

Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería de las Tecnologías Industriales

Incorporación de celdas de desalación
microbianas a pequeños sistemas de desalación
con energías renovables

Autor: Manuel Navarro Chao

Tutor: Dra. Lourdes García Rodríguez

Dpto. de Ingeniería Energética
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla
Sevilla, 2017



Índice

Índice	2
1. Introducción	3
2. Metodología	4
3. Celdas de Desalinización Microbianas	4
3.1 Condiciones de Operación	5
3.2 Conclusión	5
4. Evaluación y Análisis Termoeconómico	6
4.1 Termoeconomía	6
4.2 Análisis Termoeconómico of MDC	7
4.2.1 Cámara Salina	7
4.2.2 Cámara Anódica	8
4.2.3 Cámara Catódica	8
4.3 Resultados del Análisis Termoeconómico	8
4.4 Estudio Económico De Equipos Y Procedimientos	9
4.4.1 Costes Despreciados	9
4.4.2 Bombeo	9
4.4.3 Químicos	10
5. Valoración Preliminar	10
5.2.1 Tecnología eólica	13
5.2.2 Energía Solar	13
6. Conclusión Final	14
7. Futuros Trabajos	14
Referencias	16
Glosario	18
Anexo	19

1. Introducción

El principal objetivo de este proyecto ha sido la obtención de un estudio preliminar sobre la integración de una energía en desarrollo en plantas convencionales de desalación de agua de mar.

En estas circunstancias, la investigación de nuevas tecnologías ha aumentado exponencialmente durante la última década. Así, aparecieron algunos procedimientos interesantes que se espera sean las nuevas tecnologías generadoras de energía en un futuro cercano.

Durante el proyecto se realiza un análisis termoeconómico de una de esas nuevas tecnologías aplicadas a la desalación de agua, las células de desalinización microbiana (MDC). Estas células se consideran el mejor acople para auxiliar energéticamente procesos bien establecidos, como la desalación a través de la ósmosis inversa (RO) o electrodiálisis (ED). Estudios recientes consideran a los MDCs como una posibilidad debido a su capacidad de producir energía, la cual, se usaría para sostenerse sin necesidad de aportes externos.

En primer lugar, se hace una breve explicación de la metodología seguida, que ilustra cómo se realizó el estudio termoeconómico para la instalación analizada. Además, la exposición de un experimento reciente a escala de laboratorio funciona como un índice para identificar cada paso de la configuración.

El análisis termoeconómico incluye un análisis exergético de los diferentes flujos, de los que se compone el sistema. Además, este análisis comprende un estudio económico sobre los componentes de los que se componen las células. A este respecto, este capítulo expresa la variedad de configuraciones que se están investigando hoy en día en este sector. Finalmente, el documento concluye con la posible implantación de estas células como parte de los sistemas existentes y su costo estimado.

2. Metodología

En primer lugar, un análisis determina los principales fundamentos de la termoeconomía. A continuación, se utiliza un diagrama de la función básica de estas células para realizar un análisis exergético de los flujos. El análisis exergético da información esencial sobre las relaciones entre flujos. Además, esta información junto con la hipótesis principal, conducen a la implementación real de las ecuaciones que componen el análisis termoeconómico. Finalmente, un estudio económico de los equipos y su inclusión en instalaciones alimentadas con energías renovables concluye este proyecto.

3. Celdas de Desalinización Microbianas

En la actualidad, el estudio más adecuado con oportunidades para convertirse en una mejora real de la desalinización del agua se centró en el desarrollo de células de combustible microbiano (MFC). Además, parece una opción adecuada para disminuir el costo y la contaminación relacionada con la producción de agua desalinizada cuando un MFC se integra con otros sistemas de desalinización. Gracias a las experimentaciones realizadas a escala de laboratorio, este tipo de métodos están avanzando en el camino para convertirse en el nuevo camino de la desalación, tal como se explica en esta sección, basada en Ortiz, Borjas, Rogalla y Esteve-Nuñez (2015).

Cuando MFC y electrodiálisis funcionan simultáneamente, el sistema se llama Microbial Desalination Cell. MFC genera electricidad mientras que el tratamiento de aguas residuales, ya que los microorganismos específicos son capaces de convertir la energía química de la materia orgánica en electricidad.

La combinación de MFC y el proceso de desalinización por electrodiálisis podría representar una gran solución, disminuyendo al mismo tiempo el coste de la desalación y el tratamiento de las aguas residuales. Los microbios utilizados en el protocolo de puesta en marcha fueron *Geobacter sulfurreducens*, que después de algunos procedimientos químicos se convirtieron en células electroactivas.

Incluso antes de que la función haya comenzado, una cierta preparación se debe hacer como:

- una etapa de electrodiálisis en condiciones abióticas, para comprobar la viabilidad del dispositivo de desalación
- introducir mezclas en el sistema, como:
 - recirculación de etanol / agua al 70% v / v, con el fin de esterilizar la célula
 - una gasificación de N₂ / CO₂ (80:20) a través del MDC durante dos horas para garantizar la evaporación del etanol y un ambiente anódico dentro del dispositivo. Esta última acción optimiza más tarde la colonización de la bacteria en la superficie del ánodo.

Las células están estructuradas en tres partes: un compartimento central de desalinización, una cámara catódica y una cámara anódica. Además, el compartimento de desalación está separado de los otros por una Membrana de Intercambio de Aniones (AEM) y una Membrana de Intercambio de Cationes (CEM).

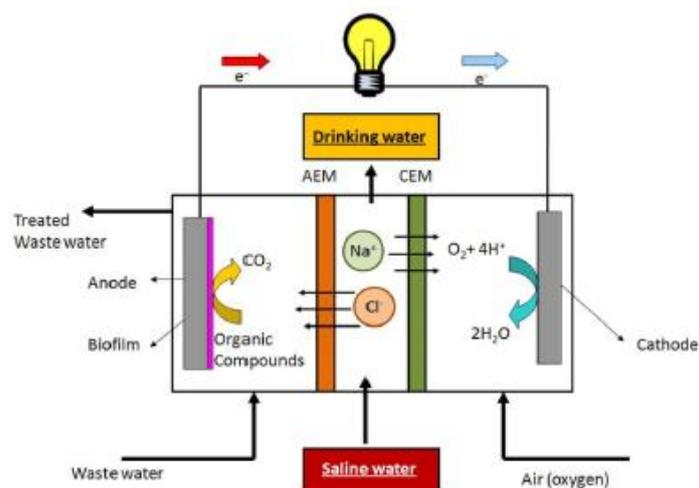


Figura 1 Diagrama de una Celda de Desalinización Microbiana

3.1 Condiciones de Operación

El reactor utilizado por el MDC descrito por Ortiz et al (2015) fue fabricado por ElectroCELL, la empresa se centra en condiciones constructivas y operativas muy específicas. Básicamente, el intercambiador crea un diseño dinámico interactivo con las cámaras, las cuales contienen 70 cm³ de sus entradas respectivas, inyectadas a través de caudales de 75 mL · min⁻¹. El sistema sería alimentado por tres tanques de 2 L de volumen de ánodo, cátodo y solución salina, con diferentes productos dependiendo de la cámara:

- El agua dulce de la cámara anódica se suplementa con 25mM de acetato
- La cámara de cátodo se alimenta con un catolito (3,55 g de Na₂SO₄ de L-1, en este caso)
- El compartimiento central recibe una concentración de NaHCO₃ (Bicarbonato sódico) de 5 g L⁻¹ o una concentración de NaClO dependiendo de la etapa en la que se encuentre la función (puesta en marcha o desalación).

El acetato actúa como combustible para la biopelícula a través de la oxidación a CO₂ $C_2H_4O_2 + 2H_2O \rightarrow 2CO_2 + e^- + 8H^+$ creando electricidad, mientras que en el cátodo el fluido es responsable de la reducción del agua $2H_2O + 2e^- \rightarrow H_2 + 2OH^-$.

El montaje experimental funcionaría bajo una temperatura ambiente estática de 30 grados, así como, condiciones anaeróbicas gracias a la descarga constante de una mezcla compuesta por N₂ / CO₂ (80:20) en los tanques.

El funcionamiento de la célula se basará en tres etapas:

- Tests
- Procedimiento de encendido
- Desalación

3.2 Conclusión

En el estudio, MDC se presenta como una posibilidad adecuada para actuar como un pretratamiento para la desalinización de agua salina en agua dulce, logrando una desalinización del 87% en sólo 3 días. Como pretratamiento, se cree que es un excelente

soporte para tecnologías bien establecidas, tales como la desalinización por ósmosis inversa o la electrodiálisis.

El protocolo de puesta en marcha, permite al dispositivo funcionar sin fuente de alimentación junto con un proceso respetuoso con el medio ambiente. Esta condición de la tecnología reside en dos situaciones principales: la posibilidad de utilizar las salidas del MDC en otros procedimientos y el uso de volúmenes específicos para las cámaras, lo que disminuiría la producción de sustancias perjudiciales. Así, hacer del prototipo una opción real para contribuir a la solución de los problemas energéticos y ambientales presentes en las actuales estaciones de desalinización.

4. Evaluación y Análisis Termoeconómico

4.1 Termoeconomía

Como se define en muchas obras:

"La Termoeconomía es la rama de la ingeniería que combina el análisis exergético y los principios económicos para proporcionar al diseñador del sistema u operador información no disponible a través de análisis de energía convencional y evaluaciones económicas, pero crucial para el diseño y operación de un sistema rentable. Podemos considerar que la termoeconomía se basa en el concepto de exergía, el término exergoeconomía también puede usarse para describir la combinación de análisis de exergía y economía." (Bejan et al., 1996, página 405)

En particular, se han desarrollado algunas técnicas para evaluar las ineficiencias termodinámicas de los sistemas: destrucciones exergéticas y pérdidas por exergía. El conocimiento de estos costos es muy útil para mejorar la rentabilidad del sistema.

Además, este análisis podría tener diferentes objetivos, como:

- calcular por separado los costos de cada producto generado para un sistema que tenga más de un producto
- comprender el proceso de formación de costos y el flujo de costos en el sistema
- optimizar variables específicas en un solo componente
- optimizar el sistema general

Como un análisis centrado en el costo temporal exergético de estos flujos, se definen con el símbolo \dot{C} , seguido de una letra dependiendo del tipo de flujo estudiado. Además, el coste temporal exergético, podría representarse como el producto entre el coste unitario exergético y su potencia exergética:

$$\dot{C}_k = c_{e,k} \cdot \dot{E}_{e,k} \quad [\text{€} \cdot \text{h}^{-1}]$$

En este caso, la potencia exergética del flujo de potencia se menciona con el símbolo \dot{W} . Con frecuencia, cuando se centra en los costes de las instalaciones, se formula un equilibrio del sistema global:

$$\dot{C}_{P,TOTAL} + \dot{C}_{W,TOTAL} = \dot{C}_{F,TOTAL} + \dot{Z}$$

En este saldo, la variable \dot{Z} corresponde al gasto realizado en inversión de capital y en funcionamiento y mantenimiento $\dot{Z} = \dot{Z}^{CI} + \dot{Z}^{OM}$ durante la vida útil del sistema. Además, este costo se calcula como los gastos realizados, durante todo el ciclo de vida.

4.2 Análisis Termoeconómico of MDC

El calor total es igual a cero en el balance formulado del sistema global. En consecuencia, esta afirmación proviene de la desconsideración de las posibles pérdidas como calor en el sistema, considerándolas demasiado bajas para su consideración.

Antes de presentar los flujos, se realizan otras simplificaciones. La Figura está físicamente separada en tres zonas que coinciden con las cámaras construidas en el sistema. Las membranas, que de hecho separan cada zona, son consideradas como componentes que interactúan con las zonas en contacto con ellas, aunque no forman parte de ninguna de estas zonas.

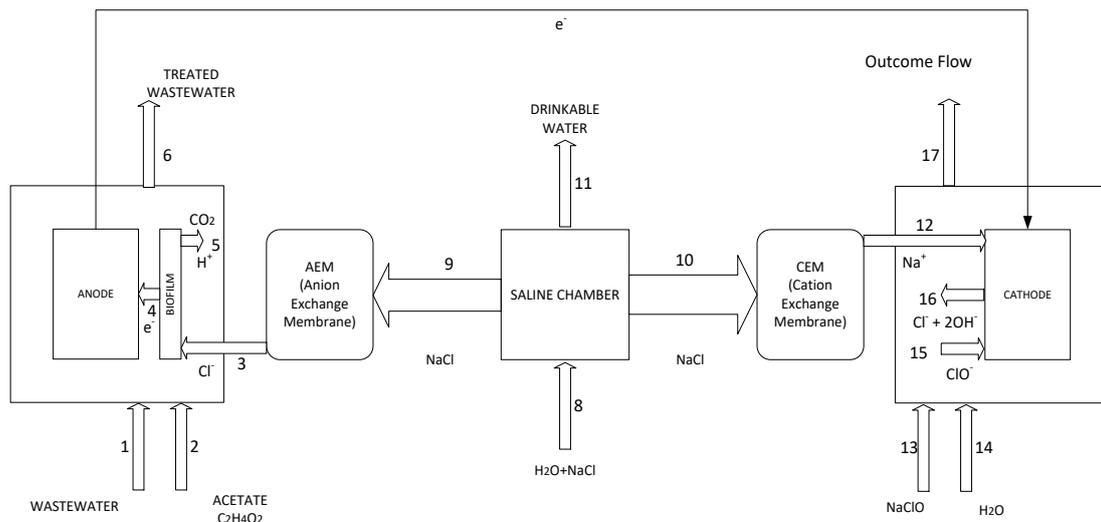


Figura 2 Representación de flujos de una célula de desalinización microbiana considerando pérdidas de calor insignificantes.

4.2.1 Cámara Salina

En la cámara salina, el agua que debe ser desalada es la entrada. Procedimiento sólo posible gracias a la interacción entre las membranas y esta cámara. Las membranas hacen uso de la diferencia de potencial establecida entre los electrodos incorporados en las otras zonas, para hacer posible su función.

Ecuaciones del Balance

$$\text{Combustible} = \dot{E}_8$$

$$\text{Producto} = \dot{E}_{11}$$

$$\text{Pérdidas} = 0$$

$$\dot{E}_{11} = \dot{E}_8 - \dot{E}_9 - \dot{E}_{10}$$

$$\dot{C}_{11} = \dot{C}_8 + \dot{Z}_1$$

4.2.2 Cámara Anódica

La segunda zona corresponde a la cámara anódica, formada por la caja, el ánodo y sus respectivos flujos. Esta zona incluye dos procedimientos sin los cuales no pudo lograrse la desalación, el crecimiento del biofilm y la creación de la corriente que soporta las necesidades de potencia en la instalación.

Ecuaciones del Balance

$$\text{Combustible} = \dot{E}_2 + \dot{E}_1 + \dot{E}_3$$

$$\text{Producto} = \dot{E}_7 + \dot{E}_6$$

$$\text{Pérdidas} = 0$$

$$\dot{E}_6 = \dot{E}_1 - \dot{E}_4 + \dot{E}_5 + \dot{E}_3$$

$$\dot{C}_6 + \dot{C}_7 = \dot{C}_2 + \dot{Z}_2$$

4.2.3 Cámara Catódica

La última zona es la cámara del cátodo, que ahora está formada por el cátodo, la cámara y sus flujos respectivos. Esta zona es responsable de recibir la corriente producida en la cámara anódica, que se utiliza para alimentar la reacción de reducción.

Ecuaciones del Balance

$$\text{Combustible} = \dot{E}_{13} + \dot{E}_{14} + \dot{E}_{12} + \dot{E}_7$$

$$\text{Producto} = \dot{E}_{17}$$

$$\text{Pérdidas} = 0$$

$$\dot{E}_{17} = \dot{E}_{12} + \dot{E}_{16} + \dot{E}_{14}$$

$$\dot{C}_{17} = \dot{C}_{13} + \dot{C}_7 + \dot{Z}_3$$

4.3 Resultados del Análisis Termoeconómico

$$\begin{cases} \dot{E}^F = \dot{E}_8 + \dot{E}_2 + \dot{E}_1 + \dot{E}_{13} + \dot{E}_{14} \\ \dot{C}^F = c_8 \cdot \dot{E}_8 + (c_2 \cdot \dot{E}_2 + c_1 \cdot \dot{E}_1) + (c_{13} \cdot \dot{E}_{13} + c_{14} \cdot \dot{E}_{14}) \end{cases}$$

$$\begin{cases} \dot{E}^P = \dot{E}_{11} + \dot{E}_6 + \dot{E}_{17} \\ \dot{C}^P = c_{11} \cdot \dot{E}_{11} + c_6 \cdot \dot{E}_6 + c_{17} \cdot \dot{E}_{17} \end{cases}$$

$$\begin{cases} \dot{E}^L = 0 \\ \dot{C}^L = 0 \end{cases}$$

Despejando:

$$\begin{cases} c_{11} \cdot \dot{E}_{11} + c_6 \cdot \dot{E}_6 + c_{17} \cdot \dot{E}_{17} = \\ c_8 \cdot \dot{E}_8 + (c_2 \cdot \dot{E}_2 + c_1 \cdot \dot{E}_1) + (c_{13} \cdot \dot{E}_{13} + c_{14} \cdot \dot{E}_{14}) + \dot{Z}_{tot} \end{cases}$$

La función del sistema no podría ser posible sin la existencia del geobacter en las aguas residuales, cuyo potencial químico se transforma en trabajo, específicamente en trabajo eléctrico. En consecuencia, el trabajo aparece como corriente eléctrica en el ánodo, gracias a la

transmisión de electrones del biofilm al ánodo, viajando finalmente al cátodo para terminar el proceso de la batería química. Esta transformación se puede explicar a través de una función expresada por la energía libre de Gibbs, el potencial químico y el trabajo eléctrico.

$$dG(n_c) = \sum_c (\mu_B(n_c) \cdot dn_B) + dW_{electr}^{anode \rightleftharpoons cathode} \quad \mu_B \doteq \left(\frac{\partial G(T, p, n_B)}{\partial n_B} \right)_{T, p, n_B}$$

4.4 Estudio Económico De Equipos Y Procedimientos

En esta sección, el costo relacionado con la compra de lo que se necesita para construir y hacer funcionar la célula es estudiado por grupos, se cree que representan el costo total inicialmente. En la Tabla 1, se resumen estos grupos que representan el costo total.

Tabla 1 Componentes a estudiar a través del análisis económico

Membrana
Carcasas
Corriente Eléctrica
Tanques
Fluidos

4.4.1 Costes Despreciados

- Diseño y construcción de membranas
- Diseño y construcción de carcasas
- Diseño y construcción de tanques
- Consumo eléctrico en el proceso de puesta en marcha
- Entrada de agua salina en la cámara central
- Salidas de las cámaras

Los diferentes costos relacionados con las elecciones de material o flujo de volumen, no interfieren mucho en el costo final de las células. Aparte de la relevancia dada a los flujos en el estudio anterior, el costo de los productos no se considera en la evaluación económica. Esto se debe a que el uso o destinos de estos flujos están fuera del estudio que se ha hecho, entonces cualquier afirmación sobre estos flujos es sólo una suposición.

4.4.2 Bombeo

Coste del bombeo de sustancias tanto dentro como fuera de la célula:

$$0.75 \left[\frac{kWh}{m^3 \text{ product}} \right] \cdot 0.45 \left[\frac{m^3 \text{ product}}{m^3 \text{ entrada}} \right] \cdot 0.0625 \left[\frac{\text{€}}{kWh} \right] = 0.0211 \left[\frac{\text{€}}{m^3 \text{ entrada}} \right]$$

Volumen usado para la entrada $10 \left[\frac{m^3}{h} \right]$:

$$10 \left[\frac{m^3 \text{ entrada}}{h} \right] \cdot 24 \left[\frac{h}{\text{días}} \right] \cdot 365 \left[\frac{\text{días}}{\text{año}} \right] = 87600 \left[\frac{m^3 \text{ entrada}}{\text{año}} \right]$$

Finalmente:

$$0.0211 \left[\frac{\text{€}}{\text{m}^3 \text{ entrada}} \right] \cdot 87600 \left[\frac{\text{m}^3 \text{ entrada}}{\text{año}} \right] = 1848.36 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

4.4.3 Químicos

Tabla 2 Productos químicos utilizados durante la función

Químicos	Composición	Cantidad	Coste
Acetate	0.025 M (1.64 g L ⁻¹)	15	19.38 € per 6 L
Na2SO4	3.55 g L ⁻¹	30	16.15 € per 3 Kg
NaHCO3	5 g L ⁻¹	23	23.83 € per 6 Kg
NaClO	3 g L ⁻¹	23	18.96 € per 4 L
N2/CO2	80:20	1	60€ per 4.2 m ³
Ethanol/Agua	70 % v/v	1	23 € per L
TOTAL			1843 € per año

5. Valoración Preliminar

5.1 Datos económicos para el uso de la tecnología MDC en plantas de RO

Esta sección consiste en el uso de muestras reales de agua salina como entrada en el MDC con el fin de evaluar la función de un sistema compuesto de la célula y seguido por una planta RO. Por otra parte, las variables evaluadas para estudiar el proceso son el porcentaje de salinidad y recuperación necesario, por lo que el consumo de energía de la planta RO permanece constante alrededor de un valor de 0,5 kWh · m⁻³.

Como se muestra en la figura, en esta aplicación hay consumos de energía debido al equipo auxiliar, que no se tendrá en cuenta en nuestra evaluación. Despreciar estos costes proviene de la aplicación habitual de los equipos auxiliares en los sistemas compuestos por MDCs, siendo generalmente los mismos para cada uno, y por tanto sus costes. Además, el consumo de energía de la célula es igual a cero porque la energía necesaria se produce por sí misma, como se ha explicado a través de este documento.

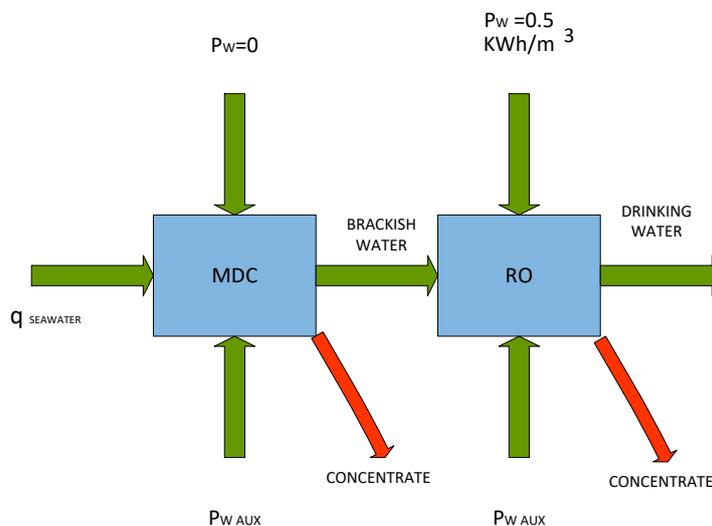


Figura 3 Función básica del MDC aplicado a las plantas RO

La evaluación de la instalación se realiza utilizando agua salina con la composición del Mar Rojo, debido a su alta salinidad y temperatura en comparación con la salinidad de referencia (0,035 kg · kg⁻¹). Por lo tanto, este ejemplo podría ayudar a definir el peor escenario para nuestra instalación, debido a la influencia que estas variables tienen para cambiar la eficiencia del procedimiento.

Tabla 3 Composición en ppm de la muestra de agua salina procedente de Arabia Saudí (Temp = 26°C)

pH	Ca ⁺	Mg ⁺	Na ⁺	K ⁻	CO3 ⁻	HCO3 ⁻	SO42 ⁻	Cl ⁻	F ⁻	NO3 ⁻	B ⁺	SiO2	TDS
7.8	500	1540	13300	490	2.3	126.8	3240	23180	0	0	5.3	0	42389

Las ecuaciones y nomenclatura utilizadas a través de la evaluación son:

$B \equiv \text{Solute}$; $A \equiv \text{disolvente}$; $SW \equiv \text{Agua de Mar}$

$\Delta m_B \equiv \text{Solute diluido del agua de mar}$

$$C_{SW} = \frac{m_B}{V_A} \left[\frac{mg}{L} \right] ; \quad \frac{C_{SW}}{C_{DIL}} ; \quad \Delta m_B = \frac{m_B}{k}$$

$$C_{concentrado} = \frac{m_B + \Delta m_B}{V_A} = \frac{m_B + \frac{m_B}{k}}{V_A} = \frac{\frac{m_B}{V_A} \cdot (1 + k^{-1})}{\frac{V_A}{V_A}} = \left(1 + \frac{1}{k}\right) \cdot C_{SW} = \frac{(k + 1)}{k} \cdot C_{SW}$$

$$C_{DIL} = \frac{m_B - \Delta m_B}{V_A} = \frac{m_B - \frac{m_B}{k}}{V_A} = \frac{\frac{m_B}{V_A} \cdot (1 - k^{-1})}{\frac{V_A}{V_A}} = \left(1 - \frac{1}{k}\right) \cdot C_{SW} = \frac{(k - 1)}{k} \cdot C_{SW}$$

Despejando la última ecuación:

$$\frac{C_{SW}}{C_{DIL}} = \frac{k}{k - 1}$$

Finalmente, los experimentos dan lugar a cuatro diluciones diferentes de agua de mar, que se utilizan para encontrar el valor de la constante k:

- 1st dilución de la mitad del soluto $\left(\frac{C_{SW}}{C_{DIL}} = 2 = \frac{k}{k-1}\right) \rightarrow k = 2 \rightarrow \Delta m_B = \frac{m_B}{2}$
- 2nd dilución de dos tercios de soluto $\left(\frac{C_{SW}}{C_{DIL}} = 3 = \frac{k}{k-1}\right) \rightarrow k = \frac{3}{2} \rightarrow \Delta m_B = \frac{2 \cdot m_B}{3}$
- 3rd dilución de tres cuartos del soluto $\left(\frac{C_{SW}}{C_{DIL}} = 4 = \frac{k}{k-1}\right) \rightarrow k = \frac{4}{3} \rightarrow \Delta m_B = \frac{3 \cdot m_B}{4}$
- 4th dilución de tres quintos del soluto $\left(\frac{C_{SW}}{C_{DIL}} = \frac{8}{3} = \frac{k}{k-1}\right) \rightarrow k = \frac{5}{3} \rightarrow \Delta m_B = \frac{3 \cdot m_B}{5}$

Inicialmente se utilizó la muestra original de agua de mar ($10 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ & *Recovery* = 50%) para obtener los resultados del consumo de energía, por lo que posteriormente se podría hacer una comparación del ahorro de energía con los cuatro experimentos y el mismo flujo de alimentación. La primera dilución fue descartada porque la salinidad del agua se consideró todavía demasiado alta, haciendo imposible alcanzar un consumo aceptable de energía. Después de aplicar un porcentaje de recuperación generalmente aceptado del 80% en el resto de los casos, este valor se cambió con el fin de experimentar con diferentes soluciones posibles. Después de una cierta experimentación, los valores del porcentaje de recuperación

mostraron un aumento en la eficiencia energética del sistema, cuando disminuyeron entre 50 y 65, manteniendo la eficiencia de la desalinización. Finalmente, de todos los casos estudiados, los mejores resultados se obtuvieron con la segunda y cuarta dilución y un porcentaje de recuperación del 55% y 62,5%, respectivamente.

Todos los datos obtenidos están representados en el Anexo al final de este documento.

Los resultados del consumo de potencia del sistema son: $P_{W HPP DIL 2} = 9.46 kW$ & $P_{W HPP DIL 4} = 11.87 kW$, lo cual, permite mantener un valor alrededor a $0.5 kWh \cdot m^{-3}$ para el consumo de potencia de la planta de RO.

$$P_{W SAVE} = 0.97 \cdot P_{W BRINE FLOW} = 0.97 \cdot q_V \cdot \Delta p$$

$$P_{W SAVE DIL 2} = 0.97 \cdot 4.45 \left[\frac{m^3}{h} \right] \cdot \frac{1}{3600} \left[\frac{h}{s} \right] \cdot 25.50 [bar] \cdot 100 \left[\frac{kPa}{bar} \right] = 3.0575 [kW]$$

$$P_{W SAVE DIL 4} = 0.97 * \frac{3.75}{3600} * 32.61 * 100 = 3.295 [kW]$$

$$\left(\text{Being: } 1bar = 10^5 Pa = 10^5 \frac{kg}{m \cdot s^2} \quad \& \quad 1W = \frac{kg \cdot m^2}{s^3} \right)$$

Luego:

$$\text{Specific Energy Consumption (SEC)} = \frac{P_{W HPP} - P_{W SAVE} [kW]}{q_P \left[\frac{m^3}{h} \right]}$$

$$SEC_{DIL 2} = \frac{9.46 - 3.0575}{5.55} = 1.154 \left[\frac{kWh}{m^3} \right]$$

$$SEC_{DIL 4} = \frac{11.87 - 3.295}{6.25} = 1.372 \left[\frac{kWh}{m^3} \right]$$

Finalmente:

$$P_{W HPP ORI} = 23.19 [kW] ; P_{W SAVE ORI} = 8.76 [kW] ; SEC_{ORI} = 2.88 \left[\frac{kWh}{m^3} \right]$$

$$E_{SAVED} = SEC_{ORIG} - SEC_{DIL}$$

$$E_{SAVED DIL 2} = 1.732 \left[\frac{kWh}{m^3} \right] \quad \& \quad E_{SAVED DIL 4} = 1.514 \left[\frac{kWh}{m^3} \right]$$

$$\downarrow \text{Energetic Costs}_{DIL} = E_{SAVED DIL} \cdot \left[\frac{m^3 prod}{m^3 feed} \right] \cdot \left[\frac{\text{€}}{kWh} \right] \cdot \left[\frac{m^3 feed}{year} \right] = \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

$$\downarrow \text{Energetic Costs}_{DIL 2} = E_{SAVED DIL 2} \cdot 0.55 \cdot 0.0625 \cdot 87600 = 5215.485 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

$$\downarrow \text{Energetic Costs}_{DIL 4} = E_{SAVED DIL 4} \cdot 0.625 \cdot 0.0625 \cdot 87600 = 5180.72 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

5.2 Implantación de MDC en sistemas de desalinización de pequeña capacidad impulsados por energías renovables

5.2.1 Tecnología eólica

El caso específico estudiado es el uso de sistemas de energía eólica fuera de la red, que son los que impulsan el sistema de desalación. El sistema de energía eólica será alimentado por un generador de viento (FUHLANDER FL100), cuyo consumo de energía es de 100 kW. Además, tres aerogeneradores de este tipo están acoplados a una planta de RO con una capacidad de alimentación de $1000 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$, que ha demostrado producir 159.000 m^3 anuales de agua adecuada.

Con base en esta investigación, se ha estimado que $P_{W \text{ Wind Turb}} \approx P_{W \text{ RO}}$ then:

$$\frac{kW_{Wind}}{\text{m}^3/\text{h}} = 1 \left[\frac{kW_{Wind}}{kW_{RO}} \right] \cdot SEC = SEC$$

$$\downarrow \text{Energetic Costs}_{WIND} = E \cdot \left[\frac{\text{m}^3 \text{ prod}}{\text{m}^3 \text{ entrada}} \right] \cdot \left[\frac{\text{€}}{\text{kWh}} \right] \cdot \left[\frac{\text{m}^3 \text{ entrada}}{\text{año}} \right] = \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

Utilizando la hipótesis de que el coste de la energía se mantuvo desde 2012 (70 € por MWh) en Europa (Datos de la Agencia Internacional de la Energía).

$$\downarrow \text{Energetic Costs}_{WIND 0} = 2.88 \cdot 0.5 \cdot 0.07 \cdot 87600 = 8830.1 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

$$\downarrow \text{Energetic Costs}_{WIND 2} = 1.154 \cdot 0.55 \cdot 0.07 \cdot 87600 = 3892 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

$$\downarrow \text{Energetic Costs}_{WIND 4} = 1.372 \cdot 0.625 \cdot 0.07 \cdot 87600 = 5286.2 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

Finalmente:

$$\text{Total savings}_{DIL 2} = 5215.485 + 3892 = 9107.485 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

$$\text{Total savings}_{DIL 4} = 5180.72 + 5286.2 = 10466.92 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

5.2.2 Energía Solar

Manteniendo el procedimiento utilizado para la energía eólica el costo energético ahorrado de la desalinización del agua de mar con equipo solar obedece a la siguiente ecuación:

$$\downarrow \text{Energetic Costs}_{SOLAR} = E \cdot \left[\frac{\text{m}^3 \text{ prod}}{\text{m}^3 \text{ entrada}} \right] \cdot \left[\frac{\text{€}}{\text{kWh}} \right] \cdot \left[\frac{\text{m}^3 \text{ entrada}}{\text{año}} \right]$$

Utilizando la hipótesis de que el coste por kWh es de 10c € (Lillo, I, 2017).

$$\downarrow \text{Energetic Costs}_{SOLAR 0} = 2.88 \cdot 0.5 \cdot 0.1 \cdot 87600 = 12614.4 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

$$\downarrow \text{Energetic Costs}_{SOLAR 2} = 1.154 \cdot 0.55 \cdot 0.1 \cdot 87600 = 5559.972 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

$$\downarrow \text{Energetic Costs}_{SOLAR 4} = 1.372 \cdot 0.625 \cdot 0.1 \cdot 87600 = 7511.7 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

Finalmente:

$$\text{Total savings}_{DIL 2} = 5215.485 + 5559.972 = 10775.46 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

$$\text{Total savings}_{DIL 4} = 5180.72 + 7511.7 = 12692.42 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]$$

6. Conclusión Final

Las principales conclusiones de la evaluación realizada son las siguientes:

- El documento muestra que el uso de la Microbial Desalination Cell (MDC) en desalación de agua es una tecnología en desarrollo con interesantes perspectivas de futuro.
- En este trabajo se han desarrollado ecuaciones de una evaluación general desde el punto de vista termoeconómico.
- Se ha resuelto un análisis termoeconómico preliminar con escasos datos disponibles. Este problema es atribuible al reciente desarrollo de los MDC y a la originalidad del análisis realizado.
- Basado en la literatura, un valor factible de dilución de agua de mar por un MDC se selecciona como la mitad de la salinidad inicial del agua de mar - ver Tabla 1 -. Además, se seleccionaron otras salinidades de salida como un tercio, un cuarto y dos quintos de la salinidad inicial del agua de mar.
- Bajo la suposición de que el agua de mar de Arabia Saudita se diluye a la mitad por MDC antes de un proceso convencional de ósmosis inversa, se pueden destacar las siguientes conclusiones:
 - En relación con la desalinización por energía solar fotovoltaica, la disminución del consumo de energía puede resultar en un ahorro de costes superior a 0,22 € · m⁻³.
 - La aplicación de la energía eólica puede reducir su coste de explotación atribuible a la energía hasta 0,19 € · m⁻³.
 - Estos resultados son relevantes ya que el coste de la producción de agua dulce con fuentes convencionales de energía es de alrededor de 0,5 € · m⁻³. Sin embargo, si se considera la desalinización basada en energía renovable con respaldo energético convencional, el costo del agua dulce sería de alrededor de 1,3 € · m⁻³.
 - El coste del agua dulce asequible para la desalinización basada en energía renovable podría ser posible en un futuro próximo mediante el uso de la tecnología MDC. Por lo tanto, el desarrollo de MDC parece ser importante para desarrollar sistemas de desalinización de tamaño pequeño.

7. Futuros Trabajos

Algunas sugerencias sobre trabajos futuros relacionados:

- Avances en el detalle del análisis termoeconómico.

- Buscar investigaciones sobre la eficiencia de las nuevas configuraciones del MDC.
- Continuar con una evaluación más profunda de la implementación del MDC en plantas de ósmosis inversa impulsadas por energías renovables.
- Obtener datos experimentales sobre otras diluciones de agua de mar a través de la implementación de MDC en plantas de ósmosis inversa.

Referencias

- Bejan, A.; Moran, M.; Tsatsaronis, G.
Thermal Design & Optimization. (1996) New York: John Wiley and Sons ISBN: 0-471-58467-3
- Borjas, L. Z.;
Doctoral Thesis: Physiological and Operation Strategies for Optimizing Geobacter-based Electrochemical Systems
Supervised by Estevez, A.
Alcalá de Henares, 2016.
- Cao, X.; Huang, X.; Liang, P.; Xiao, K.; Zhou, Y.; Zhang, X.; Logan, B.E.
A New Method For Water Desalination Using Microbial Desalination Cells,
Environ. Sci. Technol. 43, (2009) page. 7148-7152.
- Chen, X.; Xia, X.; Liang, P.; Cao, X.; Sun, H.; Huang, X.
Stacked Microbial Desalination Cells To Enhance Water Desalination Efficiency,
Environ. Sci. Technol. 45 (2011) pag.2465-2470.
- Doctor Isidoro Lillo
Personal communication. University of Seville (01 of June 2017)
- Gómez Camacho, C.
Análisis Termoeconomico de Procesos Industriales, Chapter 6 “Análisis y Evaluación Termoeconómica”
Sevilla: Universidad de Sevilla (2015)
- Gómez Camacho, C.
Termodinámica: Segundo curso de Grados de Ingeniería, Chapter 11 & 15
Sevilla: Universidad de Sevilla (2013-2014)
- Jacobson, K.S.; Drew, D.M.; He, Z.
Use Of A Liter-Scale Microbial Desalination Cell As A Platform To Study Bioelectrochemical Desalination
With Salt Solution Or Artificial Seawater,
Environ. Sci. Technol. 45 (2011) pag.4652-4657.
- Kim, Y.; Logan, B.E.
Microbial Desalination Cells For Energy Production And Desalination,
Desalination 308 (2013) pag.122-130.
- Mehanna, M.; Kiely, P.D.; Call, D.F.; Logan, B.E.
Microbial Electrodialysis Cell For Simultaneous Water Desalination And Hydrogen Gas Production,
Environ. Sci. Technol. 44 (2010b) pag.9578-9583
- Mehanna, M.; Saito, T.; Yan, J.; Hickner, M.; Cao, X.; Huang, X.; Logan, B.
Using Microbial Desalination Cells To Reduce Water Salinity Prior To Reverse Osmosis,
Energy. Environ. Sci. 3 (2010a) pag.1114-1120.
- Meng, F.; Jiang, J.; Zhao, Q.; Wang, K.; Zhang, G.; Fan, Q.; Wei, L.; Ding, J.; Zheng, Z.
Bioelectrochemical Desalination And Electricity Generation In Microbial Desalination Cell With Dewatered
Sludge As Fuel,
Bioresour. Technol. 157 (2014) page. 120-126.
- Microbial DESalination (MIDES) Launches Project To Build World's Largest Demonstration Of A Low-Energy
System To Produce Drinking Water (2016) Institute IMDEA Water -
<http://www.water.imdea.org/news/2016/microbial-desalination-mides-launches-project-build-worlds-largest-demonstration-low> (accessed March 2016)

Ortiz, J. M. (8 de Marzo de 2017)

Electrodiálisis: Conceptos Básicos, Aplicaciones Y Nuevos Desarrollos.
Seminar imparted in the University of Sevilla, Sevilla, Spain.

Ortiz, J.M.; Borjas, Z.; Rogalla, F.; Esteve-Nuñez, A.

Microbial desalination cells: Wastewater Treatment Coupled To Freshwater Production,
(2015) Proceedings of the 6th European Fuel Cell - Piero Lunghi Conference, EFC 2015, page. 367-368

Ortiz, J.M.; Sotoca, J.A.; Expósito, E.; Gallud, F.; García-García, V.; Montiel, V.; Aldaz, A.
Brackish Water Desalination By Electrodialysis: Batch Recirculation Operation Modeling,
J. Membr. Sci. 252 (2005) pag.65-75

Peñate, Baltasar; Castellano, Fernando; Bello, Alejandro; García-Rodríguez, Lourdes
Assessment of a stand-alone gradual capacity reverse osmosis desalination plant to adapt to wind power
availability: A case study,
Elsevier Vol. 38 (2011)

Tang, C.; Wang, Z.; Petrinic, I.; Fane, A.G.; Hélix-Nielsen, C.

Biomimetic aquaporin membranes coming of age. Desalination 368, 89-105, 2015.

Zhang, F.; He, Z.

Scaling Up Microbial Desalination Cell System With A Post-aerobic Process For Simultaneous Wastewater
Treatment And Seawater Desalination,
Desalination 360 (2015) pag.28-34.

Zuo, K.; Cai, J.; Liang, S.; Wu, S.; Zhang, C.; Liang, P.; Huang, X.

A Ten Liter Stacked Microbial Desalination Cell Packed With Mixed Ion-Exchange Resins For Secondary
Effluent Desalination,
Environ. Sci. Technol. 48 (2014) pag.9917-9924.

Glosario

MDC: MICROBIAL DESALINATION CELLS.....	3
RO: REVERSE OSMOSIS	3
MFC: MICROBIAL FUEL CELLS	3
ED: ELECTRODIALYSIS	4
EDR: REVERSE ELECTRODIALYSIS	9

Anexo

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

Case 0 Original Sample

System Details

Feed Flow to Stage 1	10.00	m ³ /h
Raw Water Flow to System	10.00	m ³ /h
Feed Pressure	66.78	bar
Flow Factor	0.85	
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00	
Total Active Area	327.01	M ²

Pass 1 Permeate Flow	5.00	m ³ /h
Pass 1 Recovery	50.00	%
Feed Temperature	26.0	C
Feed TDS	42563.76	mg/l
Number of Elements	8	
Average Pass 1 Flux	15.29	lmh

Osmotic Pressure		
Feed	30.42	bar
Concentrate	63.59	bar
Average	47.00	bar
Average NDP	19.11	bar
Power	23.19	kW
Specific Energy	4.64	kWh/m ³

Stage	Element	Nº of Passes	Nº of Elements	Feed Flow	Feed Press	Recirc Flow	Conc Flow	Conc Press	Perm Flow	Avg Flux	Perm Press	Boost Press	Perm TDS
				(m ³ /h)	(bar)	(m ³ /h)	(m ³ /h)	(bar)	(m ³ /h)	(lmh)	(bar)	(bar)	(mg/l)
1	SW30ULE-440i	1	8	10.00	66.44	0.00	5.00	65.01	5.00	15.29	0.00	0.00	496.29

Water Classification: Seawater with DOW Ultrafiltration, SDI < 2.5

Stage Details

Stage 1	Element	Recovery	Perm Flow	Perm TDS	Feed Flow	Feed TDS	Feed Press
	1	0.15	1.52	160.88	10.00	42563.76	66.44
	2	0.14	1.15	238.03	8.48	50190.78	66.15
	3	0.11	0.82	361.75	7.33	58034.89	65.92
	4	0.09	0.57	558.67	6.50	65336.16	65.72
	5	0.06	0.38	865.73	5.94	71507.68	65.56
	6	0.05	0.25	1320.17	5.56	76331.03	65.41
	7	0.03	0.18	1941.05	5.30	79935.39	65.27
	8	0.02	0.13	2706.72	5.13	82606.62	65.14

Pass Streams (mg/l as Ion)					
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate	Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	483.79	483.79	960.20	7.41	7.41
Na	13131.33	13131.33	26087.36	176.16	176.16
Mg	1520.47	1520.47	3036.39	4.65	4.65
Ca	493.66	493.66	985.86	1.49	1.49
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	12.22	12.22	26.73	0.00	0.00
HCO3	128.45	128.45	250.07	2.28	2.28
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	23481.61	23481.64	46674.53	290.28	290.28
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	3282.16	3282.16	6560.47	4.06	4.06
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	5.26	5.26	8.77	1.74	1.74
CO2	0.98	0.98	2.30	1.25	1.25
TDS	42563.72	42563.76	84631.73	496.29	496.29
pH	7.80	7.80	7.92	6.37	6.37

Scaling Calculations			
	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.80	7.80	7.92
Langelier Saturation Index	0.92	0.92	1.63
Stiff & Davis Stability Index	-0.13	-0.13	0.38
Ionic	0.88	0.88	1.83
TDS (mg/l)	42563.72	42563.76	84631.73
HCO3	128.45	128.45	250.07
CO2	0.98	0.98	2.30
CO3	12.22	12.22	26.73
CaSO4 (% Sat)	24.68	7.95	62.49
BaSO4 (% Sat)	0.00	0.00	0.00
SrSO4 (% Sat)	0.00	0.00	0.00
CaF2 (% Sat)	0.00	0.00	0.00
SiO2 (% Sat)	0.00	0.00	0.00
Mg(OH)2 (% Sat)	0.21	0.08	0.71

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

Case 2 Dilution of two-thirds of the solute

System Details

Feed Flow to Stage 1	10.00	m ³ /h
Raw Water Flow to System	10.00	m ³ /h
Feed Pressure	27.23	bar
Flow Factor	0.85	
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00	
Total Active Area	327.01	M ²

Pass 1 Permeate Flow	5.55	m ³ /h
Pass 1 Recovery	55.50	%
Feed Temperature	26.0	C
Feed TDS	14188.46	mg/l
Number of Elements	8	
Average Pass 1 Flux	16.97	lmh

Osmotic Pressure		
Feed	10.05	bar
Concentrate	22.45	bar
Average	16.25	bar
Average NDP	10.07	bar
Power	9.46	kW
Specific Energy	1.70	kWh/m ³

Stage	Element	Nº of Passes	Nº of Elements	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	SW30ULE-440i	1	8	10.00	26.89	0.00	4.45	25.50	5.55	16.97	0.00	0.00	154.90

Water Classification: Seawater with DOW Ultrafiltration, SDI < 2.5

Stage Details							
Stage 1	Element	Recovery	Perm Flow (m ³ /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
	1	0.12	1.22	62.60	10.00	14188.46	26.89
	2	0.12	1.06	80.76	8.78	16156.93	26.60
	3	0.12	0.90	106.25	7.71	18369.88	26.36
	4	0.11	0.74	142.54	6.82	20775.16	26.16
	5	0.10	0.59	194.64	6.08	23273.52	25.99
	6	0.08	0.45	269.49	5.50	25731.15	25.85
	7	0.07	0.34	376.43	5.04	28012.03	25.72
	8	0.05	0.25	526.25	4.70	30013.24	25.61

Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate	Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	161.26	161.26	359.51	2.30	2.30
Na	4377.11	4377.11	9767.77	54.84	54.84
Mg	506.82	506.82	1137.11	1.45	1.45
Ca	164.55	164.55	369.20	0.46	0.46
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	1.28	1.28	4.71	0.00	0.00
HCO3	42.82	42.82	92.28	0.74	0.74
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	7828.28	7830.55	17483.96	90.38	90.38
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	1094.05	1094.05	2456.95	1.27	1.27
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	1.75	1.75	3.18	0.60	0.60
CO2	0.47	0.47	1.13	0.60	0.60
TDS	14186.19	14188.46	31689.68	154.90	154.90
pH	7.80	7.80	7.62	6.24	6.24

Scaling Calculations			
	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.80	7.80	7.62
Langelier Saturation Index	-0.01	-0.01	0.47
Stiff & Davis Stability Index	-0.64	-0.64	-0.49
Ionic Strength (Molal)	0.28	0.28	0.65
TDS (mg/l)	14186.19	14188.46	31689.68
HCO3	42.82	42.82	92.28
CO2	0.47	0.47	1.13
CO3	1.28	1.28	4.71
CaSO4 (% Sat)	6.94	7.95	17.46
BaSO4 (% Sat)	0.00	0.00	0.00
SrSO4 (% Sat)	0.00	0.00	0.00
CaF2 (% Sat)	0.00	0.00	0.00
SiO2 (% Sat)	0.00	0.00	0.00
Mg(OH)2 (% Sat)	0.07	0.08	0.07

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

Case 4 Dilution of three-fifths of the solute

System Details

Feed Flow to Stage 1	10.00	m ³ /h
Raw Water Flow to System	10.00	m ³ /h
Feed Pressure	34.17	bar
Flow Factor	0.85	
Chem. Dose (100% H2SO4)	0.00	
Total Active Area	327.01	M ²

Pass 1 Permeate Flow	6.25	m ³ /h
Pass 1 Recovery	62.51	%
Feed Temperature	26.0	C
Feed TDS	15960.23	mg/l
Number of Elements	8	
Average Pass 1 Flux	19.12	lmh

Osmotic Pressure		
Feed	11.29	bar
Concentrate	30.20	bar
Average	20.74	bar
Average NDP	12.62	bar
Power	11.87	kW
Specific Energy	1.90	kWh/m ³

Stage	Element	Nº of Passes	Nº of Elements	Feed Flow	Feed Press	Recirc Flow	Conc Flow	Conc Press	Perm Flow	Avg Flux	Perm Press	Boost Press	Perm TDS
				(m ³ /h)	(bar)	(m ³ /h)	(m ³ /h)	(bar)	(m ³ /h)	(lmh)	(bar)	(bar)	(mg/l)
1	SW30ULE-440i	1	8	10.00	33.83	0.00	3.75	32.61	6.25	19.12	0.00	0.00	178.54

Water Classification: Seawater with DOW Ultrafiltration, SDI < 2.5

Stage Details

Stage 1	Element	Recovery	Perm Flow	Perm TDS	Feed Flow	Feed TDS	Feed Press
	1	0.15	1.53	60.19	10.00	15960.23	33.83
	2	0.15	1.30	81.90	8.47	18830.85	33.55
	3	0.15	1.06	115.13	7.17	22231.08	33.33
	4	0.13	0.82	166.84	6.11	26062.95	33.15
	5	0.11	0.61	248.26	5.29	30085.63	33.01
	6	0.09	0.44	370.12	4.68	33954.23	32.89
	7	0.07	0.29	579.09	4.24	37424.24	32.79
	8	0.05	0.20	871.66	3.95	40163.39	32.70

Pass Streams (mg/l as Ion)					
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate
			Stage 1	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	181.40	181.40	479.46	2.64	2.64
Na	4923.64	4923.68	13027.91	63.23	63.23
Mg	570.11	570.11	1517.89	1.69	1.69
Ca	185.10	185.10	492.83	0.54	0.54
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	1.62	1.62	7.22	0.00	0.00
HCO3	48.18	48.18	122.28	0.84	0.84
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	8807.91	8807.91	23320.28	104.23	104.23
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	1230.96	1230.96	3280.98	1.48	1.48
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	1.97	1.97	4.12	0.68	0.68
CO2	0.51	0.51	1.49	0.72	0.72
TDS	15960.19	15960.23	42272.43	178.54	178.54
pH	7.80	7.80	7.59	6.22	6.22

Scaling Calculations			
	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.80	7.80	7.59
Langelier Saturation Index	0.09	0.09	0.69
Stiff & Davis Stability Index	-0.59	-0.59	-0.36
Ionic	0.32	0.32	0.87
TDS (mg/l)	15960.19	15960.23	42272.43
HCO3	48.18	48.18	122.28
CO2	0.51	0.51	1.49
CO3	1.62	1.62	7.22
CaSO4 (% Sat)	7.95	7.95	24.75
BaSO4 (% Sat)	0.00	0.00	0.00
SrSO4 (% Sat)	0.00	0.00	0.00
CaF2 (% Sat)	0.00	0.00	0.00
SiO2 (% Sat)	0.00	0.00	0.00
Mg(OH)2 (% Sat)	0.08	0.08	0.08