a la hora de costearlo. Estos factores son divididos en dos grandes grupos, que son los que dependen de las decisiones del propietario (o conjunto de propietarios), y los que no dependen de dichas decisiones.

El tamaño del proyecto es un ejemplo perfecto de opción que influye en el coste total del proyecto ya que, gracias al juego de la economía de escala, puede ahorrarse hasta cierto punto agrandando las instalaciones. Por economía de escala, mientras más grande sea un proyecto (dentro de un límite), mayor será el ahorro. Se puede reducir hasta un 50% del coste pasando de una planta de 4.000 m<sup>3</sup>/d a una de 20.000 m<sup>3</sup>/d, sin embargo, a partir de 200.000 m<sup>3</sup>/d, el proyecto no sale rentable.

Otro factor que depende de las decisiones en la planta, por ejemplo, es el factor de la viabilidad de la capacidad. Este es un valor representativo del porcentaje de tiempo en un año que la planta está produciendo el caudal objetivo. Es decir, si la planta tiene una capacidad de 55.000 m<sup>3</sup>/d y se tiene un factor de viabilidad de la capacidad del 100%, quiere decir que se están produciendo 55.000 m<sup>3</sup>/d durante 365 d/año. Sin embargo, si se tiene la capacidad de producir 60.000 m<sup>3</sup>/d y se producen 55.000 m<sup>3</sup>/d, el factor de viabilidad de la capacidad disminuye hasta el 91.67%.

Estos son algunos de los factores que influyen en los costes y pueden variar según las necesidades del proyecto. Factores como las tendencias del mercado, los requerimientos legales del país en el que se vaya a llevar todo a cabo o las condiciones legales del producto influyen gravemente en los costes, sin embargo, no pueden ser modificados por la decisión de nadie del proyecto.

- **Costes contemplados**

Habiendo estudiado todas las posibilidades y analizado detenidamente el alcance de este trabajo, se piensa que la mejor opción es la de reducir el estudio de costes de este proyecto a una parte de los costes variables del mismo. Es decir, en este trabajo solo se muestran y optimizan una parte perteneciente a los costes variables del bloque de operación y mantenimiento.

La energía necesaria, las membranas, así como sus reposiciones y los módulos correspondientes serán los factores contemplados para los futuros cálculos y la toma de decisiones.



### 3.3.2. Primera simulación

En primer lugar, se introduce la composición iónica aproximada que se estima del agua del golfo pérsico. Dicha composición iónica se ha obtenido de las fuentes ya nombradas en el apartado 2.2 y es la composición de dichas fuentes la que se ha introducido en el programa mencionado. En la Figura 3-13 se muestran los datos introducidos y ya ajustados por el programa ROSA9.

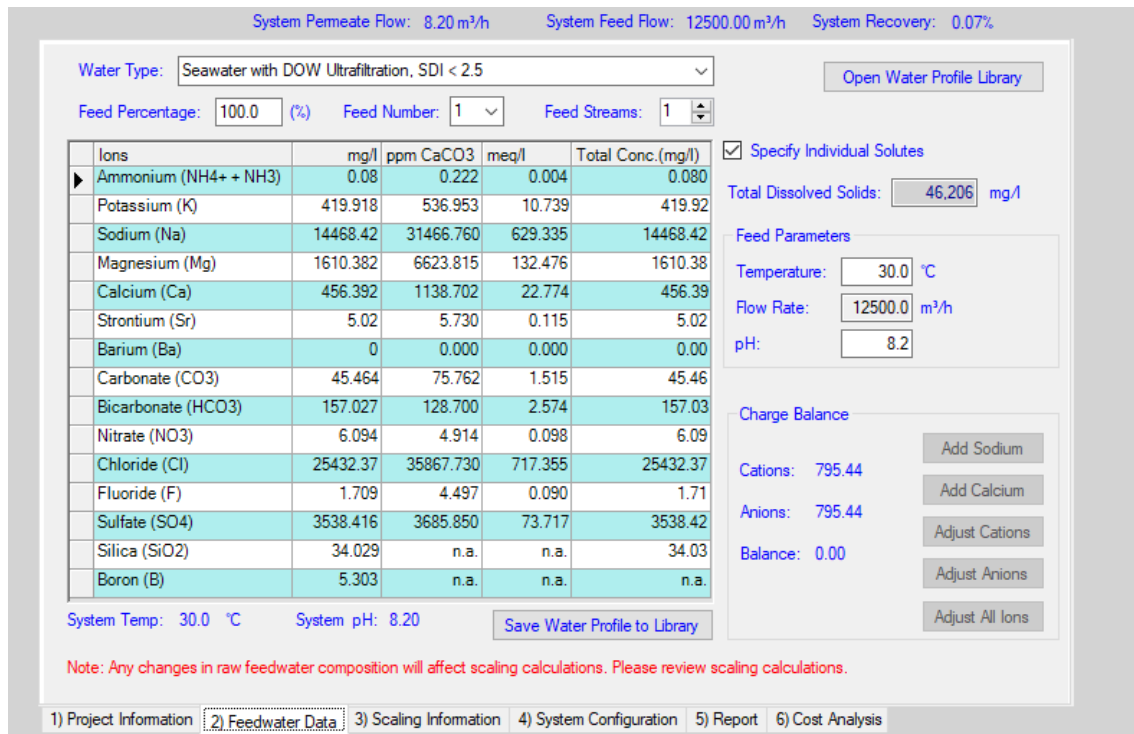


Figura 3-20. Datos introducidos sobre composición iónica del agua del Golfo Pérsico

En este caso, la temperatura introducida es la proporcionada por la página seatemperature.info a través de satélite y el pH es el obtenido en las fuentes citadas en el apartado 3.2.2.

La planta a diseñar es una planta con capacidad para tratar 300.000 m³ al día, que trabaja con membranas XLE y/o ULE (la que funcione mejor para este caso) y que tenga segundo paso. Tras un sencillo cálculo se consigue que el caudal a tratar en la planta será de 12.500 m³/h, una vez introducido esto, (como puede observarse en la Figura 3-13) se prosigue con la introducción de datos.

Para la primera simulación se decidió trabajar con el caso más sencillo posible. Esto se traduce en una planta con 1 sola etapa, una recuperación del 43% y 7 elementos en cada “vessel”. Todos los datos introducidos se muestran en la Figura 3-14.

System Permeate Flow: 5375.40 m<sup>3</sup>/h   System Feed Flow: 12500.00 m<sup>3</sup>/h   System Recovery: 43.00%

No. Passes:  1    2   Current Pass:  1    2

Dosing Chemical: None    No Degasification  
 % Carbon Removal   None  
 CO2 Pressure (atm)

Adjusted pH: None

**Configuration for Pass 1**

Stages in Pass: 1   Permeate Flow: 5,375 m<sup>3</sup>/h   Recirculation Loops:  
 Blend Permeate   None m<sup>3</sup>/h  
 Pass 1 Conc to Pass 1 Feed   None m<sup>3</sup>/h  
 Pass 2 Conc to Pass 1 Feed   None m<sup>3</sup>/h   Max

Flow Factor: 0.85   Recovery: 43.00 %  
 Feed Flow: 12,500 m<sup>3</sup>/h  
 Operating Temp: 30.0 °C   Permeate Flux: 14.01 lmh

**Configuration for Stage 1 in Pass 1**

Stage in Pass: Stage 1    ISD ?  
 Feed Pressure: None bar   Pump Efficiency: 80.0 %  
 Boost (2-pass): Calc  
 Back Pressure: None bar  
 Same back pressure for all stages  
 Pressure vessels in each stage: 1341  
 Elements in each vessel: 7  
 Total elements in stage: 9387  
 Products: SW30XLE-440i   Specs  
 Use the same element in the pass

**System Configuration**

1) Project Information   2) Feedwater Data   3) Scaling Information   4) System Configuration   5) Report   6) Cost Analysis

Figura 3-21. Datos introducidos en la primera simulación

Una vez introducidos todos estos datos y comprobado que el programa, no solo compila correctamente, sino que además arroja resultados lógicos, se procede a iniciar la simulación y a la obtención de resultados (Tablas 3-2 y 3-3).

La mayoría de los elementos observados entran dentro del rango legal para un agua potable, pero están muy cercanos al límite, por lo que no se considera un agua con la calidad suficiente. Esto ocurre con los TDS, por ejemplo, que, aunque cumplen, hay una cantidad elevada en el agua. Además, elementos como el cloro (Cl) no cumplen, directamente. Partiendo de aquí, se comienza a mejorar el proceso para conseguir unos resultados aceptables.

Aquí, también se muestran los valores más importantes de las diferentes corrientes que surgen del proceso, el número de *Pressure vessels* (PV), los elementos por cada PV, y las membranas usadas en el proceso.

**Tabla 3-2. Características de los flujos del proceso (1)**

Paso 1		
Elemento	SW30XLE-440i	
Módulos	1.341	
Elementos/módulo	7	
STD permeado (mg/L)	366,74	
	Flujo (m <sup>3</sup> /h)	Presión (bar)
Alimentación	12.500	66,35
Recirculación	0	-
Concentrado	7.124,6	65,14
Permeado	5.375,4	1
Densidad de flujo/Bomba	14,01	0

**Tabla 3-3. Composición iónica de las salidas (1)**

Pass Streams (mg/L as Ion)					
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate Stage 1	Permeate Stage 1	Total
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	0,07	0,08	0,15	0,01	0,01
K	419,92	419,92	733,29	4,58	4,58
Na	14.468,4	14.468,42	25.285,9	130,82	130,82
Mg	1.610,38	1.610,38	2.822,96	3,22	3,22
Ca	456,39	456,39	800,05	0,9	0,9
Sr	5,02	5,02	8,8	0,01	0,01
Ba	0	0	0	0	0
CO <sub>3</sub>	45,46	45,46	81,02	0	0
HCO <sub>3</sub>	157,03	157,03	271,97	2,12	2,12
NO <sub>3</sub>	6,09	6,09	10,28	0,55	0,55
Cl	25.432,4	25.432,37	44.459,85	213,17	213,17
F	1,71	1,71	2,98	0,02	0,02
SO <sub>4</sub>	3.538,42	3.538,42	6.205,9	2,91	2,91
SiO <sub>2</sub>	34,03	34,03	59,33	0,5	0,5
B	5,32	5,32	8,29	1,39	1,39
CO <sub>2</sub>	0,44	0,44	0,95	0,38	0,38
TDS	46.205,7	46.205,68	80.789,73	366,74	366,74
pH	8,2	8,2	8,27	6,85	6,85

Económicamente no se valorará este proceso ya que directamente no cumple con las especificaciones requeridas, por lo que no se tendrá en cuenta.

### 3.3.3. Segunda simulación

Para variar el proceso y hacerlo más exigente con los resultados, se le ha añadido un paso más. De esta manera, se trabaja un primer paso con una membrana SW30XLE-440i y un segundo paso con una membrana especializada para concentraciones más bajas, BW30-440i. Donde BW especifica que es una membrana especializada para "brackish water" (agua salobre).

De esta manera, y debido a que aumenta la complejidad, se explicará más detalladamente y con fundamentos matemáticos el funcionamiento del proceso, así como las bases de cálculo que sigue el programa "ROSA9" con el que se han realizado las simulaciones.

Se sigue trabajando con una recuperación del 43%, por lo que para una alimentación que no ha variado de 12500 m<sup>3</sup>/h, se acabará obteniendo aproximadamente la mitad de permeado que, en la primera simulación, ya que debe pasar por 2 membranas. Haciendo un cálculo simple, por definición (caudal de permeado que se obtiene para un caudal de alimentación determinado) la recuperación sigue la fórmula mostrada en la ecuación [1].

Siendo el área total efectiva la suma de todas las áreas efectivas de los elementos presentes en el proceso. Es decir, para cada etapa, la suma de todas las *pressure vessels* multiplicadas por los elementos colocados en cada una de ellas (ecuación [2]).

Un factor de vital importancia para el proceso es la densidad de flujo, que no es más que el caudal de permeado obtenido dividido entre el área total efectiva del proceso. De esta manera, los factores determinantes para el diseño de este proceso son la densidad de flujo y la recuperación, que dependen unos de otros y del área total efectiva en el proceso. El cálculo de la densidad de flujo es entonces imprescindible para determinar si el proceso es válido o no, por lo que se calculará previamente para saber si es posible seguir por esa vía de diseño (ecuación [3]).

$$R = \frac{q_{v,p,n}}{q_{F,n}} (\%) \quad (3-2)$$

$$A_T = PV * n_{el} * A_m (m^2) \quad (3-3)$$

$$Flux(densidad de flujo) = \frac{q_{v,p,n}}{A_T} \left( \frac{L}{h * m^2} \right) \quad (3-4)$$

Dónde:

$R$  = *recovery*

$q_{v,p,n}$  = *caudal de permeado*

$A_T$  = *área total efectiva*

$PV$  = *número de "pressure vessels"*

$n_{el}$  = *número de elementos en cada PV*

$A_m$  = *área efectiva de cada membrana*

Para comprobar la veracidad de las ecuaciones y la fiabilidad del programa se hace un ligero cálculo de las mismas para verificar que los resultados se corresponden con los arrojados por el programa. Sabiendo algunos

datos fijos como que el área específica de cada membrana es de  $40.9 \text{ m}^2$ , que hay 7 elementos en cada PV, que el caudal de alimentación es de  $12.500 \text{ m}^3/\text{h}$ , que se requiere una recuperación del 43 % y que la densidad de flujo necesaria para un proceso válido económicamente es de 14 (aproximadamente):

- Etapa 1:

$$A_m = 40.9 \text{ m}^2 \quad n_{el} = 7 \quad q_{F,1} = 12500 \text{ m}^3/\text{h} \quad R = 43 \% \quad Flux = 14$$

$$q_{v,P,1} = q_{F,1} * R = 12500 * 0.43 = 5375 \text{ m}^3/\text{h} \quad (3-5)$$

$$A_T = \frac{q_{v,P,1} \left(\frac{L}{h}\right)}{Flux \left(\frac{L}{h * m^2}\right)} = \frac{5375000}{14} = 383928.6 \text{ m}^2 \quad (3-6)$$

$$PV = \frac{A_T}{n_{el} * A_m} = \frac{383928.6}{7 * 40.9} = 1341 \quad (3-7)$$

- Etapa 2:

$$A_m = 40.9 \text{ m}^2 \quad n_{el} = 7 \quad q_{F,2} = q_{v,P,1} = 5375 \text{ m}^3/\text{h} \quad R = 43 \% \quad Flux = 14 \frac{L}{m^2 * h}$$

$$q_{v,P,2} = q_{F,2} * R = 5375 * 0.43 = 2311.25 \text{ m}^3/\text{h} \quad (3-8)$$

$$A_T = \frac{q_{v,P,2}}{Flux} = \frac{2311250}{14} = 165089.3 \text{ m}^2 \quad (3-9)$$

$$PV = \frac{A_T}{n_{el} * A_m} = \frac{165089.3}{7 * 40.9} = 576.7 \cong 577 \quad (3-10)$$

De esta manera, se obtienen los valores principales necesarios para el diseño de la planta. A continuación, se estudiarán los resultados de ROSA9 para comprobar si se aproximan o se alejan de la realidad, y estudiar la calidad del proceso.

Una vez realizados los cálculos, se muestran los resultados obtenidos en el programa. Este no solo se centra en dichos resultados, sino que además resuelve la calidad con la que se podría obtener el permeado y la presión necesaria en el proceso (entre otras cosas).

La presión también es un factor que se puede calcular y optimizar, sin embargo, dicho programa no se centra en la optimización ni tiene posibilidad de entrar en este campo. Este campo es un problema que se tratará más adelante en el proyecto, una vez se tengan las bases de diseño establecidas y como detallado final.

Esta vez se trata de un proceso con dos pasos, por lo que se darán primero los datos del primer paso y luego del segundo. La composición del permeado a la salida del proceso solo se dará en el segundo paso ya que no es de interés en el primero. En el primer paso:

**Tabla 3-4. Características del flujo del proceso (2, paso 1)**

Paso 1		
Elemento	SW30XLE-440i	
Módulos	1341	
Elementos/módulo	7	
STD permeado (mg/L)	366,74	
	Flujo (m <sup>3</sup> /h)	Presión (bar)
Alimentación	12.500	66,35
Recirculación	0	-
Concentrado	7.124,6	65,14
Permeado	5.375,4	1
Densidad de flujo/Bomba	14,01	0

Para el primer paso tenemos las mismas características a la salida que en la simulación anterior, de hecho, también se tiene la misma composición de permeado ya que esa parte del proceso no se ha alterado en ningún detalle.

Como se puede observar en la Tabla 3-4 (arriba), los resultados se corresponden a los cálculos realizados con las ecuaciones [1], [2] y [3]. Por lo que se suponen que los cálculos están bien realizados y que las simulaciones del programa son fiables. El valor añadido del programa a dicha simulación se trata de las composiciones del permeado, como se mencionó anteriormente.

Con respecto al segundo paso:

**Tabla 3-5. Características del flujo del proceso (2, paso 2)**

Paso 2		
Elemento	BW30-440i	
Módulos	577	
Elementos/módulo	7	
STD permeado (mg/L)	11,36	
	Flujo (m <sup>3</sup> /h)	Presión (bar)
Alimentación	5.375,4	4,74
Recirculación	0	-
Concentrado	3.063,8	3,44
Permeado	2.311,59	1
Densidad de flujo/Bomba	14	0

En esta ocasión (Tabla 3-5), se puede observar cómo ha disminuido el caudal de permeado para mantener la densidad de flujo en un rango aceptable. Si fuera posible obtener una recuperación mucho más elevada (ya que el permeado es el producto de nuestro proceso), se intentaría, sin embargo, en un caso real esto conllevaría a

un aumento de la densidad de flujo en el proceso y por tanto a que se disparase la presión de operación del mismo, lo que se traduce en un gasto económico y una resistencia de los equipos imposibles de asumir.

Aun con todo, esta adición de un segundo paso es necesaria para mejorar las características obtenidas en el permeado, que ahora se obtiene con la siguiente composición (Tabla 3-6):

**Tabla 3-6. Composición iónica de la salida (2)**

Pass Streams (mg/l as Ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate	Permeate		
			Stage 1	Stage 1	Total	
NH4 <sup>+</sup> NH3	+ 0,01	0	0,01	0,01	0,01	
K	4,58	4,58	7,94	0,12	0,12	
Na	130,82	130,82	228,14	1,83	1,83	
Mg	3,22	3,22	5,63	0,02	0,02	
Ca	0,9	0,9	1,57	0,01	0,01	
Sr	0,01	0,01	0,02	0	0	
Ba	0	0	0	0	0	
CO3	0	0	0	0	0	
HCO3	2,12	2,12	3,68	0,13	0,13	
NO3	0,55	0,55	0,86	0,14	0,14	
Cl	213,17	213,17	371,82	2,9	2,9	
F	0,02	0,02	0,03	0	0	
SO4	2,91	2,91	5,1	0,01	0,01	
SiO2	0,5	0,5	0,86	0,01	0,01	
B	1,39	1,39	1,62	1,08	1,08	
CO2	0,38	0,38	0,39	0,32	0,32	
TDS	366,74	366,74	634,92	11,36	11,36	
pH	6,85	6,85	7,06	5,79	5,79	

Tras observar los resultados, se aprecia la buena calidad del permeado obtenido, todos los iones del permeado se encuentran dentro del límite legal y, además, con un rango bastante aceptable.

En la siguiente tabla se muestran los límites establecidos para los diferentes componentes en contraposición con los resultados obtenidos. También se muestran en primer lugar y en lila los elementos de mayor importancia a la hora de regular la calidad de esta agua.

**Tabla 3-7. Comparación de composición iónica obtenida con límites legales**

Elemento	Límite legal	Concentración obtenida (mg/L)
TDS	400	11,36
Cl	200	2,9
B	2	1,08
pH	6,5-8	5,79
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	+	-
NH <sub>3</sub>		
K	-	0,12
Na	-	1,83
Mg	-	0,02
Ca	-	0,01
Sr	-	0
Ba	-	0
CO <sub>3</sub>	-	0
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	200	0,13
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	50	0,14
F	0,8-2,4	0
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	250	0,01
SiO <sub>2</sub>	-	0,01
CO <sub>2</sub>	-	0,32

Con algunos de los componentes mostrados no se muestran referencias legales, esto es debido a que no son los elementos más importantes a la hora de comprobar la potabilidad del agua y a que su concentración en el permeado es tan baja que tampoco merece la pena comprobarlo ya que cumplen la legislación propuesta con total seguridad.



**Tabla 3-8. Datos generales de los costes del proceso**

Datos generales	
Vida del proyecto (años)	10
Coste de la energía (\$/kWh)	0,08
Módulo SWRO (\$/módulo)	1.600
Membrana SWRO (\$/elemento)	550
Módulo BWRO (\$/módulo)	1.200
Membrana BWRO (\$/elemento)	350
Membrana BWRO reciclada (\$/el.)	100
Piping (\$/tren RO)	600.000
Instalación y control RO (\$/tren RO)	80.000
Estructuras de soporte (\$/tren RO)	300.000
HPP (\$/tren RO)	800.000
Ratio de reemplazo de membrana (%)	13
Producción de agua del sistema (m <sup>3</sup> /h)	2311,04
Recuperación total (%)	24,49

Como se puede comprobar, todos los componentes mostrados y sobre todo los factores de mayor importancia cumplen la normativa impuesta holgadamente, por lo que, a partir de aquí, se trabajará no para mejorar la calidad del producto, sino para optimizar y abaratar el proceso. Estos cálculos se realizarán a mano y se intentarán reflejar mediante los cálculos de costes del programa.

Tras esto, se muestran los costes de esta configuración del proceso para tener una base de referencia a partir de la cual empezar a trabajar con la optimización (Tabla 3-9). Previamente, conviene exponer una serie de datos que no varían entre una simulación y otra, ya que son costes fijos. Estos datos se exponen en la Tabla 3-8 y no se considera necesario recordarlos de ahora en adelante.

Habiendo analizado los costes para este proceso, se aceptan estos datos como base para el proceso de optimización. Una gran parte de los gastos se debe a la gran cantidad de caudal que trata esta planta, esto se traduce en grandes costes de bombeo y, por tanto, en gran consumo eléctrico. Debido a esto, un aspecto muy importante de la optimización será el de la reducción de estos, procurando optimizar el volumen de fluido a bombear.

Tabla 3-9. Desglose de costes para la segunda simulación

Paso 1	
<b>Consumo energético</b>	
Consumo de bombeo (kW)	28.953,36
Consumo de energía neto (kWh/m <sup>3</sup> )	5,39
Coste neto energético (\$/año)	47.216.400
Coste energético del paso 1 (\$/m <sup>3</sup> )	0,43
<b>Costes de elementos</b>	
<i>Pressure vessels</i>	1.341
Elementos por cada módulo	7
Coste fijo total (\$)	7.308.450
Coste total de los elementos (\$)	7.979.620,5
Paso 2	
<b>Consumo energético</b>	
Consumo de bombeo (kW)	948,46
Consumo de energía neto (kWh/m <sup>3</sup> )	0,41
Coste neto energético (\$/año)	1.544.393,747
Coste energético del paso 2 (\$/m <sup>3</sup> )	0,03
<b>Costes de elementos</b>	
<i>Pressure vessels</i>	577
Elementos por cada módulo	7
Coste fijo total (\$)	2.106.050
Coste total de los elementos (\$)	2.289.824,5
<b>Coste total</b>	
Coste operación total (\$/año)	48.760.793,75
Valor presente neto de la planta (\$)	311.663.414,30

- **Incidencias con los costes en ROSA**

Los resultados del esquema económico arrojado por ROSA no han sido plasmados en este trabajo sin una revisión previa, y es que el programa ha tenido una serie de fallos que son necesarios corregir si se quiere trabajar con números fiables.

En primer lugar, y a pesar de que se especifica al principio con qué unidades se quiere trabajar, los cálculos económicos del programa los realiza contando con un flujo en L/min. Es decir, sí que cuantifica los caudales en m<sup>3</sup>/h, sin embargo, a la hora de calcular el gasto energético en un año realiza una conversión de L a m<sup>3</sup> y de min a años.

A continuación, se muestran dos ecuaciones (simplificadas), con las cuales se muestra cómo calcula el programa el coste energético y como debería calcularse:

$$C_{ROSA} \left( \frac{\$}{a} \right) = Q \left( \frac{m^3}{h} \right) * 60 \left( \frac{min}{h} \right) * 24 \left( \frac{h}{d} \right) * 365 \left( \frac{d}{a} \right) * \frac{1}{1000} \left( \frac{m^3}{L} \right) * 4.04 \left( \frac{kWh}{m^3} \right) * 0.08 \left( \frac{\$}{kWh} \right) \quad (3-11)$$

$$C_{calculado} \left( \frac{\$}{a} \right) = Q \left( \frac{m^3}{h} \right) * 24 \left( \frac{h}{d} \right) * 365 \left( \frac{d}{a} \right) * 4.04 \left( \frac{kWh}{m^3} \right) * 0.08 \left( \frac{\$}{kWh} \right) \quad (3-12)$$

Como se puede comprobar, el programa ROSA añade dos factores de conversión que, en este caso, no son necesarios, errando en el resultado.

En segundo y último lugar, se ha tenido en cuenta que el programa ROSA no incluye la compra y sustitución de membranas y módulos en sus cálculos. Sabiendo esto, se ha procedido a incluir un valor posible para el precio de los mismos, así como un porcentaje de sustitución a lo largo del año. El objetivo de ello es el de incluir los costes de las membranas y módulos con el objetivo de trabajar con datos más próximos a la realidad.

Siendo los costes:

**Tabla 3-10. Listado de costes variables que se tendrán en cuenta además de la ingeniería**

Servicio	Precio (\$/elemento)
Membranas 8" SWRO	550
Membranas 8" BWRO	350
PPVV para membranas de 8" SWRO	1.600
PPVV para membranas de 8" BWRO	1.200
Servicio	Precio (\$/tren de RO)
Piping	600.000
Instrumentación y control	80.000
Estructuras de soporte	300.000
High Pressure Pumps (HPP)	800.000

### 3.3.4. Tercera simulación

Tras ver como se ajusta el proceso al implantarle un segundo paso, se procede a recircular la salida de concentrado de dicho paso a la alimentación del primero (Figura 3-15). Esta modificación conlleva numerosos y significativos cambios en los resultados obtenidos, estos se enumeran a continuación.

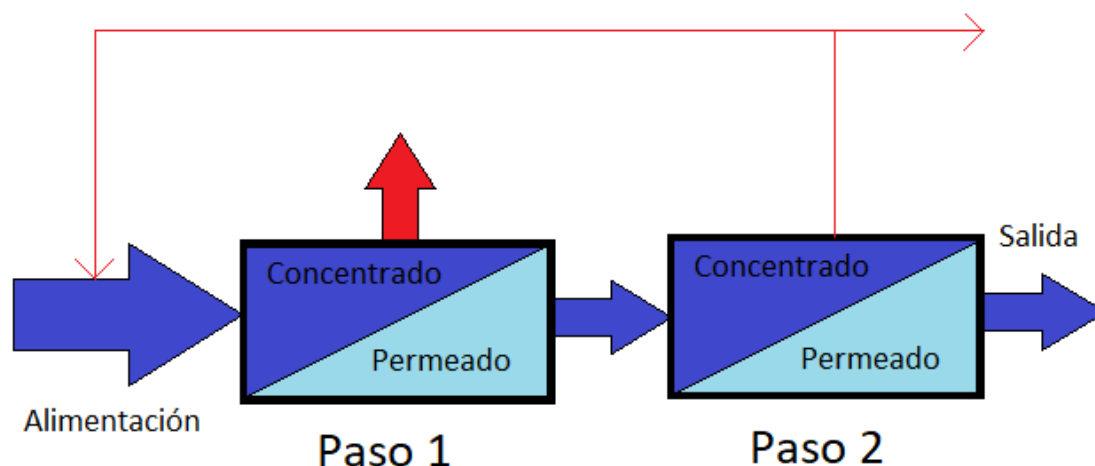


Figura 3-22. Esquema del cambio en este proceso

En primer lugar, se hace notorio el cambio en las condiciones de operación que se ven afectadas (Tabla 3-11). La presión de bombeo de la alimentación se ve parcialmente reducida debido a la subida de presión que ocasiona la recirculación del concentrado del segundo paso (que se encuentra a mayor presión que la alimentación), esto hace que no sea necesario generar tanto gasto en bombeo y abarata los costes.

Otro factor de suma importancia en el que se aprecia cambio a simple vista se trata de los TDS obtenidos en la corriente de salida, con esta metodología se ven reducidos en cierta medida, disminuyendo de 11.36 a 8.54 mg/L.

Para el resto de variables, hay alguna que se ve afectada pero no varía lo suficiente como para que el cambio se considere apreciable. El cambio más significativo producido, y por el que se están llevando a cabo estos testeos, se encuentra en el análisis económico del proyecto.

Tabla 3-11. Características del flujo del proceso (3, ambos pasos)

Paso 1			Paso 2		
Elemento	SW30XLE-440i		Elemento	BW30-440i	
Módulos	1.341		Módulos	577	
Elementos/módulo	7		Elementos/módulo	7	
STD permeado (mg/L)	276,06		STD permeado (mg/L)	366,74	
	Flujo (m <sup>3</sup> /h)	Presión (bar)		Flujo (m <sup>3</sup> /h)	Presión (bar)
Alimentación	12.500	49,73	Alimentación	5.375,02	4,63
Recirculación	0	-	Recirculación	0	-
Concentrado	7.124,6	48,52	Concentrado	3.063,98	3,33
Permeado	5.375,02	1	Permeado	2.311,04	1
Den. flujo/Bomba	14,01	0	Den. flujo/Bomba	14	0

Debido a la recirculación producida, el producto obtenido también es de mayor calidad que el obtenido anteriormente, lo que, sumado al abaratamiento del coste, hace que esta mejora sea prácticamente obligatoria.

A continuación, se presenta una tabla de los elementos analizados y sus concentraciones tanto iniciales como finales. En esta ocasión, la tabla solo dará datos del segundo paso del proceso, ya que es la verdaderamente interesante, además, se puede obtener la concentración de salida del primer paso (si se desea) a través de la interpretación de la misma tabla:

**Tabla 3-12. Composición iónica de salida**

Pass Streams (mg/l as Ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate	Permeate		
			Stage 1	Stage 1	Total	
NH4+ NH3	0,01	0	0,01	0,01	0,01	
K	3,45	3,45	5,99	0,08	0,08	
Na	98,26	98,26	171,46	1,21	1,21	
Mg	2,41	2,41	4,22	0,02	0,02	
Ca	0,67	0,67	1,18	0	0	
Sr	0,01	0,01	0,01	0	0	
Ba	0	0	0	0	0	
CO3	0	0	0	0	0	
HCO3	1,62	1,62	2,81	0,1	0,1	
NO3	0,43	0,43	0,67	0,1	0,1	
Cl	160,1	160,1	279,4	1,92	1,92	
F	0,02	0,02	0,03	0	0	
SO4	2,18	2,18	3,82	0,01	0,01	
SiO2	0,37	0,37	0,65	0,01	0,01	
Boron	1,14	1,14	1,33	0,89	0,89	
CO2	0,24	0,24	0,25	0,19	0,19	
TDS	276,06	276,06	477,88	8,54	8,54	
pH	6,95	6,95	7,15	5,91	5,91	

Una vez analizados todos los cambios físicos del proceso, es hora de valorar el objetivo por el cual se siguen estudiando cambios en el proceso, el análisis económico del mismo.

**Tabla 3-13. Desglose de costes para la tercera simulación**

Paso 1	
<b>Consumo energético</b>	
Consumo de bombeo (kW)	21.736,09
Consumo de energía neto (kWh/m <sup>3</sup> )	4,04
Coste neto energético (\$/año)	35.390.400
Coste energético del paso 1 (\$/m <sup>3</sup> )	0,32
<b>Costes de elementos</b>	
<i>Pressure vessels</i>	1.341
Elementos por cada módulo	7
Coste fijo total (\$)	7.308.450
Coste total de los elementos (\$)	7.979.620,5
Paso 2	
<b>Consumo energético</b>	
Consumo de bombeo (kW)	928
Consumo de energía neto (kWh/m <sup>3</sup> )	0,4
Coste neto energético (\$/año)	1.506.725,606
Coste energético del paso 2 (\$/m <sup>3</sup> )	0,03
<b>Costes de elementos</b>	
<i>Pressure vessels</i>	577
Elementos por cada módulo	7
Coste fijo total (\$)	2.106.050
Coste total de los elementos (\$)	2.289.824,5
<b>Coste total</b>	
Coste operación total (\$/año)	36.897.125,61
Valor presente neto de la planta (\$)	238.766.309,30

Como se puede comprobar, la reducción de costes es más que significativa. Este cambio se traduce en una bajada de los costes de la planta muy importantes, por tanto, existe la posibilidad de seguir reduciendo dichos costes mediante la implementación de otras alternativas de ahorro de energía que se centran en el aprovechamiento de presiones para reducir los costes de bombeo.

En la situación actual, se ha reducido el coste total de la operación en 73 millones de dolares. La mayor parte del ahorro se encuentra en el primer paso del proyecto, donde se encuentra el mayor caudal a tratar, así como el mayor escalón de presiones que salvar.

Debido a todo esto, se considera que la magnitud de la reducción de costes puede ser lo suficientemente importante como para estudiar diferentes técnicas de ahorro energético. En el siguiente apartado se enumeran dichas técnicas y se desarrollan para determinar cuál de ellas es la más conveniente para el proceso.

### 3.3.4. Sistemas de recuperación de energía

A continuación, se intentará reducir el coste de consumo energético de la planta mediante la implantación de unos sistemas auxiliares que reducirán el consumo por bombeo.

- **Sistema de intercambio de presiones (“Pressure exchanger”)**

Este método consiste en aprovechar directamente la presión residual de alguna corriente de salida transfiriendo esa energía a la corriente que lo necesite. De esta manera, se pasa de necesitar bombear el total del caudal con una bomba potente a requerirla tan sólo para una fracción del mismo. El caudal que salga del intercambiador de presión (PEX) solo requiere de una bomba de menor tamaño (si la llega a requerir) para llegar a la presión objetivo del proceso.

El PEX se trata de un equipo simple que aprovecha el desplazamiento positivo en su mecanismo para ejercer presión en una de las corrientes con las que trabaje, mientras que la otra corriente es la encargada de generar ese desplazamiento positivo gracias a la energía residual de la que disponga.

Para mayor claridad, se facilita un esquema del sistema (Figura 3-16):

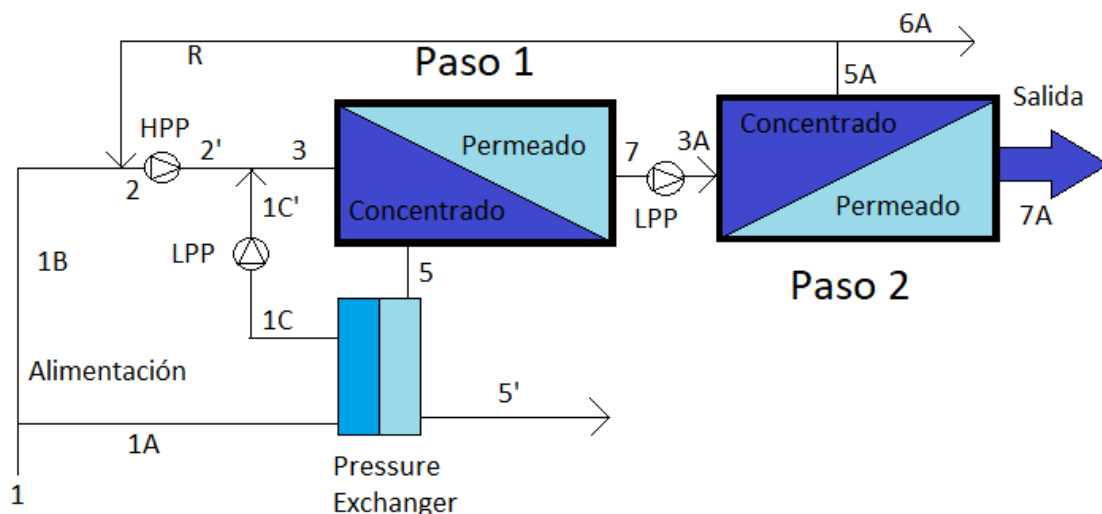


Figura 3-23: Diagrama del sistema con "P. Ex."

En esta figura pueden apreciarse claramente los componentes principales del sistema, que son:

- Pressure Exchanger (PEX): se trata de la cámara donde se “intercambia la presión” del concentrado del primer paso con la presión de la alimentación.
- HPP: Bomba de alta presión o “High Pressure Pump”, es la bomba utilizada para los saltos grandes de presión.
- LPP: Bomba de baja o “Low Pressure Pump”, son las bombas utilizadas cuando el salto de presión es menor.

Para llevar a cabo la instalación del PEX se han realizado una serie de cálculos que el programa ROSA no contempla, por lo que este equipo se añadirá ajeno a dicho programa y mediante cálculos manuales.

Se ha partido de la base de la última actualización hecha en ROSA, de tal manera que los costes reducidos se harán sobre la mejor opción posible obtenida en el programa.

Para hacer el cálculo de los costes, en primer lugar, se obtiene el balance de materia y energía de todo el proceso.

- **Balance de materia y energía**

$$Q_1 = 9436.97 \frac{m^3}{h}; P_1 = 1 \text{ bar} \quad (3-13)$$

$$Q_{1A} = Q_5 = 7124.96 \frac{m^3}{h}; P_{1A} = 1 \text{ bar} \quad (3-14)$$

$$Q_{1B} = Q_1 - Q_{1A} = 2312.01 \frac{m^3}{h}; P_{1B} = 1 \text{ bar} \quad (3-15)$$

$$Q_{1C} = Q_{1A} = 7124.96 \frac{m^3}{h}; P_{1C} = 48 \text{ bar} \quad (3-16)$$

$$Q_{1C'} = Q_{1C}; P_{1C'} = 51.07 \text{ bar} \quad (3-17)$$

$$Q_2 = Q_{1B} + Q_R = 5375.04 \frac{m^3}{h}; P_2 = 1 \text{ bar} \quad (3-18)$$

$$Q_{2'} = Q_2 = 5375.04 \frac{m^3}{h}; P_{2'} = 51.07 \text{ bar} \quad (3-19)$$

$$Q_3 = Q_{2'} + Q_{1C'} = 12500 \frac{m^3}{h}; P_3 = 51.07 \text{ bar} \quad (3-20)$$

$$Q_5 = 7124.96 \frac{m^3}{h}; P_5 = 49.52 \text{ bar} \quad (3-21)$$

$$Q_{5'} = Q_5; P_{5'} = P_{1A} = 1.9 \text{ bar} \quad (3-22)$$

$$Q_7 = 5375.02 \frac{m^3}{h}; P_7 = 1 \text{ bar} \quad (3-23)$$

$$Q_{3A} = Q_7; P_{3A} = 4.97 \text{ bar} \quad (3-24)$$

$$Q_{5A} = 3063.98 \frac{m^3}{h}; P_{5A} = 3.33 \text{ bar} \quad (3-25)$$

$$Q_{6A} = 0.96 \frac{m^3}{h}; P_{6A} = P_{5A} \quad (3-26)$$

$$Q_R = Q_{5A} - Q_{6A} = 3063.03 \frac{m^3}{h}; P_R = P_{5A} \quad (3-27)$$

$$Q_{7A} = Q_{3A} - Q_{5A} = 2311.04 \frac{m^3}{h}; P_{7A} = 1 \text{ bar} \quad (3-28)$$



Con estas ecuaciones se abarca todo el balance de materia y energía del proceso. Gracias a estos datos y aportando unos valores fijos adicionales es posible hacer el cálculo de costes del proceso (resumido, como se ha hecho anteriormente). A continuación, se muestran las ecuaciones utilizadas para el cálculo de costes, cuyos resultados pueden apreciarse en la tabla 3-14.

- **Cálculo de costes**

En apartados anteriores ya se han asignado todos los valores fijos y necesarios para la comprensión de los cálculos, sin embargo, para la realización de dichos cálculos a mano, es conveniente dar valor a algunos factores más, que son:

$$E_{Va} = 4.04 \frac{kWh}{m^3}$$

$$E_{Vb} = 0.4 \frac{kWh}{m^3}$$

$$i_r = 10\%$$

Donde:

$E_{Va}$  = consumo de energía por volumen de bombeo de alta

$E_{Vb}$  = consumo de energía por volumen de bombeo de baja

$i_r$  = intereses asignados al proyecto

Una vez asumidos, comienza el análisis económico del proceso. En primer lugar, con los costes energéticos del primer paso:

$$C_{B1} = (Q_2 * E_{Va} + Q_{1C} * E_{Vb}) * 24 * 365 * C_E = 17.237.434,42 \$/a \quad (3-29)$$

Costes de equipos del primer paso:

$$C_{Eq1} = (P_V * C_M + M * P_V * C_{El}) + C_{El} * (P_V * M * \frac{R_{Mem}}{100}) = 21.818.070 \$ \quad (3-30)$$

Siendo:

$C_{B1}$  = costes de bombeo del primer paso

$C_{Eq1}$  = Costes de equipos del primer paso

$P_{V1}$  = número de módulos del primer paso

$M_1$  = número de membranas por módulo

El grueso de los gastos recae en el primer paso, ya que es aquí donde se trabaja con mayor caudal y, por tanto, mayor número de membranas son requeridas. Para el cálculo de los costes del segundo paso se procede de la misma manera:

$$C_{B2} = Q_7 * 24 * 365 * E_{Vb} = 1.506.725,606 \$/a \quad (3-31)$$

$$C_{Eq2} = (P_{V2} * C_M + M_2 * P_{V2} * C_{El}) + C_{El} * \left( P_V * M * \frac{R_{Mem}}{100} \right) = 9.387.790 \$ \quad (3-32)$$

Una vez descubiertos los costes de ambos pasos, se procede a calcular el valor presente neto (VPN) de la planta. Para ello se ha de tener en cuenta el interés que supone el pago durante los 10 años de vida de la planta. Como se está tratando de reducir los costes en lo máximo posible, se asume el pago de los equipos (membranas, módulos y demás equipos) como coste inicial, quedando de esta manera fuera del alcance de los intereses. Por tanto:

$$I_i = C_{Eq1} + C_{Eq2} + C_{Pi} + C_{IyC} + C_{Est} + C_{HPP} = 32.985.860 \$ \quad (3-33)$$

$$VPN = VPN_{C_{bt}} + I_i = 148.160.609 \$ \quad (3-34)$$

Siendo:

$$C_{bt} = \text{Suma de los costes de bombeo} = C_{B1} + C_{B2} = 18.744.160.03 \$/a \quad (3-35)$$

$$I_i = \text{Inversión inicial} = C_{Eq1} + C_{Eq2} = 31.205.860 \$ \quad (3-36)$$

**Tabla 3-14. Desglose de costes para simulación con PEX**

Paso 1	
<b>Consumo energético</b>	
Consumo de bombeo (kW)	21.736,09
Consumo de energía neto (kWh/m <sup>3</sup> )	4,04
Coste neto energético (\$/año)	17.237.434,42
Coste energético del paso 1 (\$/m <sup>3</sup> )	0,32
<b>Costes de elementos</b>	
<i>Pressure vessels</i>	1.341
Elementos por cada módulo	7
Coste fijo total (\$)	7.308.450
Coste total de los elementos (\$)	7.979.620,5
Paso 2	
<b>Consumo energético</b>	
Consumo de bombeo (kW)	928
Consumo de energía neto (kWh/m <sup>3</sup> )	0,4
Coste neto energético (\$/año)	1.506.725,606
Coste energético del paso 2 (\$/m <sup>3</sup> )	0,03
<b>Costes de elementos</b>	
<i>Pressure vessels</i>	577
Elementos por cada módulo	7
Coste fijo total (\$)	2.106.050
Coste total de los elementos (\$)	2.289.824,5
<b>Coste total</b>	
Coste operación total (\$/año)	18.744.160,03
Valor presente neto de la planta (\$)	127.224.194,12

Como se puede observar, la diferencia de coste debido a la inclusión de este equipo es más que aceptable. Además, en comparación con otros equipos de funcionamiento parecido, este es sustancialmente más barato debido a su simplicidad en mecanismo y en comportamiento.

Su reducido coste, su simpleza y los ahorros que supone el incorporarlo son los factores que aseguran la competitividad de este equipo en el mercado frente a otras opciones.

- **Sistema turbina-compresor (*turbocharger*)**

Este equipo funciona con la misma premisa que el del apartado anterior, con la salvedad de que tiene algo más de complejidad. De la misma manera que el sistema PEX, este equipo aprovecha la energía residual de corrientes que no se van a aprovechar para transferírsela a corrientes que sí que necesitan un aporte energético.

Si bien el equipo PEX funcionaba con los principios físicos de una bomba de desplazamiento positivo, el

*turbocharger* consta de una turbina alimentada por una corriente a alta presión conectada a una bomba alimentada por una corriente a baja. Esto implica mayor complejidad y por tanto mayores precios, pero también una mayor flexibilidad con los caudales y mayor comodidad en la operación (Figura 3-17).

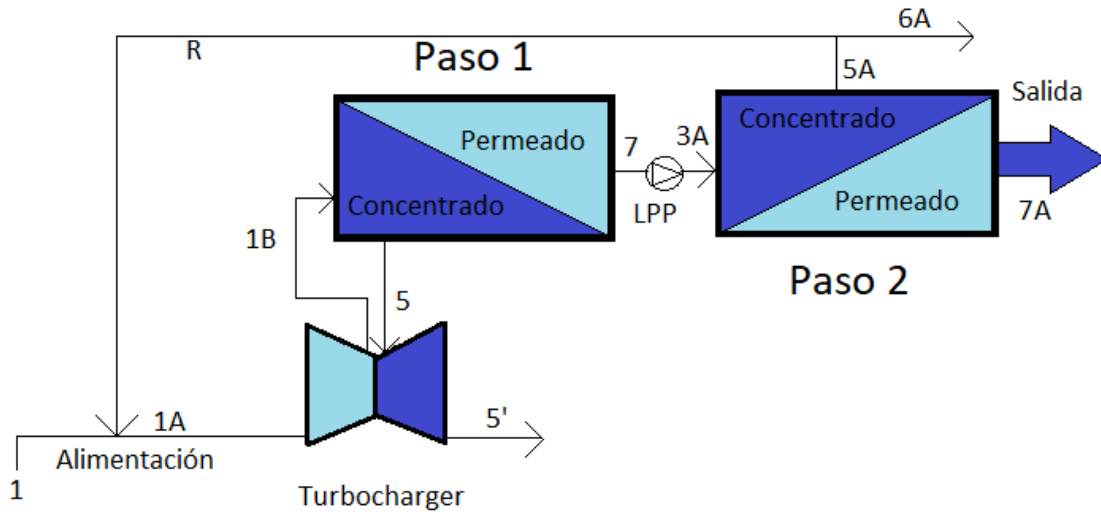


Figura 3-24. Diagrama del sistema con turbina-compresor

Tal y como se muestra en la figura, la corriente  $Q_5$  entra en la turbina con una presión residual elevada, confiriéndole toda esa energía sobrante al eje. Por otro lado, la corriente  $Q_{1A}$ , entra en el compresor, que le transfiere la energía mecánica dejada por la corriente  $Q_5$ .

Una vez comprendido el nuevo funcionamiento del sistema, se procede a desdeñar el balance de materia y energía del sistema, ya que entraña algunos cambios.

- **Balance de materia y energía**

$$Q_1 = 9.436,97 \frac{m^3}{h} ; P_1 = 1 \text{ bar} \quad (3-37)$$

$$Q_{1A} = 12.500 \frac{m^3}{h} ; P_{1A} = 1 \text{ bar} \quad (3-38)$$

$$Q_{1B} = Q_{1A} = 12.500 \frac{m^3}{h} ; P_{1B} = 51,07 \text{ bar} \quad (3-39)$$

$$Q_5 = 7.124,96 \frac{m^3}{h} ; P_5 = 49,52 \text{ bar} \quad (3-40)$$

$$Q_{5'} = Q_5 = 7.124,96 \frac{m^3}{h} ; P_{5'} = 1,9 \text{ bar} \quad (3-41)$$

$$Q_7 = 5.375,02 \frac{m^3}{h} ; P_7 = 1 \text{ bar} \quad (3-42)$$

$$Q_{3A} = Q_7 = 5.375,02 \frac{m^3}{h} ; P_{3A} = 4,97 \text{ bar} \quad (3-43)$$

$$Q_{5A} = 3.063,98 \frac{m^3}{h} ; P_{5A} = 3,33 \text{ bar} \quad (3-44)$$

$$Q_{6A} = 0,96 \frac{m^3}{h} ; P_{6A} = P_{5A} = 3,33 \text{ bar} \quad (3-45)$$

$$Q_R = Q_{5A} - Q_{6A} = 3.063,03 \frac{m^3}{h} ; P_R = P_{5A} = 3,33 \text{ bar} \quad (3-46)$$

$$Q_{7A} = Q_{3A} - Q_{5A} = 2.311,04 \frac{m^3}{h} ; P_{7A} = 1 \text{ bar} \quad (3-47)$$

Una gran ventaja de utilizar este dispositivo es que ya no se requiere HPP, ya que existe la posibilidad (con el equipo iSave de Danfoss, por ejemplo) de prescindir de ella por completo. Esto es posible debido a que es el mismo conjunto turbina-compresor el que gestiona la energía necesaria para elevar el caudal que le alimentes a la presión que necesites, esto hace de la operación un proceso mucho más cómodo además de abaratarlo enormemente.

En esta ocasión, se trabaja con el equipo iSave, ya que se dispone de un programa de simulación que proporciona toda la información necesaria para el estudio del equipo. Una vez introducidas las condiciones de contorno requeridas para las corrientes, el simulador devuelve la energía que se puede extraer de la corriente de salmuera y la energía que necesita la corriente de alimentación para llegar a la presión deseada. Sabiendo esto, se arroja el siguiente resultado (Tabla 3-15):

**Tabla 3-15. Cuadro de potencias de iSave de Danfoss**

	Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /h)	P <sub>in</sub> (bar)	P <sub>out</sub> (bar)	Q <sub>v</sub> ·Δp (m <sup>3</sup> ·bar/h)	Q <sub>v</sub> ·Δp (kW)	Potencia consumida (kW)
Salmuera	7.124,96	49,52	1,9	339.290,6	9.424,74	9.434,84
Alimentación	12.500	1	51,07	625.875	17.385,42	17.385,42

Como se puede observar, la energía necesaria para elevar la presión de la alimentación es casi el doble que la energía extraída de la salmuera, concretamente un 184,3 %. Sin embargo, esto es un resultado más que previsible, ya que se está alimentando mucha más alimentación que salmuera se utiliza. Además, siempre se va a requerir un mínimo de energía si se quiere impulsar a una presión mayor que la de la salmuera.

Para comprobar la lógica de los datos arrojados por el simulador, se muestra en la Tabla 3-16 los requerimientos en el caso de unos caudales de alimentación y de salmuera parecidos.

**Tabla 3-16. Ejemplo de requerimientos energéticos iSave de Danfoss**

	Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /h)	P <sub>in</sub> (bar)	P <sub>out</sub> (bar)	Q <sub>v</sub> ·Δp (m <sup>3</sup> ·bar/h)	Q <sub>v</sub> ·Δp (kW)	Potencia consumida (kW)
Salmuera	7.124,96	49,52	1,9	339.290,5952	9.424,74	9.434,84
Alimentación	7.124,96	1	51,07	356.746,7472	9.909,63	9.909,63

Como ya se esperaba, la energía requerida para completar el proceso no es ni un 6% superior a la extraída de la salmuera.

Para calcular los costes energéticos de este primer paso, por consiguiente, solo es necesario aplicar el coste de la energía a la restante requerida por el equipo.

- **Cálculo de costes**

En este caso se toman los mismos valores iniciales especificados en la simulación con el equipo PEX. Es decir el interés, el consumo de bombeo de alta y el consumo de bombeo de baja.

Con un sencillo cálculo es fácil obtener la energía de bombeo en el primer paso:

$$E_{B1} = 17.385,42 - 9.434,84 = 7.950,58 \text{ kW} \quad (3-48)$$

Por tanto, para hallar el coste de bombeo en el primer paso:

$$C_{B1} = 7.950,58 \text{ kW} * 1 \frac{\text{h}}{\text{h}} * 24 \frac{\text{h}}{\text{d}} * 365 \frac{\text{d}}{\text{a}} * 0,08 \frac{\$}{\text{kWh}} = 5.571.766,464 \frac{\$}{\text{a}} \quad (3-49)$$

Tras ello se calculan los equipos del primer paso, el bombeo del segundo paso y los equipos del segundo paso, que no difieren en nada del caso del PEX:

$$C_{Eq1} = (P_V * C_M + M * P_V * C_{El}) + C_{El} * (P_V * M * \frac{R_{Mem}}{100}) = 21.818.070 \$ \quad (3-50)$$

$$C_{B2} = Q_7 * 24 * 365 * E_{Vb} = 1.506.725,606 \$/\text{a} \quad (3-51)$$

$$C_{Eq2} = (P_{V2} * C_M + M_2 * P_{V2} * C_{El}) + C_{El} * (P_V * M * \frac{R_{Mem}}{100}) = 9.387.790 \$ \quad (3-52)$$

Como ya se ha explicado anteriormente, solo queda calcular el valor presente neto (VPN) del proyecto y sumarle tanto los costes de los equipos como los de las instalaciones (que no varían):

$$VPN = VPN_{C_{bt}} + I_i = 43.494.269,53 + 32.985.860 = 76.480.129,53 \$ \quad (3-53)$$

Finalmente se obtiene un coste muy inferior a todos los planteados anteriormente, y que se considera válido para este proyecto.

No hay que olvidar que el iSave es un equipo bastante más caro que el PEX, sin embargo, es una opción que visiblemente compensa durante la vida útil de la planta. Además, por motivos de tiempo y alcance de este proyecto, no se entra a valorar el precio de equipos tan específicos como el PEX o el iSave.

**Tabla 3-17. Desglose de costes para simulación con iSave de Danfoss**

<b>Paso 1</b>	
<b>Consumo energético</b>	
Consumo de bombeo (kW)	7.950,58
Consumo de energía neto (kWh/m <sup>3</sup> )	0,636
Coste neto energético (\$/año)	5.571.766,46
Coste energético del paso 1 (\$/m <sup>3</sup> )	0,051
<b>Costes de elementos</b>	
<i>Pressure vessels</i>	1.341
Elementos por cada módulo	7
Coste fijo total (\$)	7.308.450
Coste total de los elementos (\$)	7.979.620,50
<b>Paso 2</b>	
<b>Consumo energético</b>	
Consumo de bombeo (kW)	928
Consumo de energía neto (kWh/m <sup>3</sup> )	0,4
Coste neto energético (\$/año)	1.506.725,61
Coste energético del paso 2 (\$/m <sup>3</sup> )	0,03
<b>Costes de elementos</b>	
<i>Pressure vessels</i>	577
Elementos por cada módulo	7
Coste fijo total (\$)	2.106.050
Coste total de los elementos (\$)	2.289.824,50
<b>Coste total</b>	
Coste operación total (\$/año)	7.078.492,07
Valor presente neto de la planta (\$)	55.543.714,53

En la Tabla 3-17 se muestra un resumen de los costes de esta última simulación, para tener una perspectiva general de los mismos. En comparación con la primera simulación que analizamos económicamente (la simulación con dos pasos), el ahorro ha sido de 235.183.284,80 \$.

De todas las opciones presentadas, en el siguiente apartado y como conclusión se realiza una valoración en conjunto y se escoge la mejor opción de todas ellas, que será la que menores gastos conlleve.

- **Reciclaje de membranas**

Una última modificación que cabe añadir se trata de un sistema de reutilización de membranas. Dicho método no reduce en gran medida los costes, pero no se trata de un cambio significativo en el proceso, por lo que es rentable implementarlo.

Los datos mostrados en la tabla 3-18 representan la reducción de costes operacionales, pero el uso de membranas recicladas no reduce los costes de operación únicamente, también reduce los costes de residuos. Dichos gastos no están valorados en este proyecto por lo que no se verán reflejados en la tabla.

**Tabla 3-18. Desglose de costes de quinta simulación incluyendo membranas recicladas**

<b>Paso 1</b>	
<b>Consumo energético</b>	
Consumo de bombeo (kW)	7.950,58
Consumo de energía neto (kWh/m <sup>3</sup> )	0,636
Coste neto energético (\$/año)	5.571.766,46
Coste energético del paso 1 (\$/m <sup>3</sup> )	0,051
<b>Costes de elementos</b>	
<i>Pressure vessels</i>	1.341
Elementos por cada módulo	7
Coste fijo total (\$)	7.308.450
Coste total de los elementos (\$)	7.979.620,50
<b>Paso 2</b>	
<b>Consumo energético</b>	
Consumo de bombeo (kW)	928
Consumo de energía neto (kWh/m <sup>3</sup> )	0,4
Coste neto energético (\$/año)	1.506.725,61
Coste energético del paso 2 (\$/m <sup>3</sup> )	0,03
<b>Costes de elementos</b>	
<i>Pressure vessels</i>	577
Elementos por cada módulo	7
Coste fijo total (\$)	2.106.050
Coste total de los elementos (\$)	2.158.557,00
<b>Coste total</b>	
Coste operación total (\$/año)	7.078.492,07
Valor presente neto de la planta (\$)	55.412.447,03



## 4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Tras haber realizado todos los cálculos pertinentes, se muestra un resumen de todos los resultados obtenidos (Tabla 4-1) para facilitar su interpretación.

**Tabla 4-19. Datos económicos del proceso global**

Simulación	Mejora	TDS (mg/L)	Coste total (VPN//€)	LCW (€/m <sup>3</sup> )
1	Caso base	366,74	-	-
2	Segundo paso	11,36	311.663.414,30	1,54
3	Caso 2 + Recirculación concentrado	8,54	238.766.309,30	1,18
4	Caso 3 + PEX	8,54	127.224.194,12	0,63
5	Caso 3 + <i>Turbocharger</i> iSave	8,54	76.480.129,53	0,38
6	Caso 5 + membranas recicladas	8,54	55.412.447,03	0,27

Como se puede comprobar, la reducción económica es importante, por no decir que también la calidad del producto mejora considerablemente con algunas de las mejoras propuestas.

Todo esto hace que la implantación de las mejoras sea prácticamente indiscutible. El único atisbo de duda posible se encuentra en las simulaciones 4 y 5, ya que estas son opciones alternativas y no se pueden llevar a cabo al mismo tiempo. Esta decisión dependerá mucho del tipo de proyecto que se quiera realizar, ya que la opción del PEX tiene mucho menor coste inicial, pero ahorra menos en operación, además de ser menos flexible con los caudales trabajados. Por otra parte, el *turbocharger* iSave está conformado por unos equipos mucho más caros que el sistema PEX, pero permite una mayor flexibilidad para manejar caudales, es más cómodo en limpieza y operación ya que es un sistema integrado en un mismo cuerpo y genera menos costes de operación.

Como información adicional, se añade una columna dedicada al *Levelized Cost of Water* (LCW), que indica el coste al que se debería vender el m<sup>3</sup> de agua para costear específicamente el precio invertido en el proyecto. Esta información está sujeta al ámbito legal en el que se sitúa el proyecto en sí, ya que si se cambiara de zona (calidad del agua), si se cambiara la normativa o incluso el interés económico propuesto, estos datos cambiarían. Huelga decir que en el análisis de costes del proceso no se han incluido los costes fijos de instalación, además de otros muchos y muy importantes a la hora de llevar a cabo una empresa de estas características, dichas cantidades elevarían en gran medida el LCW y lo estabilizaría a una cantidad más equilibrada y cercana a las existentes actualmente en el mercado. Aún con todo, se han obtenido muy buenos resultados economizando el proceso.

Al incluir membranas recicladas en el apartado final, se ha logrado disminuir el LCW de 0,38 a 0,27, lo que supone un ahorro del 29 % con respecto al caso anterior.

Para el caso actual, y teniendo en cuenta el sistema con el que se está trabajando, una muy buena opción sería instalar el sistema *turbocharger* iSave de Danfoss, que conceptualmente consta de una combinación turbina-bomba e incluye una bomba de baja para salvar el pequeño escalón necesario a la salida del compresor. Con un proyecto de 10 años de vida y un caudal medianamente grande como el que se va a tratar en esta planta, esta opción sería la más viable.

Por otro lado, la investigación de las condiciones de contorno para trabajar en el Golfo Pérsico arroja datos interesantes, y es que el Golfo se encuentra en unas condiciones muy especiales de hipersalinidad. Esto se traduce en un equilibrio bioquímico muy sensible a estímulos externos como puede ser la aparición de

numerosos afluentes muy salados como son los concentrados de las plantas desaladoras de ósmosis inversa.

## 5 CONCLUSIONES

---

Tras realizar el estudio adecuado, se lleva a cabo la simulación de la planta y su proceso de perfeccionamiento evoluciona de la siguiente manera:

1. Planta de un paso y con membranas comunes. No cumple la normativa.
2. Adición de un segundo paso y de membranas más específicas en cada paso. Cumple la normativa.
3. Se implementa la recirculación desde el rechazo del segundo paso hasta la alimentación del primero. Sigue cumpliendo la normativa y se generan ahorros.
4. Instalación de un intercambiador de presión “PEX” con el que se reduce enormemente el consumo por bombeo.
5. Instalación de un sistema *turbocharger* iSave como método alternativo para reducir el consumo por bombeo.

Una vez resumido el proceso de mejora, se llega a las siguientes conclusiones:

- No se rechaza ninguna de las mejoras propuestas en las diferentes simulaciones desde la primera hasta la tercera.
- Entre las opciones cuarta y quinta, se elige la quinta ya que se aprecia la opción más viable tanto en la economía como en la práctica.
- No existe problema con la instalación de la planta en el Golfo Pérsico. Aunque exista peligro en un futuro de alterar el equilibrio de este mar, el vertido que esta planta supone aún no se acerca a una cantidad dañina para el mismo.
- Tras observar los resultados de las simulaciones se aprecia muy buena calidad del producto obtenido, la cual se conservará ya que no supone un aumento significativo de precio.
- Las reducciones de costes obtenidas se consideran suficientes para el alcance de este proyecto. Se trata del resultado más favorable para las condiciones iniciales que se han tomado.

# BIBLIOGRAFÍA

- [1] Instituto de tecnologías rurales A.C. Méjico: Instituto de tecnologías rurales A.C. Fecha de última consulta: 9-October-2018. Disponible en: <https://www.agualimpia.mx/pages/tecnologia>.
- [2] Lenntech. Delfgauw (Holanda): Lenntech BV. Fecha de ltima consulta: 9-October-2018. Disponible en: <https://www.lenntech.es/metodos-de-limpieza-de-membrana.htm> .
- [3] Tong Yu, Lu Meng, Qing-Bo Zhao, Ye Shi, Hong-Ying Hu, Yun Lu. Effects of chemical cleaning on RO membrane inorganic, organic and microbial foulant removal in a full-scale plant for municipal wastewater reclamation. *Water Research*. 2017. 113: 1-10.
- [4] Fabian R., Sonja L., Robert M., Werner L. Membrane cleaning with ultrasonically driven bubbles. *Ultrasonics Sonochemistry*. 2017. 37: 542-560.
- [5] Hadeel Subhi Abid et al. Electrically conductive spacers for self-cleaning membrane surfaces via periodic electrolysis. *Desalination*. 2017. 416: 16-23.
- [6] Ronald Smith et al. Sensitivity of hypersaline Arabian Gulf to seawater desalination plants. Elsevier. *Applied Mathematical Modelling*. 2017. 31 (2347-2354).
- [7] Payehghadr, M.; Eliasi, A. Chemical compositions of Persian Gulf water around the Qeshm Island at various seasons. Department of chemistry, Payame Noor University (PNU), Karaj, Iran. 2010. *Asian Journal of Chemistry Vol.22 N°7 (5282-5288)*.
- [8] Lenntech: Water treatment and purification (Enero 2005). Lenntech. <https://www.lenntech.com/composition-seawater.htm>
- [9] Peñate Baltasar, García-Rodríguez Lourdes. Current trend and future prospects in the design of seawater reverse osmosis desalination technology. *Desalination*, Elsevier. 2012. 284:1-8.
- [10] L.H. Andrade, B.C. Ricci, L.B.Grossi, W.L. Pires, A.O. Aguiar, M.C.S. Amaral. Nanofiltration applied in gold mining effluent treatment: Evaluation of chemical cleaning and membrane stability. *Chemical Engineering Journal*, Elsevier. 2017. 323: 545-556.
- [11] Lawrence K. Wang, Jiaping Paul Chen, Yung-Tse Hung, Nazih K. Shammash. Membrane and desalination technologies. Volumen 13. Springer Science + Bussiness Media. USA: Humana Press. 2011.
- [12] Stephen P. Chesters. Innovations in the inhibition and cleaning of reverse osmosis membrane scaling and fouling. *Desalination*, Elsevier. 2009. 238: 22-29.
- [13] Nahla Mezhoud, Marouane Temimi, Jun Zhao, Maryam Rashed Al Shehhi, Hosni Ghedira. Analysis of the spatio-temporal variability of seawater quality in the southeastern Arabian Gulf. *Marine Pollution Bulletin*, Elsevier. 2016. 106: 127-138.
- [14] Prasad G. Thoppil, Patrick J. Hogan. Persian Gulf response to a wintertime shamal wind event. *Deep-Sea Research I*, Elsevier. 2010. 57: 946-955.
- [15] Talal Alharbi, Hussain Alfaifi, Abdelbaset El-Sorogy. Metal pollution in Al-Khobar seawater, Arabian Gulf, Saudi Arabia. *Marine Pollution Bulletin*, Elsevier. 2017. 119: 407-415.
- [16] Abubaker Elhakeem, Walid Elshorbagy, Tobias Bleninger. Long-term hydrodynamic modeling of the Arabian Gulf. *Marine Pollution Bulletin*, Elsevier. 2015. 94: 19-36.
- [17] Ronald Smith, Anton Purnama, H.H. Al-Barwani. Sensitivity of hypersaline Arabian Gulf to seawater desalination plants. *Applied Mathematical Modeling*, Elsevier. 2007. 31: 2347-2354.
- [18] Jun Zhao, Marouane Temimi, Hosni Ghedira. Remotely sensed sea surface salinity in the hyper-saline Arabian Gulf: Application to landsat 8 OLI data. *Estuarine, coastal and shelf science*, Elsevier. 2017. 187: 168-177.
- [19] Abhishek Shrivastava, Steven Rosenberg, Martin Peery. Energy efficiency breakdown of reverse osmosis and its implications on future innovation roadmap for desalination. *Desalination*, Elsevier. 2015. 368: 181-192.
- [20] Wilf Mark, Awerbuch Leon, Bartels Craig, Mickley Mike, Pearce Graeme, Voutchkov Nikolay. Membrane desalination technology. Desalination Publications. Italia: Balaban Desalination Publications; 2007.

- [21]Jun Zhao et al. Estuarine, coastal and shelf science. Elsevier. 187 (168-177). 2017.
- [22]Nahla Mezhoud et al. Analysis of the spatio-temporal variability of seawater quality in the southeastern Arabian Gulf. Elsevier. 106 (127-138). 2016.
- [23]Victor Monsalvo García. Proyectos de I+D de Aqualia. Ponencia presentada en la *Universidad de Sevilla*, para la asignatura de *Diseño Eficiente en Instalaciones de Desalación* del máster en *Sistemas de Energía Térmica*. En Marzo de 2017. Sevilla, España.