

Trabajo Fin de Grado

Grado en Ingeniería de las Tecnologías Industriales

Análisis Termoeconómico de la desalación de agua  
de mar mediante ósmosis directa.

Autor: M<sup>a</sup> Eugenia Pareja-Obregón Matas

Tutor: Dra. Lourdes García Rodríguez

Dr. Abel Rianza Frutos

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

Sevilla, 2016





Trabajo Fin de Grado  
Grado en Ingeniería de las Tecnologías Industriales

# **Análisis Termoeconómico de la desalación de agua de mar mediante ósmosis directa.**

Autor:

M<sup>a</sup> Eugenia Pareja-Obregón Matas

Tutor:

Dra. Lourdes García Rodríguez

Dr. Abel Riaza Frutos

Dpto. Ingeniería Energética  
Escuela Técnica Superior de Ingeniería  
Universidad de Sevilla  
Sevilla, 2016



Trabajo Fin de Grado: Análisis Termoeconómico de la desalación de agua de mar mediante ósmosis directa.

Autor: M<sup>a</sup> Eugenia Pareja-Obregón Matas

Tutor: Lourdes García Rodríguez

Abel Rianza Frutos

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

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2016

El Secretario del Tribunal



*“Potius sero quam numquam”*

*“Si finis bonus est, totum bonum est”*





# Resumen

---

La población del mundo continúa en crecimiento exponencial, este crecimiento supone una enorme carga en el agua disponible y los recursos energéticos. A menudo el agua disponible no es suficiente y tiene que ser obtenida mediante recursos como la desalación de agua de mar.

En este trabajo se estudiará la viabilidad de la obtención de agua a partir de agua de mar mediante el uso de ósmosis directa, una nueva tecnología que está intentando tener su hueco en el mercado actual. Inicialmente los desarrolladores del primer prototipo prometían un consumo de energía mucho menor que el de la ósmosis inversa. Este trabajo analiza las perspectivas realistas de la desalación mediante ósmosis directa utilizando la metodología del análisis termoeconómico.

Finalmente, concluiremos con los resultados obtenidos y veremos si es económicamente viable en el mercado de hoy.

# Índice

---

<b>Resumen</b>	<b>9</b>
<b>Índice de Tablas</b>	<b>11</b>
<b>Índice de Figuras</b>	<b>12</b>
<b>1 Objetivo</b>	<b>13</b>
<b>2 Introducción</b>	<b>14</b>
2.1 <i>Contexto histórico y situación actual de la ósmosis</i>	14
<b>3 La Ósmosis Directa: Prototipo de Yale</b>	<b>16</b>
3.1 <i>Ósmosis directa</i>	16
3.2 <i>Proceso típico de ósmosis directa</i>	16
<b>4 Comparación Entre Ósmosis Inversa y Ósmosis Directa</b>	<b>17</b>
<b>5 Ventajas e Inconvenientes Principales Asociados a la Forward Ósmosis</b>	<b>19</b>
5.1 <i>Limitaciones del proceso</i>	19
5.1.1 <i>Concentración de polarización</i>	19
5.1.2 <i>Ensuciamiento de las membranas</i>	21
5.1.3 <i>Difusión inversa del soluto</i>	21
5.2 <i>Draw solution</i>	22
5.2.1 <i>Factores que afectan al rendimiento de la draw solution</i>	22
5.2.2 <i>Clasificación de la draw solution</i>	23
5.3 <i>Avances desarrollados en las membranas</i>	25
5.3.1 <i>Factores que afectan al rendimiento de la membrana</i>	26
<b>6 Análisis Termodinámico</b>	<b>27</b>
6.1 <i>Conceptos generales básicos</i>	27
6.2 <i>Hipótesis Generales</i>	27
6.3 <i>Ecuaciones básicas</i>	28
6.3.1 <i>Equipo 1, Extracción de disolvente de agua de mar</i>	29
6.3.2 <i>Equipo 2, Extracción de disolvente de la draw solution.</i>	31
6.4 <i>Análisis de sensibilidad del estudio Termodinámico</i>	32
<b>7 Análisis Termoeconómico</b>	<b>34</b>
7.1 <i>¿Qué es la termoeconomía?</i>	34
7.2 <i>Fundamentos de la termoeconomía.</i>	34
7.3 <i>Análisis termoeconómico de una planta de desalinización por ósmosis directa</i>	36
7.3.1 <i>Equipo 1, Equipo de extracción de disolvente de agua de mar</i>	36
7.3.2 <i>Equipo 2, Equipo de extracción del disolvente de la draw solution</i>	37
7.4 <i>Cálculo de los costes de operación y mantenimiento</i>	37
7.5 <i>Hipótesis necesarias para la resolución del balance termoeconómico</i>	43
7.6 <i>Resultado del análisis Termoeconómico</i>	43
7.7 <i>Estudio de sensibilidad</i>	44
<b>8 Conclusiones</b>	<b>46</b>
<b>Bibliografía</b>	<b>47</b>
<b>Anexo</b>	<b>48</b>

# Índice de Tablas

---

Tabla 1. Membranas F0 fabricadas en los últimos años.	25
Tabla 2. Datos de partida del estudio.	30
Tabla 3. Resultados Equipo 1 estudio termodinámico.	31
Tabla 4. Resultados Equipo 2 estudio termodinámico.	32
Tabla 5. Análisis de sensibilidad variando la temperatura de entrada.	33
Tabla 6. Análisis de sensibilidad variando la salinidad del agua.	33
Tabla 7. Costes de operación y mantenimiento planta por ósmosis inversa.	38
Tabla 8. Costes del proyecto de una planta por ósmosis inversa.	39
Tabla 9. Costes de agua planta por ósmosis inversa.	40
Tabla 10. Costes de operación y mantenimiento planta por ósmosis directa.	40
Tabla 11. Costes del proyecto de una planta por ósmosis directa.	41
Tabla 12. Costes de agua planta por ósmosis directa.	42
Tabla 13. Costes no exergéticos de los equipos.	42
Tabla 14. Resultado del estudio termoeconómico.	44
Tabla 15 Coste electricidad en diferentes países del planeta tierra en 2011 .	44
Tabla 16. Coste del agua producto en función del precio de la electricidad.	45

# Índice de Figuras

---

Figura 1. Aplicación del proceso FO para desalinización de agua de mar.	16
Figura 2. Relación presión osmótica-energía necesaria usando NaCl como draw solution.	17
Figura 3. Transporte a través de membranas asimétricas FO.	20
Figura 4. Comparación de flujos inversos de soluto en RO y FO.	22
Figura 5. Desalinización FO usando hidrogeles como draw solution.	24
Figura 6. Draw solutions comúnmente utilizadas.	25
Figura 7. Membrana de película delgada tipo FO-1.	26
Figura 8. Membrana de película delgada tipo FO-2.	26
Figura 9. Proceso global de desalación de agua de mar mediante ósmosis directa.	29
Figura 10. Equipo de Extracción de disolvente del agua de mar.	30
Figura 11. Extracción de disolvente de la draw solution.	31
Figura 12. Balance termoeconómico.	35
Figura 13. Proceso global de la desalación de agua de mar por ósmosis directa.	36
Figura 14. Equipo de extracción de disolvente del agua de mar.	36
Figura 15. Equipo de recuperación de la draw solution.	37

# 1 OBJETIVO

---

Este trabajo tiene como objetivo estudiar la viabilidad de la obtención de agua a partir de agua de mar mediante el uso de la ósmosis directa, una nueva tecnología que está intentando tener su hueco en el mercado actual de la desalación. Inicialmente los desarrolladores del primer prototipo prometían un consumo de energía mucho menor que el de la ósmosis inversa. Este trabajo analiza las perspectivas realistas de la desalación mediante ósmosis directa utilizando la metodología del análisis termoeconómico.

Para ello,

- Haremos un repaso general de la situación actual de la ósmosis directa, así como un estudio de todas las variables que influyen en un aumento de la eficiencia de esta tecnología.
- Se llevará a cabo un estudio termodinámico para poder computar las potencias exergéticas de cada corriente, que más tarde se utilizará en el desarrollo de un análisis termoeconómico, así como las potencias destruidas de cada equipo por si se quisiera optimizar el proceso.
- Por último, se lleva a cabo el análisis termoeconómico citado anteriormente, con el fin de saber cuánto nos cuesta obtener un litro de agua producto. Este se hará mediante el desarrollo de un software, que nos permita introducir los datos de nuestra draw solution y el caudal de agua producto que queremos obtener para poder calcular el resto de variables.
- Se realizará un estudio concreto para la disolución acuosa de KCl como solución extractora o de arrastre del proceso de ósmosis directa.
- Se discutirán los resultados obtenidos a fin de extraer conclusiones sobre la potencial implantación de la tecnología como alternativa a la desalación mediante técnicas convencionales.

## 2 INTRODUCCIÓN

### 2.1 Contexto histórico y situación actual de la ósmosis

La ósmosis es un fenómeno físico muy común en la naturaleza, tiene lugar cuando se ponen en contacto dos fluidos con distinta concentración a través de una membrana semipermeable, la diferencia de presión osmótica entre ambos da lugar a una difusión del fluido más diluido al más concentrado. Este proceso ha sido extensamente estudiado por científicos de distintas disciplinas como la química, la biología o la ingeniería.

La separación, concentración y purificación de las mezclas son el gran reto actual en la industria, por lo que es necesario el desarrollo de procesos baratos y eficientes que nos permitan obtener un alto rendimiento, ya sea en la industria alimentaria, farmacéutica o en la obtención de agua de gran calidad [1].

Para esta labor hay múltiples técnicas de separación como pueden ser la destilación, la precipitación, extracción o la absorción. Los métodos de separación convencionales han sido reforzados con una nueva técnica que basa la separación en el uso de membranas, ya que poseen ciertas propiedades que las hacen muy atractivas en este campo, como que la separación se lleva a cabo sin alterar las características de la mezcla y a temperatura ambiente, detalle muy apreciado por industrias como la farmacéutica, además las propiedades de las membranas se pueden adaptar a la tarea a la que esté específicamente destinada. El uso de esta técnica da lugar a procesos más simples y eficientes que los nombrados anteriormente y son adecuados tanto para procesos a gran escala como a pequeña escala [1].

Tanto las membranas sintéticas como sus aplicaciones han tenido un gran desarrollo en los últimos 60 años. El primer estudio, y el origen de la ósmosis, se remontan a mediados del siglo XVIII cuando Nollet, haciendo uso de una vejiga de cerdo observó que esta permitía el paso prioritario de etanol sobre el agua, cuando ponía en contacto una solución de ambas sustancias a un lado de la vejiga y agua al otro. El siguiente avance se realizó un siglo más tarde, cuando Graham estudió la difusión de gases a través de diferentes medios, poniendo de manifiesto que el caucho muestra diferentes permeabilidades con los diferentes gases. Aunque no fue hasta unos años después cuando se empezó a desarrollar el uso de membranas sintéticas, dicho impulso vino de mano de Traube que fue el primero en introducir una membrana porosa de un preparado artificial. Este hecho tuvo una relevancia importante, ya que en 1877 Pfeffer basó todo su estudio experimental de la ósmosis en la membrana sintética de Traube [1].

Fick, a mediados del siglo XIX, dio una explicación de la difusión de los líquidos en función de los gradientes de presión y Van'tHoff quien proporcionó una explicación termodinámica del proceso. Poco después Nernst y Planck introdujeron la ecuación de flujos electrolitos bajo un gradiente de potencial eléctrico y Donnan describió la teoría de equilibrio de membrana en presencia de electrolitos [1].

Con el comienzo del siglo XX la tecnología de membrana dio un nuevo giro. Bechhold desarrolló un método de fabricación de las primeras membranas sintéticas a base de impregnar un filtro de papel con una disolución de nitrocelulosa en ácido acético glacial. Estas membranas fueron más tarde utilizadas en vastos estudios hasta el desarrollo de la primera membrana comercial que pudo ser aplicada al campo de la biomedicina a mediados del siglo pasado. A partir de 1950 se produjo un cambio de interés que iba desde un interés meramente científico, aparte de unas pocas aplicaciones prácticas, al desarrollo de una industria fuerte basada en el uso de membranas, este hecho estuvo apoyado en el desarrollo de los polímeros arraigado en esta mitad de siglo. El punto álgido de este periodo estuvo marcado por el desarrollo de una membrana asimétrica para la ósmosis inversa, dicha membrana fue desarrollada por Reid y Loeb, estaba hecha a base de acetato de celulosa, presentaba un gran rechazo de sal y altos flujos a presiones hidrostáticas moderadas; la piel de la superficie determinaba la selectividad de la membrana y su subestructura proporcionaba una alta resistencia mecánica. Pronto otras membranas a base de polímeros como poliamidas, policrilonitrilo, polietileno, etc. fueron utilizadas como base para la preparación de membranas sintéticas, mejorando la resistencia mecánica y la estabilidad química. El acetato de celulosa fue el material predominante para la preparación de membranas para la ósmosis inversa hasta que Cadotte (1981) y Riley (1967) desarrollaron una membrana compuesta polimerizada, que mostraban flujos y rechazos más altos. En 1968, Bray y Westmoreland dieron un giro desde el punto de vista de la geometría de la membrana, pasaron de membranas fabricadas con hojas planas a una membrana fabricada de fibra hueca que tenía un espesor de 6-7 micras, cuya aplicación principal era la desalinización de agua de mar [1].

Desde entonces, las membranas sintéticas y su utilización a gran escala, se han convertido en una herramienta usada ampliamente en ingeniería, en tres áreas principalmente: desalinización de agua de mar y purificación de aguas residuales, producción de agua ultra-pura y separación de mezclas en la industria alimentaria y farmacéutica[1]





## 4 COMPARACIÓN ENTRE ÓSMOSIS INVERSA Y ÓSMOSIS DIRECTA

Como ya se ha puntualizado anteriormente la principal diferencia entre la ósmosis directa (FO) y la ósmosis inversa (RO) está en el sentido de la transferencia de disolvente a través de la membrana. Desde la solución más diluida hacia la más concentrada en la ósmosis directa, proceso espontáneo. O desde la solución concentrada a la más diluida en el caso de ósmosis inversa, proceso que precisa ejercer presión sobre la solución concentrada. En una primera instancia el uso de ósmosis directa debería suponer un ahorro de energía, ya que el gradiente de presión osmótica se produce de manera natural, este hecho no está tan claro ya que en el segundo paso, donde se produce la recuperación de la draw solution, es inevitable un elevado consumo de energía. A pesar de optimizar tanto como nos sea posible la draw solution y reducir significativamente el ensuciamiento producido en la membrana, la eficiencia energética de los dos procesos deben ser muy similares, o superior en el caso de la ósmosis directa [4].

Los costes totales de la desalinización mediante ósmosis inversa supone entre un 20-35% del coste total del proceso, una suma elevada cuando el precio de la electricidad es alto, por lo que la FO se ha abierto camino como alternativa a la RO, hecho desconcertante cuando comparamos los requisitos energéticos son superiores en la ósmosis directa [4].

La referencia [4] analiza las necesidades energéticas de la desalación mediante FO en los siguientes términos: La energía mínima necesaria para la desalinización de un vapor de alimentación depende de la composición de alimentación y el ratio de recuperación. Podemos diferenciar entre “dos necesidades energéticas” diferentes, por un lado la transferencia inicial de agua de la alimentación a una solución de arrastre de una mayor presión osmótica, y por otro la energía teórica necesaria para la regeneración. Se denomina proceso de regeneración a la extracción de disolvente de la solución de arrastre, proceso en el cual simultáneamente se obtiene el producto y se regenera la solución de arrastre para volver a extraer disolvente a partir de agua salada. La penalización energética teórica es la diferencia entre la energía teórica requerida para la desalinización directa y la energía teórica para la regeneración. Esta penalización energética, y la energía teórica total requerida para la regeneración de draw solution dependen sólo de la presión osmótica de la solución de extracción y no de su composición química [4].

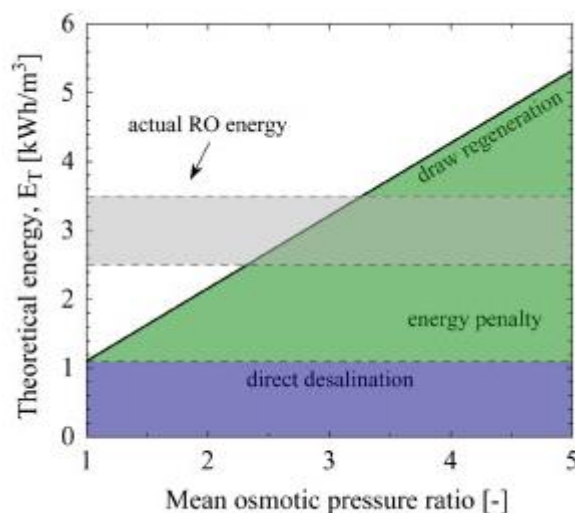


Figura 2. Relación presión osmótica-energía necesaria y penalización usando NaCl como draw solution [4].

La Figura 2 pone de manifiesto la necesidad de ratios pequeños de presión osmótica durante la regeneración si se desean procesos de ósmosis directa tan eficientes como los procesos RO.

Otra diferencia entre ambos procesos reside en que la ósmosis inversa es generalmente de accionamiento eléctrico, mientras que el proceso de regeneración en ósmosis directa puede ser también impulsada térmica o químicamente [4].

A pesar de lo anteriormente expuesto la FO permite la desalinización de aguas de alta salinidad, hecho imposible de llevar a cabo con la tecnología de la ósmosis inversa. Una alternativa que se ha propuesto para mitigar el consumo de energía es la utilización de sistemas híbridos, integración de FO (para la desalinización) y RO (para la recuperación sorteo soluto), pero su inviabilidad desde el punto de vista industrial ha sido una barrera en su desarrollo. No obstante, otras alternativas se han planteado como la FO-UF (ultra filtración) o FO-MD (destilación por membrana) [3].

# 5 VENTAJAS E INCONVENIENTES PRINCIPALES ASOCIADOS A LA FORWARD ÓSMOSIS

---

La razón principal del creciente desarrollo de la ósmosis directa sobre la ósmosis inversa reside en que tiene cierto potencial respecto a minorar el consumo de energía, menos problemas de ensuciamiento y una mayor cantidad de agua de recuperación. No obstante, dichas ventajas no están exentas de inconvenientes como las limitaciones del proceso debido a las características de la propia draw solution, un flujo sustancial de agua, una recuperación eficiente con un consumo mínimo de energía, la difusión inversa del soluto, la polarización por concentración o la tendencia al ensuciamiento que aún presentan estas membranas [3].

Así pues, desde un punto de vista económico el proceso de desalinización mediante el uso de *forward osmosis* (FO) tiene una gama de prósperos beneficios si son desarrollados a gran escala. La baja presión hidráulica necesaria en el proceso de circulación es el principal de estos beneficios, asegurando con esto la reducción de los costes de producción; si el paso de recuperación de la draw solution es económicamente y técnicamente viable la FO será, sin duda, beneficiosa. A diferencia de las membranas utilizadas en los procesos de ósmosis inversa (reverse osmosis; RO), la FO requiere de mínimos aportes de energía para lograr la separación a través de estas, el inconveniente principal reside en las altas cantidades de energía necesaria en el paso posterior (recuperación de la draw solution). A lo largo de los últimos años se han propuesto distintas opciones para llevar a cabo esta reducción, como ya se verá más adelante [3].

## 5.1 Limitaciones del proceso

Como se ha comentado anteriormente, existen varios motivos que provocan la disminución del flujo de agua, reduciendo por tanto el rendimiento total, disminuyendo su eficiencia y como consecuencia limitando el potencial de la novel técnica.

### 5.1.1 Concentración de polarización

La concentración de polarización (CP) es un fenómeno derivado del propio proceso de separación en todo tipo de membranas, se desarrolla debido a la aparición de la diferencia de concentración en la interfase de la membrana, es decir, se produce por la acumulación o disminución de solutos cerca de la superficie de la membrana.

La concentración de polarización en procesos FO pueden ser clasificados como polarización de concentración interna (ICP) y polarización de concentración externa (ECP) [3], esta separación se debe a la geometría característica de las membranas asimétricas de ósmosis directa, las cuales constan de una capa activa densa y una capa soporte porosa. La polarización por concentración sucede externamente en la interfase disolución-superficie de la membrana, e internamente en la capa soporte porosa.

La ocurrencia de CP fue encontrada a ambos lados de la membrana e influyen de forma directa en la disminución del flujo de agua y en la recuperación a través de la membrana selectiva [3].

#### 5.1.1.1 Polarización por concentración externa (ECP)

Este fenómeno es un fenómeno común tanto en los procesos de ósmosis directa como de ósmosis inversa. En los primeros, a su vez, podemos diferenciar entre polarización por concentración externa concentrativa o dilutiva, que se dé una u otra depende principalmente de la orientación de la membrana.

Cuando la alimentación fluye sobre la capa activa de la membrana dando lugar a la acumulación de solutos y se produce un aumento de la concentración de alimentación en la interfase de alimentación- capa activa, nos encontramos frente a una ECP concentrativa; sin embargo, si la variación de la concentración se alcanza en la interfase draw solution-capa activa, se produce una ECP diluida. Esta aparece cuando la capa soporte de la

membrana está confrontada a la feed solution.

Los efectos producidos por este fenómeno son relativamente insignificantes [3].

### 5.1.1.2 Polarización por concentración interna (ICP)

La polarización por concentración interna se refiere a la ocurrencia de polarización dentro de la capa porosa de la membrana debido a la incapacidad del soluto para penetrar la capa densa selectiva de la membrana fácilmente. Esto provoca un flujo transmembrana bastante bajo. Al igual que en la ECP podemos distinguir entre concentrativa y dilutiva. La ICP concentrativa tiene lugar cuando se opera de tal forma que la alimentación se enfrenta a la capa soporte porosa de la membrana. La penetración de soluto a través de la capa activa hace que la solución de alimentación se concentre, provocando una zona más concentrada en la capa porosa, por lo que la fuerza de accionamiento se reduce bastante. Por el contrario, si la capa soporte porosa está enfrentada a la draw solution en vez de a la solución de alimentación lo que acaece es la ICP dilutiva [3].

Basándonos en algunos estudios experimentales, la reducción del flujo de agua en la FO se debe principalmente al origen de la ICP, pudiendo incluso disminuir el flujo de agua en un 80% [3].

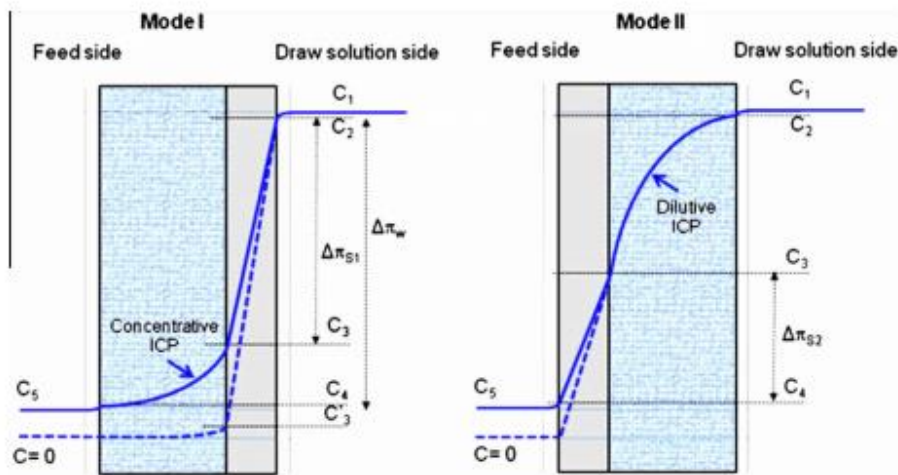


Figura 3. Transporte a través de membranas asimétricas FO [3].

La polarización por concentración interna concentrativa es más deseada que la dilutiva ya que se producen mayores flujos de agua durante la desalinización.

El flujo de agua de la ICP dilutiva viene dado por:

$$J_w = \frac{\frac{1}{K} \ln(A\pi_{draw} + B - J_w)}{A\pi_{feed} + B} \quad (1.1)$$

donde,

A= coeficiente de permeabilidad de agua pura de la membrana,

$\pi_{draw}$  =presión osmótica de la draw solution,

$\pi_{feed}$  =presión osmótica de la solución de alimentación,

B= coeficiente de permeabilidad del soluto,

$K$ = resistividad del soluto.

Una menor  $K$  supone un ICP menor, y por tanto un mayor flujo de agua. Esta, a su vez queda definida por:

$$K = \frac{t_s \tau}{D \varepsilon} = \frac{S}{D} \quad (1.2)$$

donde,

$t_s$ =espesor de la capa soporte,

$\tau$ = tortuosidad de la membrana,

$D$ = coeficiente de difusión de la solución de arrastre,

$\varepsilon$ = porosidad de la membrana,

$S$ = parámetro estructural,

La Ecuación (1.2) recalca, que para obtener una  $K$  pequeña y una membrana eficiente es necesario que esta sea tan porosa y fina como sea posible. El parámetro estructural  $S$ , es un parámetro inherente de cada membrana.

El flujo de agua cuando se desarrolla una ICP dilutiva viene dada por la Ecuación (1.3)

$$J_w = \frac{\frac{1}{K} \ln(A\pi_{draw} + B + J_w)}{A\pi_{feed} + B} \quad (1.3)$$

Algunos componentes, en la alimentación también pueden contribuir a reducir el efecto de la polarización por concentración interna [3].

### 5.1.2 Ensuciamiento de las membranas

El ensuciamiento de las membranas puede afectar adversamente al rendimiento de estas, disminuyendo con ello el flujo de agua a través de ellas. El problema reside en que es un hecho inevitable y se hace visible con el paso del tiempo, lo que puede llegar a ser un serio problema si no se limpian periódicamente.

Sin embargo, esta disposición es menor que en los procesos de ósmosis inversa, que requerían mayor limpieza y los costes de mantenimiento serían también más elevados, por lo que la vida de la membrana en procesos FO es mayor. Otra de las ventajas que llevan adscritas este tipo de membranas es que en muchos casos pueden limpiarse mediante retrolavado, lo que simplifica la eliminación del ensuciamiento orgánico e inorgánico, reduciendo así la necesidad del uso externo de agentes químicos para la limpieza; lo que supone una ventaja debido a que no sólo no perjudica la selectividad de la membrana y le quita vida de la útil, sino que también reduce el consumo energía adicional y elimina los flujos de residuos concentrados [8]. Otra alternativa que también se ha aplicado con éxito para su lavado ha sido el uso de un campo eléctrico, el uso de esta técnica puso de manifiesto una restauración completa de los flujos de agua a su valor original [3].

### 5.1.3 Difusión inversa del soluto

La difusión inversa del soluto a través de la membrana hacia la solución de alimentación parece una realidad inevitable. Es un hecho que hay que tener bien presente, puesto que podría dañar el proceso, aparte de que empeora el ensuciamiento de la membrana. Este suceso según señalan algunas investigaciones está fuertemente ligado a la selectividad de la membrana, aunque no se ve afectado por la estructura de la capa soporte y la concentración de la draw solution [3].

Una proporción elevada del flujo inverso del soluto respecto al flujo directo de agua ( $J_s/J_w$ ) refleja un descenso de la selectividad de la membrana y una menor eficiencia de FO.

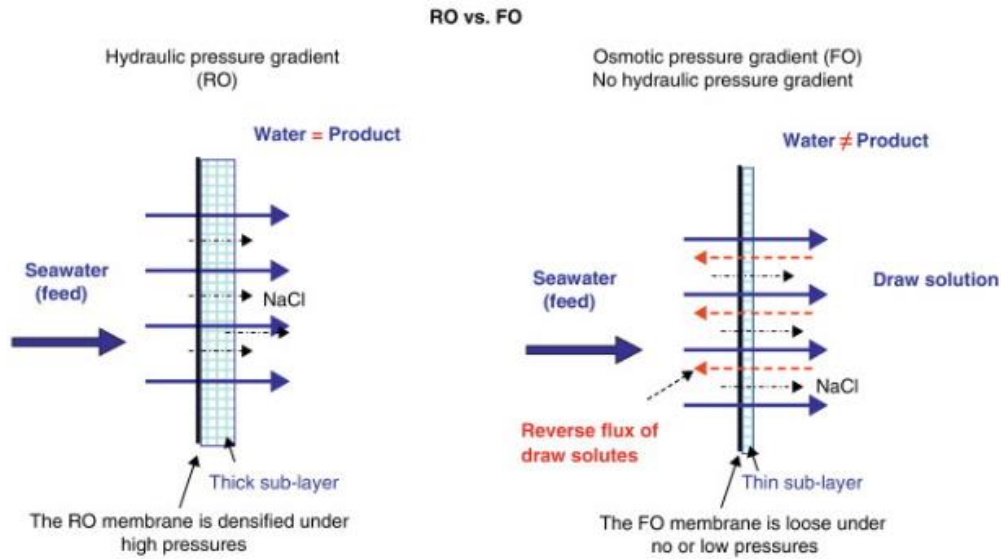


Figura 4. Comparación de flujos inversos de soluto en RO y FO [7].

## 5.2 Draw solution

Uno de los factores claves en el éxito de la tecnología de la ósmosis directa reside en saber escoger la draw solution con acierto, es decir, que esta tenga una gran eficiencia. Las tres características que deberían reunir una buena draw solution para que sea adecuada son: que provoque un gran flujo de agua, una alta recuperación con poco requerimiento de energía y una difusión mínima de soluto, además debe ser compatible con la membrana que se utilice y no debería afectar al pH [3].

### 5.2.1 Factores que afectan al rendimiento de la draw solution

El agente osmótico, también conocido como draw solution, depende de varios factores que pueden afectar al rendimiento de esta. Estos factores son principalmente su propia presión osmótica, la presión osmótica de la solución de alimentación, la solubilidad de la draw solution, la concentración, el peso molecular y el tamaño de las partículas de este agente.

Una presión osmótica alta de la solución de arrastre y una presión osmótica baja en la alimentación introducen grandes flujos de agua a través de la membrana [3].

Una presión osmótica ideal para la solución viene definida por la Ecuación (1.4).

$$\pi = n \left( \frac{c}{MW} \right) RT \quad (1.4)$$

donde,

$n$ = número de moles formados por la disociación de soluto en la solución,

$c$ = concentración de soluto en g/Solución,

$MW$ = peso molecular del soluto,

$R$ = constante de los gases,

$T$ = temperatura absoluta de la solución en Kelvin.

La Ecuación (1.5) se aplica a soluciones muy diluidas y con gran peso molecular, una forma general de encontrar la ecuación anterior es:

$$\frac{\pi}{cRT} = 1 + Bc + Cc^2 + Dc^3 \quad (1.5)$$

donde,

B, C y D son coeficientes osmóticos que pueden determinarse de forma experimental,

c=concentración de soluto en g/Solución.

Como vemos en la Ecuación (1.4), la presión osmótica depende de la concentración de solutos, el número de moles, el peso molecular del soluto y la temperatura de la solución. Esto quiere decir, que una alta solubilidad de la draw solution induce a altas presiones osmóticas, lo que se traduce en altos flujos de agua y elevados ratios de recuperación. Si el soluto presenta un bajo peso molecular, lo combinamos con aguas muy solubles y también conseguimos generar altas presiones osmóticas, producimos de nuevo altos flujos de agua. Pesos moleculares reducidos se asocian a mayores presiones osmóticas que los pesos moleculares elevados, pero también traen asociados un mayor flujo inverso de soluto, lo cual, no es conveniente. Respecto a la temperatura las investigaciones indican que una mayor temperatura provoca bajos flujos iniciales, pero reducen el ensuciamiento en la membrana.

No obstante, en este trabajo usaremos la expresión de presión osmótica introducida en la asignatura de termodinámica [14]. Cuya expresión viene dada según:

$$\pi(T, p, b_B) = \phi(T, p^E, S_B) * \rho_A^* * R * T * \frac{S}{M_B} \quad (1.6)$$

donde,

$\pi$  =presión osmótica.

$\phi$  =coeficiente de presión osmótica.

$\rho_A^*$  = densidad de agua pura.

$M_B$  =masa aparente de las sales,  $62,83 * 10^{-3} \frac{kg}{mol}$ .

$S$  =salinidad.

## 5.2.2 Clasificación de la draw solution

Las soluciones de arrastre pueden organizarse en tres categorías: draw solution de base orgánica, draw solution de base inorgánica y otras, que recogen soluciones emergentes como nanopartículas o salmueras [3].

Esta clasificación puede subdividirse a su vez en: soluciones iónicas (electrolíticas) y soluciones no iónicas (no electrolíticas).

Esta subclasificación se basa en si los iones están cargados o si, por el contrario, no se encuentran cargados, es decir, tienen carga neutra [3].

- Draw solution de base orgánica: en su mayoría están formadas por soluciones no iónicas, tienen el potencial de crear un gradiente de presión osmótica bastante grande. Las más empleadas son la glucosa y la fructosa [3].
- Draw solution de base inorgánica: principalmente se compone de soluciones electrolíticas, y en menor medida de no electrolíticas. Se recurre a ellas cuando la solución de alimentación contiene iones de bario, calcio, magnesio, sulfato o carbono porque pueden ocasionar incrustaciones en la membrana. Se han aplicado a producción de alimentos y tratamiento de agua residuales. La draw solution de esta categoría más empleada es NaCl, porque es muy abundante en la tierra y por tanto, una fuente relativamente barata [3].
- Otras draw solution: engloban las soluciones que no se pueden clasificar según las anteriores categorías. Presentan un ratio elevado de superficie/volumen y grandes tamaños comparado con las moléculas orgánicas e inorgánicas que facilitan la recuperación [3].

A continuación se comentan brevemente las draw solution más exploradas.

- Nanopartículas son partículas de un tamaño entre 1 nm a 100 nm. El uso de este tipo de draw solution es muy atractiva, junto al uso de membranas de nanofiltración [3], desde el punto de vista de su fácil tecnología, además de que producen una difusión inversa del soluto bastante baja, en contrapartida, el flujo de agua creado es muy baja cuando utilizamos la FO.[9]
- Los hidrogeles son polímeros afines al agua, es decir, hidrófilos; en contacto con agua se hinchan aumentando su volumen. La ventaja directa de este uso de draw solution se halla en que es capaz de eliminar por completo la difusión de soluto inverso, pero el flujo de agua neto es muy pobre en comparación con el resto de agentes osmóticos. [9]

En la Figura 5 podemos apreciar el esquema de un proceso de salinización de agua cuando usamos como draw solution los hidrogeles.

- Precipitaciones de sales, en 1970 se generaron soluciones extractoras a partir de la precipitación de sales inorgánicas, si bien, no ha sido hasta los últimos años que se ha extendido su uso. Se utilizan principalmente cuando la corriente de alimentación es de agua salobre, pero su manejo está descartado cuando nuestro objetivo es obtener agua potable, por dos razones principales: por un lado, la necesidad del uso masivo de productos químicos (que disminuyen la vida útil de la membrana y eleva los costes de operación) y por otro, la presencia de residuos como  $\text{Cu}^{2+}$  en el producto final. [9]
- $\text{NH}_3\text{-CO}_2$  es sin duda el soluto más empleado gracias a su amplio abanico de ventajas, se utilizó por primera vez en los años 60. Su utilización sobrelleva altos flujos de agua, bajo flujo inverso de soluto y alto rechazo de sal. El  $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$  generan una alta presión osmótica en el proceso de ósmosis inversa. Aunque también presentan ciertas desventajas, es conveniente un pre-tratado para evitar las incrustaciones en la membrana, por lo que el consumo de energía aumenta, además, de momento, ha sido imposible la eliminación completa de amina, y también hay preocupaciones por el olor y la toxicidad. Se utiliza principalmente en tratar aguas residuales de alta salinidad. A pesar de todos estos inconvenientes se sigue investigando esta draw solution por su prometedor futuro. [9]

En la Figura 1 se representa la desalinización de agua de mar mediante el uso de este agente.

- Draw solution de polaridad conmutable, que cambian su afinidad con el agua, se emplearon en varias aplicaciones industriales. Su uso es interesante, no obstante está delimitado por su incompatibilidad con las membranas de fibra óptica, es capaz de deteriorar su permeabilidad y puede dañarla. Al mismo tiempo, la eliminación del dióxido de carbono no es tan fácil como en  $\text{NH}_3\text{-CO}_2$ . [9]

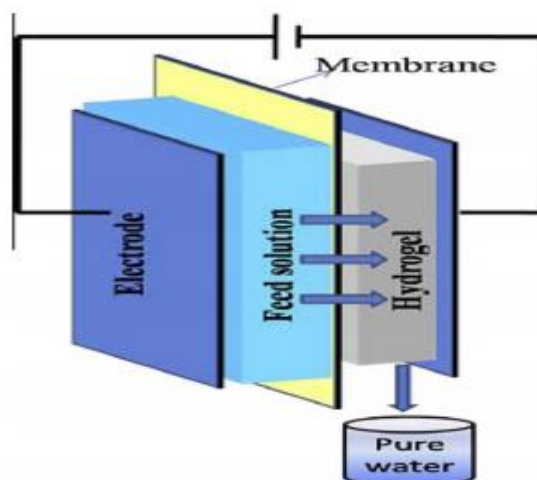


Figura 5. Desalinización FO usando hidrogeles como draw solution [3].



En la Figura 6 se muestra el flujo obtenido en relación a las draw solution que se usan de forma más frecuente.

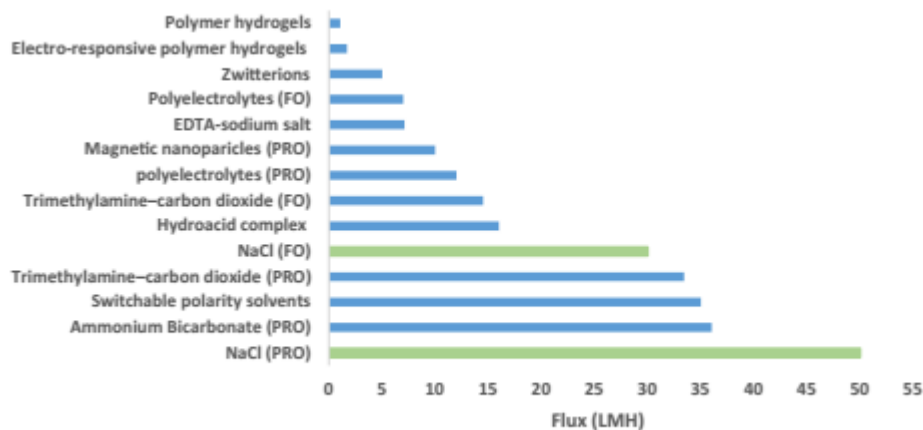


Figura 6. Draw solutions comúnmente utilizadas [3].

### 5.3 Avances desarrollados en las membranas

Hasta el año 2000 no empezó a implantarse el uso de membranas FO, hasta entonces en los procesos de ósmosis directa se había hecho uso de membranas RO. Un resumen global del progreso en su desarrollo se muestra en la Tabla 1 [3].

Year	Membranes	Materials	Preparation methods
2005	Capsule wall	Cellulose acetate (CA) or ethyl cellulose	Dip-coating, phase inversion
2007	Hollow fiber NF	Polybenzimidazole (PBI)	Dry-jet wet phase inversion
2008	Flat sheet cellulose acetate	Cellulose acetate	Phase inversion and then annealing at 80–95 °C
2009	Dual-layer hollow fiber NF	PBI-PES/PVP	Dry-jet wet phase inversion (i.e. coextrusion technology)
2010	Hollow fiber	PES substrates, polyamide (PA) active layer	Dry-jet wet spinning and interfacial polymerization (IP)
2010	Hollow fiber NF	Cellulose acetate	Dry-jet wet spinning
2010	Flat sheet double-skinned	Cellulose acetate	Phase inversion, and then annealing at 85 °C
2010	Flat sheet TFC	Polysulfone (PSf) support, PA active layer	Phase inversion and IP
2010	Double dense-layer	Cellulose acetate	Phase inversion
2011	Modified RO	PSf support modified by polydopamine	Chemical coating
2011	Flat sheet composite	CA cast on a nylon fabric	Phase inversion
2011	Flat sheet composite	PAN substrate, multiple PAH/PSS polyelectrolyte Layers	Layer-by-layer assembly
2011	Positively charged hollow fiber	PAI substrate treated by PEI	Chemical modification
2011	Positively charged flat sheet	PAI substrate treated by PEI	Chemical modification
2011	Flat sheet TFC PA	PES/SPSf substrate, PA active layer	Phase inversion and IP
2011	Flat sheet TFC PA	PES/sulfonated polymer substrate, PA active layer	Phase inversion and IP
2011	Flat sheet TFC PA	PSf support, PA active layer	Phase inversion and IP
2011	Nanoporous PES	PES cast on PET fabric	Phase inversion
2011	Cellulose ester	Cellulose ester	Phase inversion
2011	Flat sheet TFC PA	PES nanofiber support, PA active layer	Electro-spinning and IP
2011	Flat sheet TFC PA	PSf nanofiber support, PA active layer	Electro-spinning and IP
2012	Polymeric nanofiber incorporated TFC PA	Polyethylene terephthalate (PET) nanofibers, PSf microporous support, PA active layer	Electro-spinning, phase separation and IP
2012	TFC PA	Super porous CNT non-woven Bucky-paper (BP) support, PA active layer	Plasma treatment of CNT BPs support and IP
2012	Dual layer hollow fiber NF	PES inner support layer and PAI active layer post-treated by PEI	Dry-jet wet spinning, one-step coextrusion, multi-layer polyelectrolyte depositions
2013	Thin-film inorganic (TFI)	Stainless steel mesh (SSM) substrate, micro-porous silica xerogels active layer	Dip-coating and calcining for 4 h at 500 °C in nitrogen followed by cooling to 25 °C
2014	Thin-film nanocomposite (TFN)	PSf-titanium dioxide(TiO <sub>2</sub> ) nanocomposite substrate, PA active layer	IP
2014	Tri-bore hollow fiber TFC	Matrimid® 5218 polymer substrate, PA active layer	Dry-jet wet spinning and IP

Tabla 1. Membranas FO fabricadas en los últimos años [3].

Las membranas pueden clasificarse en tres tipos según su método de fabricación: celulósicas, compuestas de película delgada (TFC) y modificadas químicamente.

- Membranas celulósicas: Este tipo de membranas ha sido principalmente aplicado en el campo farmacéutico, y más recientemente para tratamiento de agua. Son preparadas mediante el uso de acetato de

celulosa como polímero y por inmersión. Estas membranas tienen magníficos resultados en procesos de ósmosis directa debido a su módulo de fibra hueca. Son estables químicamente, además de presentar gran robustez mecánica y baja tendencia al ensuciamiento, así como altos flujos de agua, de sal y alta resistencia al cloro y otros oxidantes. Su principal desventaja reside en que presentan cierto rechazo a la hidrofilia [3,10].

- **Membranas de película delgada:** Esta tipología de membrana cuenta con múltiples capas. Son comercializadas por Hydration Technologies (HTI), y actualmente cuentan con dos tipos diferentes. FO-1, es muy fina, consta de un espesor menor de  $50\mu m$ , sin embargo, la segunda (denominada FO-2) tiene un espesor mayor de  $100\mu m$ . Ambas son asimétricas y con una base de triacetato de celulosa. Las primeras se emplean principalmente en estudios e investigaciones debido a que desarrollan un mayor flujo relativo que el segundo tipo. Las FO-1, mostrada en la Figura 7, consta de tres capas: una capa selectiva delgada en un lado, una capa soporte relativamente ancha en el otro lado y una malla incrustada en el centro. La geometría mostrada en la Figura 8 corresponde a la membrana FO-2, tiene una estructura similar a las membranas TFC: una piel de capa de unos  $8-18\mu m$ , un armazón poroso de  $25-75\mu m$  y una capa soporte hidrófila tejida. Este tipo de FO membrana proporciona mayor rechazo de sal, pero menor flujo de agua en comparación con el FO-1. [3, 10]

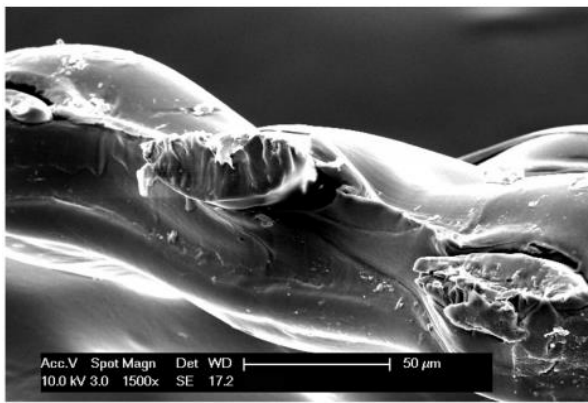


Figura 7. Membrana de película delgada tipo FO-1 [10].

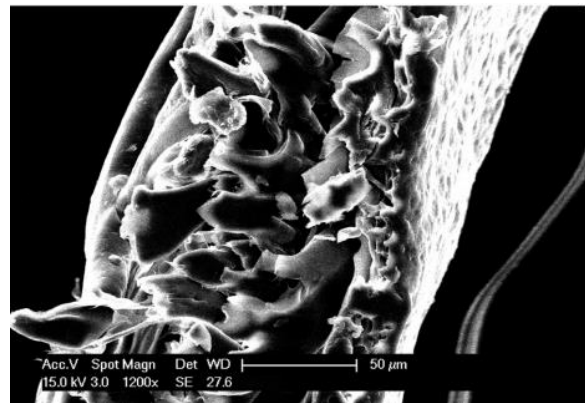


Figura 8. Membrana de película delgada tipo FO-2 [10].

- **Membranas modificadas químicamente:** este tipo de membrana se han ido desarrollando en los últimos años para preparar membranas de fibra óptica, han reducido la polarización por concentración interna y mejorando los flujos de agua. Este tipo de membranas, con fibras huecas, eliminan metales pesados [3, 10].

### 5.3.1 Factores que afectan al rendimiento de la membrana

Las membranas FO que muestran rechazos de sal poco elevados exhiben también gran permeabilidad del agua. Por lo que, mediante el flujo inverso de soluto podemos evaluar, de forma más o menos directa, el rendimiento de estas. Las tres características que afectan directamente a la eficiencia de la membrana son la ICP, la difusión inversa de soluto y el ensuciamiento de la membrana, por lo que es conveniente tener en cuenta estos factores a la hora de desarrollar nuevas membrana [3].

Algunos estudios han demostrado que el parámetro estructural también tiene cierta importancia en el rendimiento de las membranas FO, aunque no muchas líneas de investigación se han orientado en esta dirección [3].

# 6 ANÁLISIS TERMODINÁMICO

## 6.1 Conceptos generales básicos

Para la correcta comprensión de este trabajo se van a definir los conceptos que van a ser usados en el desarrollo del mismo [14].

- Sistema aislado: aquél que no intercambia materia ni energía con el entorno.
- Equilibrio de un sistema aislado: Un sistema aislado que no esté en equilibrio evoluciona irreversiblemente, ya que no hay un sistema exterior que actúe sobre él. En este tipo de sistemas la energía termodinámica permanece constante debido a que no intercambia ni calor ni trabajo, como consecuencia un sistema aislado que no esté en equilibrio evolucionará aumentando su entropía hasta alcanzar un máximo. Cuando este máximo sea compatible con los valores de volumen y energía termodinámica el sistema habrá alcanzado el equilibrio.
- Potencial químico ( $\mu$ ): magnitud intensiva que indica el desplazamiento espontáneo de materia. Generalmente el potencial químico de una mezcla suele definirse como una energía libre molar parcial.

$$\mu = \left( \frac{\partial G}{\partial n_B} \right)_{T,p,n_B}$$

- Relación entre Potencial químico y termodinámico: La relación entre potencial químico y la entalpía puede establecerse a partir de la función de Gibbs según la entalpía, también puede realizarse una relación con la energía termodinámica y la función de Helmholtz como se recoge a continuación:

$$\begin{aligned} \mu &\doteq \left( \frac{\partial G(T, p, n_c)}{\partial n_B} \right)_{T,p,n_{A \neq n_B}} = \left( \frac{\partial H(S, p, n_c)}{\partial n_B} \right)_{S,p,n_{A \neq n_B}} = \left( \frac{\partial U(S, V, n_c)}{\partial n_B} \right)_{S,V,n_{A \neq n_B}} \\ &= \left( \frac{\partial A(T, V, n_c)}{\partial n_B} \right)_{T,V,n_{A \neq n_B}}^S \end{aligned} \quad (1.7)$$

- Equilibrio osmótico: Sea un sistema aislado, compuesto por  $\alpha$  y  $\beta$ , y un límite intermedio  $L^{\alpha \leftrightarrow \beta}$ . Si el límite que separa a ambos sistemas es semipermeable a un componente, y por tanto diatérmico y además rígido, el equilibrio que se establece se denomina osmótico, donde hay igualdad de temperatura y diferencia nula de potencial químico del componente al cual es semipermeable, del resto de componentes no hay relación de presiones ni entre las diferencias de los potenciales químicos.

A continuación se detalla el análisis termodinámico de la planta de ósmosis directa.

Los principales resultados del análisis termodinámico serán las potencias exergéticas de cada una de las corrientes y la potencia exergética destruida de ambos equipos. Se hallarán dichos resultados, haciendo uso del software EES, para, posteriormente, llevar a cabo el estudio termoeconómico de la planta.

Las ecuaciones necesarias para las propiedades de agua de mar, salmuera y agua pura se han utilizado las correlaciones desarrolladas por el departamento de ingeniería mecánica del Instituto Tecnológico de Massachusetts [13].

Mientras que las propiedades de la draw solution se ha hecho uso de las correlaciones proporcionadas por la referencia [17].

Para el estudio termodinámico serán necesarias ciertas hipótesis sobre el comportamiento de las sustancias que intervienen, además de la ecuación del Primer, Segundo Principio y la Exergía.

## 6.2 Hipótesis Generales

Como referencia adoptada en la definición de los Principios de la Termodinámica y de la Exergía se tomará el ambiente. Otra de las hipótesis tomadas en el funcionamiento del sistema, es que cada equipo se comporta

como un sistema abierto y estacionario, por lo que la potencia mecánica intercambiada con el ambiente será nula, además se supondrá que el sistema no tendrá intercambios de calor con el ambiente, es decir, se supone que el equipo es adiabático.

Para el cálculo de las magnitudes extensivas se utilizará la regla de la aditividad.

La draw solution utilizada es KCl y la razón de recuperación- porcentaje de extracción del disolvente a partir del caudal total- lo fijamos en el 45%. Se fija en este valor porque es un valor típico en las plantas de desalación actuales.

### 6.3 Ecuaciones básicas

Las ecuaciones generales planteadas para ambos equipos serán la ecuación del Primer Principio de la Termodinámica, la de la Exergía y la de la Exergía Destruída (Ecuación de Gouy-Stodola), ya que serán la base de nuestro estudio termoeconómico, detalladas en las ecuación (2.1).

$$\begin{aligned} \frac{dE_{xmc}^M}{dt} = & P_w^{M \leftrightarrow RW} + P_Q^{M \leftrightarrow RQ} * \left(1 - \frac{T_0}{T_{RQ}}\right) + \sum_{\forall e \neq E} qm_e * E_{xma}^e \\ & - \sum_{\forall e \neq E} qm_s * E_{xma}^s - T_0 * \frac{dS^U}{dt} \end{aligned} \quad (2.1)$$

donde,

$P_w^{M \leftrightarrow RW}$  potencia mecánica que la máquina intercambia con un reservorio de trabajo distinto al ambiente.

$P_w^{M \leftrightarrow E}$  potencia mecánica que la máquina intercambia con un el ambiente.

$P_Q^{M \leftrightarrow RQ}$  potencia térmica que el equipo intercambia con un reservorio de calor distinto al ambiente.

$P_Q^{M \leftrightarrow E}$  potencia térmica que el equipo intercambia con un el ambiente.

$qm_e$  caudal másico de las corrientes de entrada en el equipo.

$H_e$  entalpía específica de las corrientes de entrada al equipo.

$H_{ref}$  entalpía específica de referencia.

$qm_s$  caudal másico de las corrientes de salida de la máquina.

$H_s$  entalpía específica de las corrientes de salida.

Exergía:

$$\begin{aligned} \frac{dE_{xmc}^M}{dt} = & P_w^{M \leftrightarrow RW} + P_Q^{M \leftrightarrow RQ} * \left(1 - \frac{T_0}{T_{RQ}}\right) + \sum_{\forall e \neq E} qm_e * E_{xma}^e \\ & - \sum_{\forall e \neq E} qm_s * E_{xma}^s - T_0 * \frac{dS^U}{dt} \end{aligned} \quad (2.2)$$

donde,

$T_0$  temperatura de referencia fijada, en este caso el ambiente.

$T_{RQ}$  temperatura del reservorio de calor.

$E_{xmc}^M$  exergía molar de un equipo en un estado.

$E_{xma}^e$  exergía molar de un flujo de materia en las entradas.

$E_{xma}^s$  exergía molar de un flujo de materia en las salidas.

Para calcular la potencia exergética destruida usaremos la ecuación de Gouy-Stodola y Segundo Principio de la Termodinámica, como ya hemos indicado antes, para un equipo genérico vienen recogidas por la ecuación (2.3).

$$P_{exD}^M = T_0 * \left[ \sum_{\forall s} qm_s * (S_s - S_{ref}) - \sum_{\forall e} qm_e * (S_e - S_{ref}) \right] - P_Q^{M \leftrightarrow E} \quad (2.3)$$

donde,

$P_{exD}^M$  potencia exergética destruida del equipo estudiado.

$S_s$  entropía de las corrientes de salida del equipo.

$S_e$  entropía de las corrientes de entrada en el equipo.

$S_{ref}$  entropía específica de referencia.

La desalinización de agua de mar mediante el uso de ósmosis directa puede entenderse en dos pasos, en primer lugar se produce la extracción de disolvente de agua a través de una membrana selectiva, este proceso se llevará a cabo en el Equipo 1 de forma espontánea, gracias a la diferencia de presiones osmóticas a ambos lados de la membrana. Para la obtención de nuestro producto final es necesario un segundo paso, este tendrá lugar en el Equipo 2 donde se produce la recuperación de la draw solution y la obtención de nuestro producto final, agua pura. En este segundo equipo es necesario un aporte de energía externa para poder extraer el disolvente de la draw solution.

El proceso global queda representado por la Figura 9 .

A continuación se aplicarán las ecuaciones básicas a los equipos que forman nuestro volumen de control por separado (Equipo 1 y Equipo 2). A cada corriente y a cada uno de los equipos se les ha asignado un número o una letra con la intención de hacer más visual e intuitivo el análisis termodinámico.

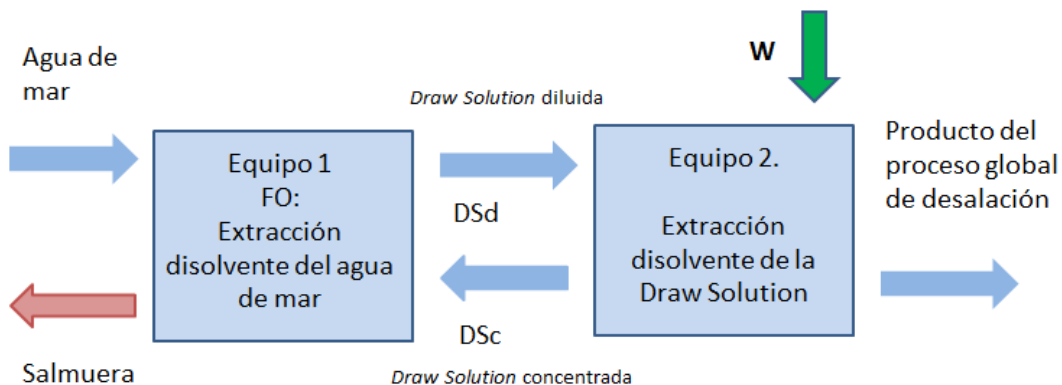


Figura 9. Proceso global de desalación de agua de mar mediante ósmosis directa.

### 6.3.1 Equipo 1, Extracción de disolvente de agua de mar

En el primer equipo (equipo A) se introduce el agua de mar (correspondiente a la corriente 1) a temperatura ambiente (como se ilustra en la Figura 9), y gracias a la diferencia de presión osmótica pasa a través de una membrana porosa donde se producirá la dilución de la draw solution dando lugar a la corriente 2, también se formará una corriente adicional de salmuera (corriente 5), esta corriente es una corriente residual. En dicho

proceso no hay interacciones mecánicas o térmicas con reservorios externos o con el ambiente.

Este primer paso queda representado por la Figura 10.

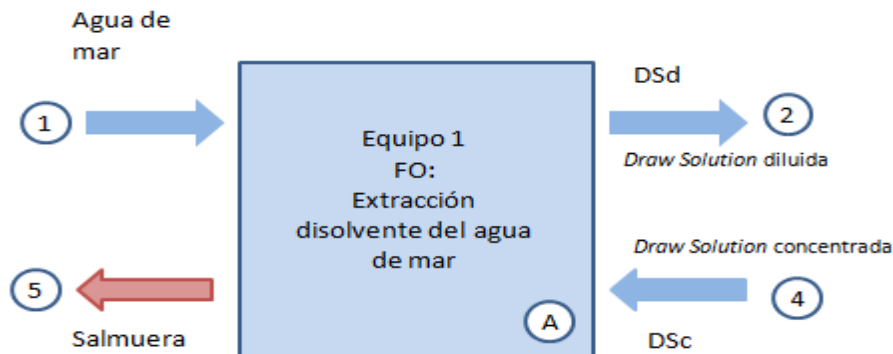


Figura 10. Equipo de Extracción de disolvente del agua de mar.

El Primer Principio de la Termodinámica la ecuación de Gouy-Stodola aplicada sobre el Segundo Principio y la ecuación de la exergía a efectos de plantear las comprobaciones de cálculo- a aplicadas a este primer equipo quedan definidos por las ecuaciones (2.4)(2.5)(2.6), respectivamente.

$$0 = q_{1A} * (H_{1A} - H_{ref}) + q_{4A} * (H_{4A} - H_{ref}) - q_{2A} * (H_{2A} - H_{ref}) - q_{5A} * (H_{5A} - H_{ref}) \quad (2.4)$$

$$P_{exD}^A = T_0 * [q_{2A} * (S_{2A} - S_{ref}) + q_{5A} * (S_{5A} - S_{ref}) - q_{m1A} * (S_{1A} - S_{ref}) - q_{4A} * (S_{4A} - S_{ref})] \quad (2.5)$$

$$0 = q_{1A} * Ex_{a1A} + q_{4A} * Ex_{a4A} - (q_{2A} * Ex_{a2A} + q_{5A} * Ex_{a5A}) - P_{exD}^A \quad (2.6)$$

Para llevar a cabo los cálculos se tomarán como datos de partida los siguientes:

Tabla 2. Datos de partida del estudio.

<b>r</b>	0,45
<b>qm3 (m3/h)</b>	420,8
<b>T entrada (°C)</b>	14
<b>Salinidad del agua de mar (kg/kg)</b>	0,040668

Si se desea llevar a cabo otro estudio cuyos inputs sean diferentes a los datos de partida anteriores, tan sólo tendrán que cambiarse en el software desarrollado, mostrado en el Anexo1.

Los resultados obtenidos para valores de agua de mar de alimentación de temperatura 14 °C, y concentración 0,040668 se muestran en la Tabla 3:

Tabla 3. Resultados Equipo 1 estudio termodinámico.

Corriente	Caudal (kg/s)	Entalpía (kJ/Kg)	Entropía (kJ/kgK)	Exergía (kJ/Kg)
1	258,9	55,44	0,196	1,787
2	437,2	477,74	0,221	417,27
4	325,4	622,81	0,222	562,15
5	147,2	52,32	0,173	5,001

La potencia exergética destruida en el Equipo 1:

$P_{exD}^A$	384,49 kW
-------------	-----------

### 6.3.2 Equipo 2, Extracción de disolvente de la draw solution.

Este segundo paso, que tiene lugar en segundo equipo (equipo B), es necesario por dos motivos: por un lado se recupera la draw solution (corriente 4), que vuelve al equipo 1 pero más concentrada de cómo llegó (corriente 2), y por otro lado para la obtención de nuestro producto final (corriente 3). En este equipo, como ya se ha indicado antes, es necesario un aporte externo de energía ya sea térmica o mecánica, nosotros hemos supuesto un reservorio exterior de trabajo.

Hay que tener en cuenta que la corriente 2 y 4 que llegan al equipo 2 son exactamente las mismas que salen del equipo 1 ( $2A=2B$ ;  $4A=4B$ ), como bien se ha representado en la Figura 9.

Dicho proceso queda plasmado en la Figura 11.

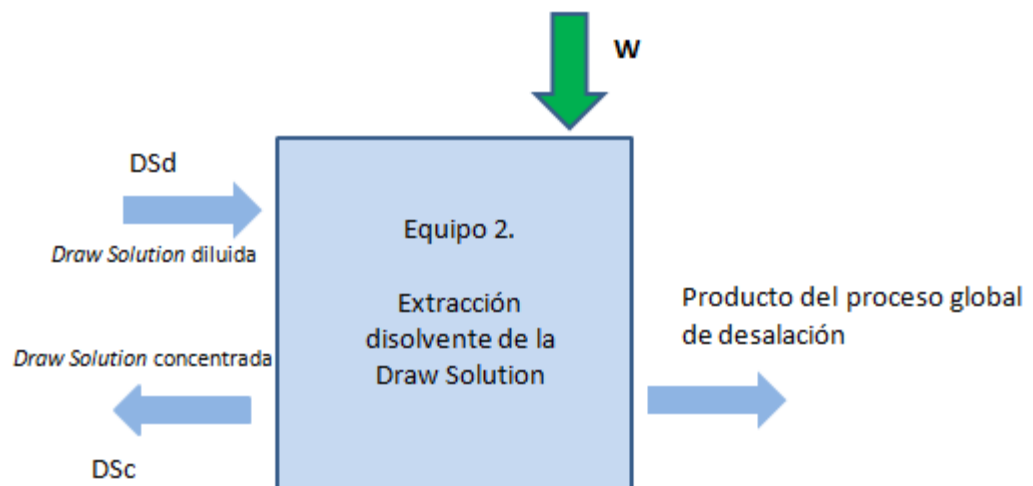


Figura 11. Extracción de disolvente de la draw solution.

El Primer Principio de la Termodinámica la ecuación de Gouy-Stodola y la ecuación de la exergía aplicadas a este segundo equipo quedan definidos por las ecuaciones(2.7) (2.8) , respectivamente.

$$0 = P_w^{B \leftrightarrow RW} + q_{2B} * (H_{2B} - H_{ref}) + q_{3B} * (H_{3B} - H_{ref}) - q_{4B} * (H_{4B} - H_{ref}) \quad (2.7)$$

$$P_{exD}^B = T_0 * [q_{3B} * (S_{3B} - S_{ref}) + q_{4B} * (S_{4B} - S_{ref}) - q_{2B} * (S_{2B} - S_{ref})] \quad (2.8)$$

$$0 = P_w^{B \leftrightarrow RW} + q_{2B} * Ex_{a2B} - (q_{3B} * Ex_{a3B} + q_{4B} * Ex_{a4B}) \quad (2.9)$$

Los resultados obtenidos, para los mencionados valores del agua de mar de entrada en el equipo 1, se muestran en Tabla 4:

Tabla 4. Resultados Equipo 2 estudio termodinámico.

Corriente	Caudal (kg/s)	Entalpía (kJ/Kg)	Entropía (kJ/kgK)	Exergía (kJ/Kg)
2	221,4	477,74	0,221	417,27
3	111,8	58,88	0.210	1,552
4	325,4	622,81	0,222	562,16

La potencia exergética destruida en el Equipo 2 y el trabajo intercambiado con el reservorio exterior:

$P_{exD}^B$	291,88 kW
$P_w^{B \leftrightarrow RW}$	384,49 kW

Otro dato interesante para tener en cuenta es el rendimiento exergético, que viene definido por la siguiente expresión:

$$\eta_x = \frac{\Delta G(T, P, r, b_b)}{P_w^{B \leftrightarrow RW}} * 100 = 33,28 \% \quad (2.10)$$

#### 6.4 Análisis de sensibilidad del estudio Termodinámico

A continuación vamos a ver qué ocurre al rendimiento de la planta si variamos la temperatura de entrada del agua de mar dejando fija la salinidad y a continuación lo que variaremos será la salinidad, dejando fija la temperatura para ver cómo influye en el rendimiento exergético.



Tabla 5. Análisis de sensibilidad variando la temperatura de entrada.

<b>Temp. de Alimentación (°C)</b>	<b><math>\eta_x</math> (%)</b>	<b>P<sub>w</sub> (kJ)</b>	<b>P<sub>x1</sub> (kJ)</b>	<b>P<sub>x2</sub> (kJ)</b>
14	33,28	384,49	229,66	291,88
16	29,35	438,91	251,34	262,41
26	19,13	694,75	353,51	124,29
28	18	742,95	372,86	98,37
34	15,13	882,42	429,11	23,61

Tabla 6. Análisis de sensibilidad variando la salinidad del agua.

<b>Salinidad (kg/kg)</b>	<b><math>\eta_x</math> (%)</b>	<b>P<sub>w</sub> (kJ)</b>	<b>P<sub>x1</sub> (kJ)</b>	<b>P<sub>x2</sub> (kJ)</b>
0,04067	33,28	384,51	229,68	291,9
0,0452	29,55	433,05	263,01	323,56
0,0429	31,35	408,23	245,95	307,88

# 7 ANÁLISIS TERMEOCONÓMICO

## 7.1 ¿Qué es la termoeconomía?

La termoeconomía, es la ciencia encargada del análisis y optimización de los sistemas energéticos a partir de la combinación de los conceptos económicos y termodinámicos. [11]

Los análisis termoeconómicos se basan principalmente en el concepto de exergía, ya que se obtiene una información más completa del proceso que vayamos a analizar que si utilizáramos la entalpía de las corrientes.

Un análisis termoeconómico permite, entre otras, las siguientes posibilidades:

- Calcular los costes de los flujos y productos en una planta.
- Encontrar alternativas de ahorro de energía.
- Optimizar el sistema completo.
- Optimizar variables específicas asociadas a cada uno de los componentes.

## 7.2 Fundamentos de la termoeconomía.2

El objetivo es la determinación de los costes temporales de los flujos de salida de la máquina del proceso estudiado.

Exergoeconómicamente se distingue entre los flujos aportados (fueles, superíndice F) y los flujos obtenidos (productos, superíndice P o pérdidas, superíndice L). Tanto fueles como productos o pérdidas pueden ser simples (materia, calor, trabajo) o compuestos (corrientes que se consideran en función de su cambio de estado entre la entrada y la salida); en el caso de reacciones químicas, los reactantes se consideran fueles y los productos, productos.

Se define producto (P) como el flujo o flujos de interés en el sistema de estudio, para el cual tiene lugar el proceso descrito. Es el objetivo para el cual se diseña y opera el equipo o sistema. Las pérdidas (L) son los flujos, que a diferencia de los productos, no tienen una utilidad posterior en el proceso, aunque es de interés saber si es una pérdida completa o por el contrario en otra industria podría aprovecharse.

Un balance económico establece que la suma de costes temporales de los flujos de salida es igual a la suma de costes temporales de los flujos de entrada, más los costes ( $\dot{Z} = \dot{Z}^{CM} + \dot{Z}^{OM}$ , siendo estos los costes de operación y mantenimiento):

$$\sum_{\forall e} c_{e,k} * \dot{E}_{e,k} = \sum_{\forall i} c_{i,k} * \dot{E}_{i,k} + \dot{Z}$$

donde,

<sup>2</sup>La sección de "fundamentos de la termoeconomía" se ha extraído íntegramente y literalmente de la referencia [2]

$c_{e,k}$ = coste exergético unitario anualizado de la corriente “e” del equipo K.

$c_{i,k}$ =coste exergético unitario de la corriente “i” del equipo K.

$\dot{E}_{e,k}$ = potencia exergética de la corriente “e” del equipo K.

$\dot{E}_{i,k}$ =potencia exergética de la corriente “i” del equipo K.

$\dot{Z}$ = Costes del equipo.

El coste temporal de cada flujo se caracteriza por el producto de su coste exergético unitario por su potencia exergética, como se recoge en la ecuación (3.1)

$$\dot{C}_k = c_{e,k} * \dot{E}_{e,k} \quad (3.1)$$

Los costes temporales exergéticos serán expresados en €/h. Los costes temporales no exergéticos, es decir,  $\dot{Z}$ , aquellos correspondientes a los costes de capital, operación y mantenimiento, se calculan dividiendo los costes anualizados de operación mantenimiento, así como las costes anualizados de inversión por la unidad de tiempo en el que el equipo está operando en un año. En este ejemplo se expresará también en €/h.

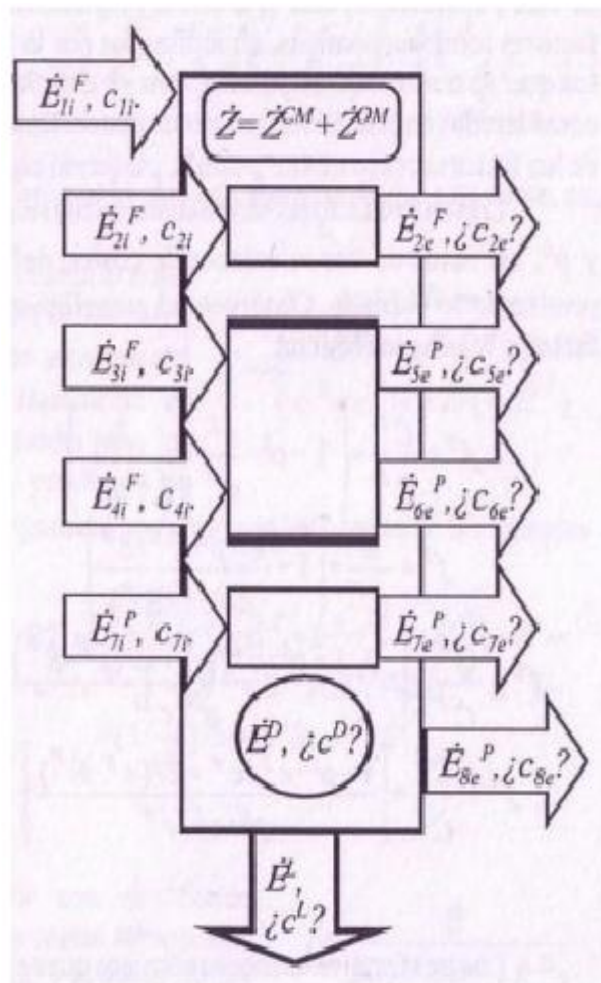


Figura 12. Balance termoeconómico [11].

### 7.3 Análisis termoeconómico de una planta de desalinización por ósmosis directa

En el presente estudio se realiza un análisis termoeconómico de una planta de desalinización por ósmosis directa representada por la Figura 13.

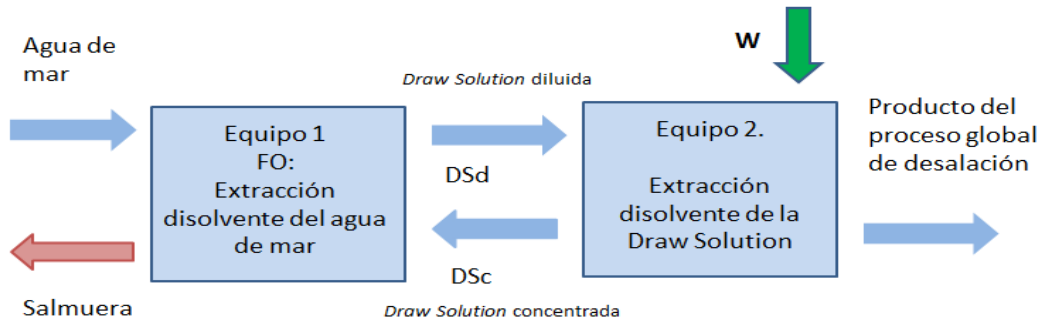


Figura 13. Proceso global de la desalación de agua de mar por ósmosis directa.

Se ha decidido una división del sistema global en dos equipos: Equipo 1, encargado de la separación del disolvente del agua de mar y un segundo equipo (Equipo 2) necesario para la obtención de nuestro producto final a partir de la disociación del disolvente de la solución de arrastre.

Se ha considerado esta subdivisión ya que en el primer equipo se produce un proceso espontáneo a través de la membrana, debido a la existencia de un gradiente de presión osmótica, mientras que en el segundo es necesario un aporte externo de energía para llevar a cabo la separación de las corrientes a través de la membrana correspondiente.

El siguiente paso será establecer el propósito de cada equipo para poder distinguir las corrientes correspondientes al denominado anteriormente fuel, producto o subproductos o bien pérdidas sin son flujos sin una utilidad posterior.

#### 7.3.1 Equipo 1, Equipo de extracción de disolvente de agua de mar

El primer equipo tiene como objetivo la extracción del disolvente del agua de mar, es decir, en esta etapa se produce la dilución de la draw solution. Esto ocurre, como ya se ha indicado antes, de forma espontánea siempre que la presión osmótica de la corriente de arrastre sea mayor que la corriente de agua de mar y la corriente de la salmuera.

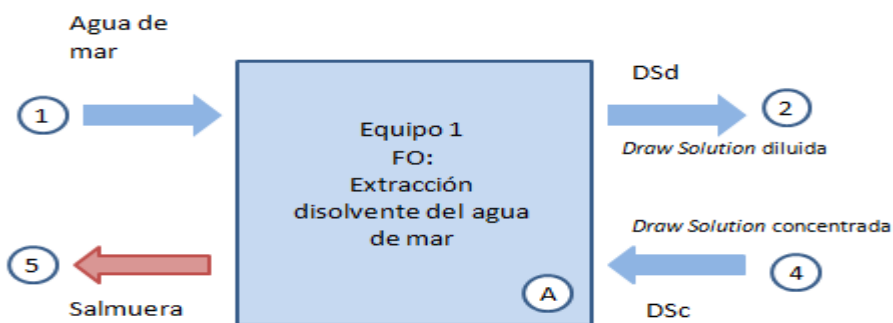


Figura 14. Equipo de extracción de disolvente del agua de mar.

En la Figura 14 se muestra de forma gráfica el proceso. En base a lo anteriormente dicho el fuel y los productos del equipo 1 quedan definidos por las ecuaciones (3.2) (3.3) y (3.4)

$$Fuel = \dot{E}_{A,1} \quad (3.2)$$

$$Producto = \dot{E}_{A,2} - \dot{E}_{A,4} \quad (3.3)$$

$$Pérdidas = \dot{E}_{A,5} \quad (3.4)$$

En las ecuaciones anteriores se considera que el producto generado por el equipo 1 es la diferencia de la potencia exergética de las corrientes constituidas por la draw solution (diluida y concentrada). Por otra parte la salmuera se considera pérdida ya que no tendrá un aprovechamiento posterior.

### 7.3.2 Equipo 2, Equipo de extracción del disolvente de la draw solution

La segunda etapa del proceso de desalinización mediante la ósmosis directa se lleva a cabo en el equipo 2, cuyo objetivo principal es, a partir de la draw solution, la extracción de nuestro producto final, para el cual se lleva a cabo el proceso completo.

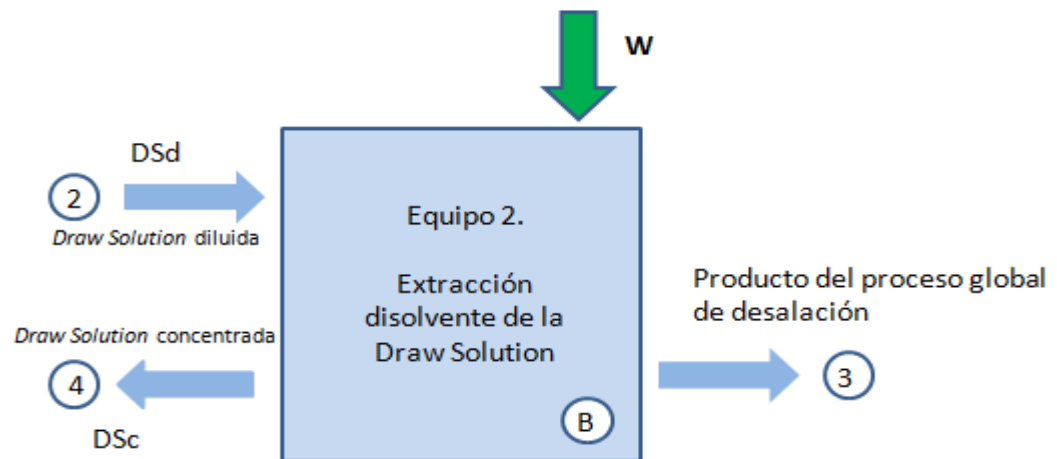


Figura 15. Equipo de recuperación de la draw solution.

En la Figura 15 se muestra de forma gráfica dicho proceso. En base a lo mencionado anteriormente el fuel y los productos del equipo 2 quedan definidos por las ecuaciones (3.5) (3.6) y (3.7).

$$Fuel = \dot{E}_{B,2} - \dot{E}_{B,4} \quad (3.5)$$

$$Productos = \dot{E}_{B,3} \quad (3.6)$$

$$Pérdidas = 0 \quad (3.7)$$

En este caso, el fuel es el producto proveniente del equipo 1, mientras que nuestro producto será el agua, que a su vez es el producto final del proceso global. A diferencia de lo ocurrido en el equipo 1, en este equipo las pérdidas son nulas (no hay flujos de pérdidas ya que todo se aprovecha de una u otra forma).

## 7.4 Cálculo de los costes de operación y mantenimiento

Estos costes son los imputados a los costes de operación y mantenimiento, así como los costes de capital. La

ecuación (3.8) es la ecuación que usaremos para imputar dichos costes.

$$Z_k = \frac{(OM_L + CC_L)}{PEC * FC} * PEC_K \quad (3.8)$$

donde,

$Z_k$  coste temporal no exergético imputado al k-ésimo equipo.

$OM_L$  coste anualizado de operación y mantenimiento de la planta de cogeneración.

$CC_L$  coste mantenido anualizado.

PEC coste de adquisición de los equipos que forman la planta.

$PEC_K$  coste de adquisición del equipo k-ésimo.

FC factor de capacidad de la planta.

El factor de capacidad es el parámetro que indica el número de unidades de tiempo que la planta opera en un año, se supondrá que la planta opera ininterrumpidamente durante todo el año.

Los costes que se presentan a continuación están ligados a un proyecto de desalinización mediante ósmosis inversa, cuya producción estimada corresponde a 40.000 m<sup>3</sup>/día. Todos los costes representados son del año 2005 y se precisan en \$ americanos. Están basados en la información facilitada por [12].

Dicha planta trabaja con un ratio de recuperación del 50% y se supone un factor de capacidad del 100%. La planta consta de una extensión de 20.000 m<sup>3</sup> y se encuentra a unos 800 m de la costa.

Los costes correspondientes al proceso de desalinización mediante el uso de ósmosis directa se han estimado a partir de los costes de ósmosis inversa ya que no se disponen de datos reales. La estimación se detalla de forma más precisa en las siguientes páginas.

Tabla 7. Costes de operación y mantenimiento planta por ósmosis inversa.

Desglose Costes de Operación y Mantenimiento Anuales	Millones de \$ (US)	(US) \$/m <sup>3</sup>	%
Elemento de Coste/ Costes Variables			
Energía	3,24	0,222	55,5
Sustancias Químicas	0,35	0,024	6
Recambio de membranas y filtros	0,62	0,042	10,6
Eliminación de Vapor	0,26	0,018	4,4
<b>Subtotal Costes Variables</b>	<b>4,47</b>	<b>0,306</b>	<b>76,5</b>
<b>Costes Fijos</b>			
Coste Mano de Obra	0,33	0,023	5,7
Mantenimiento	0,38	0,026	6,5
Actuaciones Ambientales y Supervisión	0,09	0,006	1,5
Costes Indirectos de O&M	0,57	0,039	9,8
<b>Subtotal de Costes Fijos</b>	<b>1,37</b>	<b>0,094</b>	<b>23,5</b>
<b>Total Operación Y Mantenimiento</b>	<b>5,84</b>	<b>0,4</b>	<b>100</b>

Tabla 8. Costes del proyecto de una planta por ósmosis inversa.

Desglose de los Costos de Capital del Proyecto	\$ (US)	% del total
Elemento de coste		
Zona de preparación, carreteras y parking	580.000	1
Consumo	2.760.000	4,8
Pre-tratamiento	4.640.000	8
Equipamiento Equipo RO	18.560.000	32
Tratamiento posterior	160.000	2
Eliminación de concentrados	1.450.000	2,5
Eliminación de sólidos residuales	870.000	1,5
Sistemas electrónicos e instrumentación	1.300.000	2,2
Equipo auxiliar	1.160.000	2
Edificios	1.740.000	3
Comisiones, permisos...	1.160.000	2
<b>Total Costes indirectos</b>	<b>35.380.000</b>	<b>61</b>
<b>Proyecto de ingeniería</b>		
Ingeniería preliminar	580.000	1
Pruebas iniciales	580.000	1
Diseño	2.900.000	5
Construcción, gestión y supervisión	1.740.000	3
<b>Total Costes ingeniería</b>	<b>5.800.000</b>	<b>10</b>
<b>Desarrollo proyecto</b>		
Desarrollo y supervisión	1.160.000	2
Permisos ambientales	2.610.000	4,5
Servicios legales	870.000	1,5
<b>Total Desarrollo del Proyecto</b>	<b>4.640.000</b>	<b>8</b>
<b>Costes de financiación</b>		
Intereses	1.160.000	2
Fondo de reserva de la deuda	2.900.000	5
Otros costes de financiación	2.320.000	4
<b>Total Costes financieros</b>	<b>6.380.000</b>	<b>11</b>
Contingencia	5.800.000	10
<b>Subtotal de Costes indirectos</b>	<b>22.620.000</b>	<b>39</b>
<b>Total Costes Capitales</b>	<b>58.000.000</b>	<b>100</b>

Tabla 9. Costes de agua planta por ósmosis inversa.

Desglose Costes de Agua del Proyecto	(US) \$/m <sup>3</sup>	%
<b>Elemento de Coste</b>		
<b>Componente de Coste Fijo</b>		
Recuperación del Coste capital	0,332	45,4
Coste de Mano de Obra	0,023	3,1
Mantenimiento	0,026	3,6
Actuaciones Medioambientales	0,006	0,8
Costes Indirectos de Operación y Mantenimiento	0,039	5,3
<b>Subtotal de Costes Fijos</b>	<b>0,426</b>	<b>58,2</b>
<b>Componente de Coste Variable</b>		
Energía	0,222	30,3
Productos Químicos	0,024	3,3
Recambio de Membranas	0,042	5,7
Eliminación de Vapor	0,018	2,5
<b>Subtotal de Costes Variables</b>	<b>0,306</b>	<b>41,8</b>
<b>Total Costes de Agua</b>	<b>0,732</b>	<b>100</b>

A continuación se estiman los costes que se producirían si cambiamos la tecnología, haciendo uso de la ósmosis directa en vez de inversa. Se indica el factor por el cual se ha multiplicado y se justifica el por qué de la elección de dicho factor.

Tabla 10. Costes de operación y mantenimiento planta por ósmosis directa.

Desglose Costes de Operación y Mantenimiento Anuales	Millones de \$ (US)	Factor multiplicación respecto OI
<b>Elemento de Coste</b>		
<b>Costes Variables</b>		
Energía	12,96	4
Sustancias Químicas	0,28	0.80
Recambio de membranas y filtros	1,625	2.5
Eliminación de Vapor	0,26	1
<b>Subtotal Costes Variables</b>	<b>15,125</b>	<b>3,24</b>
<b>Costes Fijos</b>		
Coste Mano de Obra	0,66	2
Mantenimiento	0,76	2
Actuaciones Ambientales y Supervisión	0,09	1
Costes Indirectos de O&M	1,14	2
<b>Subtotal de Costes Fijos</b>	<b>2,65</b>	<b>1,93</b>
<b>Total Operación Y Mantenimiento</b>	<b>17,78</b>	<b>3,04</b>



Tabla 11. Costes del proyecto de una planta por ósmosis directa.

Desglose de los Costos de Capital del Proyecto	\$ (US)	Factor de multiplicación respecto OI
<b>Elemento de coste</b>		
Zona de preparación, carreteras y parking	580.000	1
Consumo	2.760.000	1
Pre-tratamiento	4.640.000	1
Equipamiento Equipo FO	27.840.000	1,5
Tratamiento posterior	152.000	0,95
Eliminación de concentrados	1.377.500	0,95
Eliminación de sólidos residuales	826.500	0,95
Sistemas electrónicos de instrumentación	2.600.000	2
Equipo auxiliar	1.160.000	1
Edificios	1.740.000	1
Comisiones, permisos...	1.160.000	1
<b>Total Costes indirectos</b>	<b>44.836.000</b>	<b>1,27</b>
<b>Proyecto de ingeniería</b>		
Ingeniería preliminar	580.000	1
Pruebas iniciales	1.450.000	2,5
Diseño	5.800.000	2
Construcción, gestión y supervisión	2.610.000	1,5
<b>Total Costes ingeniería</b>	<b>10.440.000</b>	<b>1,8</b>
<b>Desarrollo proyecto</b>		
Desarrollo y supervisión	1.740.000	1,5
Permisos ambientales	2.610.000	1
Servicios legales	870.000	1
<b>Total Desarrollo del Proyecto</b>	<b>5.220.000</b>	<b>1,125</b>
<b>Costes de financiación</b>		
Intereses	1.160.000	1
Fondo de reserva de la deuda	2.900.000	1
Otros costes de financiación	2.320.000	1
<b>Total Costes financieros</b>	<b>6.380.000</b>	<b>1</b>
Contingencia	17.400.000	3
<b>Subtotal de Costes indirectos</b>	<b>23.780.000</b>	<b>1,05</b>
<b>Total Costes Capitales</b>	<b>84.276.000</b>	<b>1,45</b>

Tabla 12. Costes de agua planta por ósmosis directa.

Desglose Costes de Agua del Proyecto	(US)	Factor
Elemento de Coste	\$/m <sup>3</sup>	multiplicación respecto OI
<b>Componente de Coste Fijo</b>		
Recuperación del Coste capital	0,498	1,5
Coste de Mano de Obra	0,046	2
Mantenimiento	0,052	2
Actuaciones Medioambientales	0,006	1
Costes Indirectos de Operación y Mantenimiento	0,078	2
<b>Subtotal de Costes Fijos</b>	<b>0,68</b>	<b>1,6</b>
<b>Componente de Coste Variable</b>		
Energía	0,888	4
Productos Químicos	0,0192	0,8
Recambio de Membranas	0,105	2,5
Eliminación de Vapor	0,018	1
<b>Subtotal de Costes Variables</b>	<b>1,03</b>	<b>3,37</b>
<b>Total Costes de Agua</b>	<b>1,71</b>	<b>2,33</b>

Justificación de los cambios:

Los coeficientes de multiplicación se han obtenido de esa manera ya que el proceso mediante la ósmosis directa consta de dos etapas, es una tecnología novel, el ensuciamiento de las membranas es inferior, su rendimiento mayor y tiene una menor predisposición a la acumulación de sólidos, además a otra de las diferencias respecto a la ósmosis inversa es que no necesita un tratamiento posterior tan marcado para regular el pH. Teniendo en cuenta lo anterior, así como que no es un proceso que se haya podido optimizar. Los costes finales respecto a la tecnología OI se incrementan un 2,27% aproximadamente.

Por último, hay que tener en cuenta que la planta nuestra no opera con los mismos caudales que la planta de cual se han obtenido los datos, por lo que esto también se tendrá en cuenta en el resultado final. Los costes no exergéticos obtenidos son:

Tabla 13. Costes no exergéticos de los equipos.

$\dot{Z}$ (\$/h)
529,8

Una vez que hemos diferenciado las corrientes de fueles, productos y pérdidas, así como las exergías halladas en el apartado de “análisis Termodinámico” y con los costes no exergéticos podemos plantear las ecuaciones del balance económico de cada uno de los equipos para resolver el sistema de ecuaciones cuyas incógnitas son los costes exergéticos unitarios.

### 7.5 Hipótesis necesarias para la resolución del balance termoeconómico<sup>3</sup>

Una vez que hemos aplicado el balance exergético a cada uno de los equipos del sistema se obtienen una ecuación por equipo, no obstante el número de incógnitas (costes exergéticos unitarios  $\dot{c}_i$ ) es mayor que el número total de ecuaciones de las que disponemos. Por lo tanto, necesitamos una serie de hipótesis para obtener ciertas ecuaciones adicionales que nos permitan resolver el análisis termoeconómico.

1. El incremento de los costes exergéticos unitarios de cada corriente de fuel es nulo.

$$\Delta_i^e c^F = 0 = \frac{(\dot{C}_e^F - \dot{C}_i^F)}{(\dot{E}_e^F - \dot{E}_i^F)} = c_i^F \quad (\forall F \in e) \quad (3.9)$$

2. El incremento de los costes exergéticos unitarios de cada corriente de producto es igual en todas ellas.

$$\Delta_i^e c^P = \frac{(\dot{C}_e^P - \dot{C}_i^P)}{(\dot{E}_e^P - \dot{E}_i^P)} = c_i^P \quad (Cte, \forall P \in e) \quad (3.10)$$

3. Respecto a las pérdidas, se tratan e principio de acuerdo con su naturaleza: como fueles si originalmente lo son o como productos si son subproductos.
4. Cuando el producto es una única corriente exergética, el coste exergético unitario de dicha corriente se calcula de la ecuación del balance exergético.

Particularizando las información anterior al equipo representado en la Figura 13.

$$c_{A,1} * \dot{E}_{A,1} + c_{B,W} * \dot{W} + \dot{Z} = c_{B,3} * \dot{E}_{B,3} + c_{A,5} * \dot{E}_{A,5} \quad (3.11)$$

Necesitaremos tres ecuaciones adicionales ya que  $c_{A,3}$  única corriente exergética de producto se despejará de la ecuación(3.11).

Por otro lado, las ecuaciones adicionales vendrán dadas por:

Los costes unitarios de las corrientes 1 y 5 se suponen nulos, ya que una es el agua de mar y la otra es la corriente de pérdida, podríamos haber imputado el coste que supone un tratamiento posterior o el transporte de la salmuera, y el coste imputado al abastecimiento de la planta con agua de mar, pero no es el objetivo de este estudio.

$$c_{A,1} = c_{A,5} = 0 \quad (3.13)$$

La otra ecuación auxiliar es la correspondiente a la electricidad, hemos imputado un coste igual al precio del kWh en España en el 2011 según [16].

$$c_{B,W} = 0,3 \text{ kWh} \quad (3.14)$$

### 7.6 Resultado del análisis Termoeconómico

El análisis termoeconómico planteado anteriormente tiene como objetivo calcular todos los costes unitarios correspondientes a cada una de las corrientes que intervienen en nuestro volumen de control, así como las

<sup>3</sup>La sección de "Hipótesis necesarias para la resolución del balance termoeconómico" se ha extraído íntegramente y literalmente de la referencia [11]

exergías y la Exergía destruida de cada equipo. Por ello se han definido las ecuaciones de balance económico de la planta y las ecuaciones adicionales necesarias para obtener tantas incógnitas como ecuaciones.

En la Tabla 14 se muestra, para cada corriente, la potencia exergética, los costes unitarios y los costes temporales.

Tabla 14. Resultado del estudio termoeconómico.

Corriente	$E_{e,k}$ (kW)	$c_{e,k}$ (\$/kWh)	$C_{e,k}$ (\$/h)
1	463,237	0	0
3	173,74	3,715	645,1
5	736,201	0	0
w	384,486	0,3	115,3

Por lo que el coste producto quedará:

$\dot{C}_{B,3}$ (\$/m3)
1,602

## 7.7 Estudio de sensibilidad

El precio de la energía puede variar de forma notable de un lugar a otro del mundo, dependiendo, de entre otras cosas, la riqueza energética del país, la fuente de obtención, etc. por lo que es interesante ver como variaría el coste temporal de un punto a otro.

A continuación se muestra el coste de la energía en diferentes geografías del mundo en el año 2011.

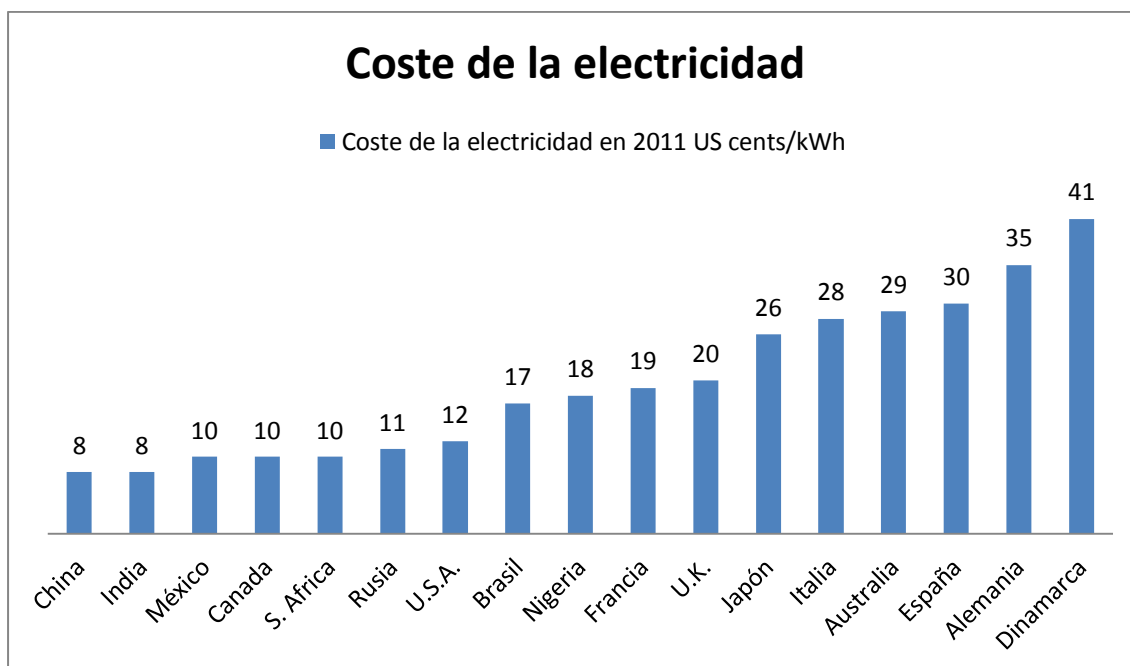


Tabla 15 Coste electricidad en diferentes países del planeta tierra en 2011 [16].

Tabla 16. Coste del agua producto en función del precio de la electricidad.

País	\$/kwh	$\dot{C}_{B,3}$ (\$/h)	$\dot{C}_{B,3}$ (\$/m3)
China	0,08	560,6	1,392
México	0,1	568,2	1,411
Rusia	0,11	572,1	1,42
U.S.A.	0,12	575,9	1,43
Brasil	0,17	595,2	1,478
Nigeria	0,18	599	1,487
Francia	0,19	602,9	1,497
U.K.	0,20	606,7	1,506
Japón	0,26	629,8	1,563
Italia	0,28	637,5	1,583
Australia	0,29	641,3	1,592
Alemania	0,35	664,4	1,649
Dinamarca	0,41	687,4	1,707

## 8 CONCLUSIONES

---

El objetivo principal de este trabajo era obtener los costes económicos unitarios de la planta de desalinización mediante la utilización de la ósmosis directa, desarrollando un software que nos permitiera, mediante la introducción ciertos datos de entrada, calcular el resto de elementos. Además de darnos la oportunidad de poder cambiar los datos de partida en cualquier momento.

Como se ha podido observar la desalinización mediante ósmosis directa actualmente no es tan eficiente como la ósmosis inversa ya que, aunque el primer proceso se produzca de forma espontánea, el segundo –la obtención de agua producto- consume una gran cantidad de energía, su rendimiento exergético se encuentra entorno al 35%.

No obstante es cierto que esta tecnología no está optimizada debido a que aún está en sus primeras fases de desarrollo a gran escala, y que en un futuro, encontrando las condiciones óptimas para llevarla a cabo como la utilización de una solución de arrastre apropiada o membranas desarrolladas especialmente para este tipo de desalinización promete poder competir con la ósmosis inversa, reduciendo la energía necesaria en los equipos o aumentando el flujo de agua de recuperación.

Uno de los principales motivos por los que se sigue invirtiendo en el desarrollo de esta tecnología aunque hoy no sea especialmente rentable es porque es apropiada para la desalinización de aguas muy salinas o para tratamiento de fármacos, no alteran las propiedades gracias a la reducción del uso de productos químicos.

## BIBLIOGRAFÍA

- [1] H. Strathmann, L. Giorno and E. Drioli. 2006. "An Introduction to Membrane Science and Technology". Italia: B&T Multimedia. ISBN 88-8080- 063-9.
- [2] M. Elimelech. "Yale constructs forward osmosis desalination pilot plan". Membrane Technology. Volume 2007. (January 2007). pp 7-8.
- [3] N. Akther, A. Sodiq, A. Giwa, S. Dear, H.A. Arafat, S.W. Hasan. "Recent advancements in forward osmosis desalination: A review". Chemical Engineering Journal, vol. 281 (2015). pp 502-522
- [4] Ronan K. McGovern, John H. Lienhard V. "On the potential of forward osmosis to energetically outperform reverse osmosis desalination". Journal of Membrane Science, vol.469 (2014). pp 245-250
- [5] F. Xavier Simón, J. Ballester, J. Llorens, J. García. "Ósmosis directa: proceso y aplicaciones". ResearchGate. TecnoAqua. (Junio 2014)
- [6] Abengoa. "Nuevas tendencias de desalación". La energía del cambio. On line. [Consultado el: 25-10-2016]. Disponible en: <http://www.laenergíadelcambio.com/nuevas-tendencias-desalacion>
- [7] Arnoldo. "La ósmosis directa de Yale". Mysite, solo para ingenieros. On line. [Consultado el: 25-10-2016]. Disponible en: <http://ex-sheffield.org/soloparaingenierosnet/2013/08/24/la-osmosis-%EF%BB%BFdirectade-yale/>
- [8] B. Mi and M. Elimelech, "Organic fouling of forward osmosis membranes: Fouling reversibility and cleaning without chemical reagents". Journal of Membrane Science, vol. 348, 2009, pp. 337-345.
- [9] YufegCai, Xiao M. Hu, "A critical review on draw solutes development for forward osmosis". Desalination, vol.391, Agosto 2016, pp.16-29.
- [10] S. Zhao, L. Zou, C. Y. Tang, and D. Mulcahy, "Recent developments in forward osmosis: Opportunities and challenges". Journal of Membrane Science, vol. 396, Apr. 2012, pp. 1–21.
- [11] C. Gómez Camacho. "Análisis y Evaluación Termoeconómica". Apuntes ATPI\_GITI. Capítulo 6. (2015) pp1-2
- [12] Mark Wilf. "The Guidebook to Membrane Desalination Technology: Reverse Osmosis, Nanofiltration and Hybrid Systems Process, Design, Applications and Economics". Baladan Desalination Publications (2007) pp. 495-501.
- [13] Mostafa H. Sharqawya, John H. Lienhard Va, Syed M. Zubair, "Thermophysical properties of seawater: a review of existing correlations and data". Desalination and water Treatment. Desalination Publications (2010) pp.334-379.
- [14] C. Gómez Camacho. "Termodinámica" E.T.S.I. Universidad de Sevilla (2011)
- [15] María Cora Quintana Portilla. "Contribución al diseño de procesos avanzados de separación mediante ósmosis directa". Universidad de Cantabria. (2013)
- [16] OVO Energy. "Average electricity prices around the world: \$/kWh". On line. [Consultado el: 2/12/2016]. Disponible en: <https://www.ovoenergy.com/guides/energy-guides/average-electricity-priceskwh.html#41YHKbad2JLVUja2.99>
- [17] XinJei Ge and Xidong Wang. "A Simple Two-Parameter Correlation Model for Aqueous Electrolyte Solutions across a Wide Range of Temperature". Journal of Chemical & Engineering Data, Vol 54, No 2 (2009). pp179-186
- [18] Mark Wilf. "The Guidebook to Membrane Desalination Technology: Reverse Osmosis, Nanofiltration and Hybrid Systems Process, Design, Applications and Economics". Baladan Desalination Publications (2007) pp. 471-493

# ANEXO

A continuación se recoge el código desarrollado para poder calcular los distintos valores obtenidos a lo largo de este trabajo.

T= {Temperatura de entrada del agua}  
 Te= {Temperatura de entrada del agua}  
 r1=0,45

Ssw={kg soluto/kg disolvente}  
 Msw=0,18 {kg/mol} "Masa molar del agua"  
 Mds=0,4755 {kg/mol} "Masa molar de la draw solution"  
 Mssw = 0,062808 {kg/mol} "Masa aparente de las sales"

$r2=(masw*r1)/maDsd$

qm3=402,8 {m3/h}  
 qm3s=qm3/3600 {m3/s}  
 q3=qm3s\*rho\_w {kg/s}

"Balance de materia"

bsw = Ssw/(Mssw\*(1-Ssw)) "Molalidad del Agua de mar"  
 masw = map/r1 "Masa de agua de mar"  
 mas = masw - map "Masa de agua salmuera"  
 mbsw = bsw\*(Mssw\*masw) "Masa sales agua de mar"  
 mbs = mbsw "Masa sales salmuera"  
 maDsd = map/r2 "Masa agua Draw Solution diluida"  
 mbDsd = bDsd\*(MDS\*maDsd) "Masa soluto Draw Solution diluida"  
 bDsd=mbDsd/(MDS\*maDsd)

"Exergía"

$0=q2*Exa2-(q3*Exa3+q4*Exa4)+Px2+Pw$

"Análiss termoeconómico Global"

Z=529,8 {\$/h}

$cc1*Exa1p*10^{(-3)}+cw*Pw*10^{(-3)}+Z=cc5*Exa5p*10^{(-3)}+cc3*Exa3p*10^{(-3)}$   
 cc1=0  
 cc5=0

cw=0,3 {\$/kwh}

"Rendimiento global"

$Rend\_G=(DeltaG/Pw*0,02)*100$

maDSc = maDsd - map "Masa agua Draw Solution concentrada"  
 mbDSc = mbDsd "Masa soluto Draw Solution concentrada"  
 bDSc = mbDsd/(MDS\*maDSc) "Molalidad Draw Solution concentrada"  
 Ss=mbs/(mbs+mas)  
 bs=Ss/(Mssw\*(1-Ss))

"Masa flujo total"

q1=masw+mbsw  
 q2=maDsd+mbDsd  
 q3=map  
 q4=maDsc+mbDsc  
 q5=mas+mbs

"Equipo 1"

"Primer Principio"

$0=q1*hs+w+q4*h4-q2*h2-q5*hw$

"Segundo Principio"

$-Px1=Te*(q2*S2+q5*S5-q1*S_sw-q4*S4)$

"Exergía"

$0=q1*Exa1+q4*Exa4-(q2*Exa2+q5*Exa5)-Px1$

"Análisis termoeconómico"

Exa1p=(Exa1\*q1)

Exa4p=(Exa4\*q4)

Exa2p=(Exa2\*q2)

Exa5p=(Exa5\*q5)

Exa3p=(Exa3\*q3)

"Equipo2"

"Primer Principio"

$0=q2*h2-q4*h4-q3*hw+Pw$

"Cálculo del coeficiente osmótico"

v\_pos = 1 "valencia ión positivo"

v\_neg = 1 "valencia ión negativo"

z\_pos = 1 "número atómico ión positivo"

z\_neg = 1 "número atómico ión negativo"

A=0,392

n=0,35

$IDsd = 1/2 * (v\_pos*(z\_pos)^2 + v\_neg*(z\_neg)^2)*bDsd$  "Fuerza Iónica de la Draw Solution diluida"

$IDSc = IDsd/(1-r2)$  "Fuerza Iónica de la Draw Solution concentrada"

phi\_Dsd=1-

$(z\_pos*z\_neg)*A*(sqrt(IDsd))/(1+bDsd*sqrt(IDS))$



$$d)) + (S / (T * (v\_pos + v\_neg)) * ((2^n) / (2^n + IDSd))) * ID$$

$$Sd^{(2^n)}$$

$$\phi_{Dsc} = 1 -$$

$$(z\_pos * z\_neg) * A * (\sqrt{IDSc} / (1 + bDSc * \sqrt{IDSc})) + (S / (T * (v\_pos + v\_neg)) * ((2^n) / (2^n + IDSc))) * ID$$

$$Sc^{(2^n)}$$

#### "Derivada del coeficiente osmótico"

$$d\phi_{Dsd} = -$$

$$(S / (T^2 * (v\_pos + v\_neg)) * ((2^n) / (2^n + IDSd))) * IDS$$

$$d^{(2^n)}$$

$$d\phi_{Dsc} = -$$

$$(S / (T^2 * (v\_pos + v\_neg)) * ((2^n) / (2^n + IDSc))) * IDSc$$

$$^{(2^n)}$$

$$b_b = b_0 + b_1/T + b_2/T^2$$

$$b_0 = 2,75857$$

$$b_1 = 5,279 * 10^{-2}$$

$$b_2 = 1,99 * 10^{-3}$$

$$S = S_0 + S_1/T + S_2/T^2 + S_3/T^3$$

$$S_0 = 7,1139$$

$$S_1 = -7,9008 * 10^{-1}$$

$$S_2 = -6,565 * 10^{-2}$$

$$S_3 = -1,07 * 10^{-3}$$

#### "Calculo de las presiones de las Draw Solution"

$$R = 8,314 \text{ \{J/molK\}}$$

$$V_{ma} = M_{sw} / \rho_w \text{ \{m}^3/\text{mol}\}$$

$$PI_{Dsd} = (\phi_{Dsd} * M_{sw} * R * T * (v\_pos + v\_neg) * 2 * I$$

$$Dsd) / (V_{ma} * (v\_pos * (z\_pos)^2 + v\_neg * (z\_neg)^2))$$

$$/ (100 * 10^3)$$

$$PI_{Dsc} = (\phi_{Dsc} * M_{sw} * R * T * (v\_pos + v\_neg) * 2 * I$$

$$Dsc) / (V_{ma} * (v\_pos * (z\_pos)^2 + v\_neg * (z\_neg)^2))$$

$$/ (100 * 10^3)$$

$$\delta = PI_{Dsd} - PI_{sw}$$

$$\delta = PI_{Dsc} - PI_s$$

#### "Bomba"

$$rend_b = 0,80$$

$$\rho_{Ds} = 1,98 * 1000$$

$$P1 = 100000$$

$$Pb = ((q2 / \rho_{Ds}) * (PI_{Dsd2} - P1)) / rend_b$$

$$PI_{Dsd2} = (PI_{Dsc} + \delta) * 100000$$

$$Pr = (((q4 / \rho_{Ds}) * (PI_{Dsc2} - P1)) * rend_e$$

$$PI_{Dsc2} = (PI_{Dsc} + 4) * 100000$$

$$rend_e = 0,98$$

#### "Cálculo DeltaG"

$$\Delta G = ((m * R * T) / r2) * ((2 * (v\_pos + v\_neg) * ID$$

$$Sd) / ((v\_pos * (z\_pos)^2 + v\_neg * (z\_neg)^2))) * (\ln(\phi_{Dsc} * IDSc) - \ln(\phi_{Dsd} * IDSd)) * 10$$

