

Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería de la Energía

Análisis termodinámico de soluciones de polietilenimina como solución extractora para aplicaciones de desalación de agua de mar basadas en ósmosis directa

Autor: Pedro Terrón Dastis

Tutores: Lourdes García Rodríguez y Abel Riaza Frutos

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

Sevilla, 2016



Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería de la Energía

**Análisis termodinámico de soluciones de
polietilenimina como solución extractora para
aplicaciones de desalación de agua de mar basadas
en ósmosis directa**

Autor:

Pedro Terrón Dastis

Tutores:

Dra. Lourdes García Rodríguez

Catedrática de Universidad

Dr. Abel Riaza Frutos

Abengoa Research

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

Trabajo Fin de Grado: Análisis termodinámico de soluciones de polietilenimina como solución extractora para aplicaciones de desalación de agua de mar basadas en ósmosis directa

Autor: Pedro Terrón Dastis

Tutor: Dra. Lourdes García Rodríguez y
Dr. Abel Rianza Frutos

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

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2016

El Secretario del Tribunal

Resumen

El objetivo del trabajo es hacer un análisis de viabilidad termodinámica del proceso de desalación basado en ósmosis directa que utiliza como solución extractora una disolución acuosa de polietilenimina ramificada (PEI). Dicho análisis se apoya en un estudio pormenorizado de los consumos de separación del proceso y en la posterior comparación de los consumos obtenidos con los consumos de la tecnología actual de desalación mediante ósmosis inversa.

El aporte de energía al proceso de separación será en forma de trabajo. En este punto, se hace una propuesta de diseño conceptual de un posible parque de aerogeneradores que alimentase la demanda calculada del proceso.

Debido a la falta de información acerca de los costes asociados a proyectos de ósmosis directa, el análisis económico está fuera del alcance de este trabajo.

1	Introducción	1
1.1	<i>Descripción de los procesos de desalación por ósmosis directa</i>	2
1.2	<i>Conceptos básicos</i>	4
1.2.1	Equilibrio osmótico	4
1.2.2	Presión osmótica	5
1.3	<i>Objetivo</i>	6
2	Propiedades del agua de mar	7
2.1	<i>Ecuaciones de estado para el agua pura</i>	7
2.1.1	Densidad del agua pura	7
2.1.2	Entalpía másica del agua saturada	8
2.1.3	Entropía másica del agua saturada	8
2.2	<i>Ecuaciones de estado para el agua de mar</i>	8
2.2.1	Densidad del agua de mar	8
2.2.2	Capacidad térmica másica isóbara para el agua de mar	9
2.2.3	Entalpía másica del agua de mar	10
2.2.4	Entropía másica del agua de mar	11
2.2.5	Coefficiente osmótico del agua de mar	12
2.2.6	Presión osmótica	13
3	Selección de la solución extractora	15
3.1	<i>Potencial de las soluciones acuosas de polietilenimina ramificada</i>	15
3.1.1	Medidas de la presión osmótica	16
3.1.2	Medidas de flujo de agua	17
3.2	<i>Conclusiones del estudio</i>	18
4	Trabajo mínimo de separación	19
4.1	<i>Rango de validez de las concentraciones de la solución extractora</i>	19
4.2	<i>Cálculo del trabajo mínimo de separación</i>	22
5	Evaluación de la desalación mediante ósmosis directa	25
5.1	<i>Balance de materia</i>	25
5.1.1	Balance global	27
5.1.2	Balance en el equipo 1	28
5.2	<i>Análisis de la espontaneidad del proceso de ósmosis inversa</i>	29
5.2.1	Espontaneidad para salinidades del agua de mar de 0,025 kg/kg	31
5.2.2	Espontaneidad para salinidades del agua de mar de 0,035 kg/kg	33
5.2.3	Espontaneidad para salinidades del agua de mar de 0,040 kg/kg	34
5.3	<i>Trabajo mínimo de separación de la desalación por ósmosis inversa</i>	36
5.3.1	Metodología para el cálculo del trabajo mínimo de separación	36
5.3.2	Trabajo mínimo de desalación para salinidades del agua de mar de 0,025 kg/kg	37
5.3.3	Trabajo mínimo de desalación para salinidades del agua de mar de 0,035 kg/kg	39
5.3.4	Trabajo mínimo de desalación para salinidades del agua de mar de 0,040 kg/kg	40
5.4	<i>Consumo real de la desalación por ósmosis directa</i>	41
5.4.1	Consumo real de separación para salinidades del agua de mar de 0,025 kg/kg	41
5.4.2	Consumo real de separación para salinidades del agua de mar de 0,035 kg/kg	43
5.4.3	Consumo real de separación para salinidades del agua de mar de 0,040 kg/kg	44

6	Oportunidades de la desalación por ósmosis directa	47
6.1	<i>Recomendaciones para operar el proceso para salinidades de 0,025 kg/kg</i>	48
6.2	<i>Recomendaciones para operar el proceso para salinidades de 0,035 kg/kg</i>	48
6.3	<i>Recomendaciones para operar el proceso para salinidades de 0,040 kg/kg</i>	48
6.4	<i>Oportunidades</i>	49
7	Aplicación eólica	51
7.1	<i>Selección del modelo de aerogenerador</i>	51
7.1.1	Características del aerogenerador Vestas V117-3.3 MW	51
7.1.2	Características del aerogenerador Vestas V126-3.0 MW	52
7.2	<i>Cálculo de la producción anual promedio del aerogenerador</i>	53
7.2.1	Producción anual del aerogenerador Vestas V117-3.3 MW	54
7.2.2	Producción anual del aerogenerador Vestas V126-3.0 MW	54
7.3	<i>Dimensionamiento del parque eólico</i>	59
7.3.1	Planta de ósmosis directa	59
7.3.2	Planta de ósmosis inversa	60
7.4	<i>Análisis económico</i>	61
7.4.1	Costes de capital	61
7.4.2	Costes de operación y mantenimiento	63
8	Conclusiones y líneas de trabajo futuro	65
	Referencias	67
	Anexo A: Tablas	69

Índice de Tablas

Tabla 3-1. Presión osmótica, conductividad, viscosidad y pH de las soluciones extractoras evaluadas en el estudio [6].	17
Tabla 5-1. Valores de salinidad para el agua de mar [5] [7].	26
Tabla 7-1. Costes de capital asociados a la planta de ósmosis inversa.	61
Tabla 7-2. Costes de capital asociados a la planta de ósmosis directa (estimación basada en hipótesis mencionadas)	62
Tabla A-1. Razón de conversión local para diferentes valores de las concentraciones de entrada y salida de la solución extractora (valores en rojo corresponden a combinaciones no permitidas).	69
Tabla A-2. Presión osmótica de la solución extractora concentrada para una salinidad de 0,025 kg/kg. (Las celdas rosas indican los procesos de ósmosis directa no espontánea; las celdas rojas indican valores cuya concentración excede los límites impuestos por los datos experimentales; las celdas amarillas son valores válidos).	70
Tabla A-3. Presión osmótica de la solución extractora concentrada para una salinidad de 0,035 kg/kg. (Las celdas rosas indican los procesos de ósmosis directa no espontánea; las celdas rojas indican valores cuya concentración excede los límites impuestos por los datos experimentales; las celdas amarillas son valores válidos).	71
Tabla A-4. Presión osmótica de la solución extractora concentrada para una salinidad de 0,040 kg/kg. (Las celdas rosas indican los procesos de ósmosis directa no espontánea; las celdas rojas indican valores cuya concentración excede los límites impuestos por los datos experimentales; las celdas amarillas son valores válidos).	72
Tabla A-5. Energía mínima de separación por unidad de volumen de disolvente producto. Caso de salinidad 0,025 kg/kg.	73
Tabla A-6. Energía mínima de separación por unidad de volumen de disolvente producto. Caso de salinidad 0,035 kg/kg.	73
Tabla A-7. Energía mínima de separación por unidad de volumen de disolvente producto. Caso de salinidad 0,040 kg/kg.	73

Índice de Figuras

Figura 1-1. Flujo de agua a través de la membrana semipermeable en un proceso de desalación por ósmosis directa [1].	2
Figura 1-2. Esquema del proceso de desalación por ósmosis directa [3].	3
Figura 1-3. Valores de la presión osmótica para distintas disoluciones [3].	3
Figura 2-1. Representación de la densidad del agua de mar frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.	9
Figura 2-2. Representación de la entalpía másica del agua de mar frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.	10
Figura 2-3. Representación de la entropía másica del agua de mar frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.	11
Figura 2-4. Representación del coeficiente osmótico del disolvente frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.	12
Figura 2-5. Representación de la presión osmótica del agua de mar frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.	13
Figura 3-1. Estructura 2-D de la macromolécula de polietilenimina ramificada ($M_n=10000$ Da y $M_w=25000$ Da) [6].	15
Figura 3-2. Presión osmótica de disoluciones acuosas de polietilenimina (PEI) ramificada en función de la concentración y el pH de la disolución a 30°C [6].	16
Figura 3-3. Medida del flujo de agua para una solución extractora del 10% en peso de polietilenimina ramificada [6].	17
Figura 3-4. Medida del flujo de agua para una solución extractora con $pH=7$ [6].	17
Figura 4-1. Presión osmótica de disoluciones acuosas de polietilenimina (PEI) ramificada en función de la concentración y el pH de la disolución a 30°C [6].	20
Figura 4-2. Aproximación por un polinomio de grado 3 de la serie de datos empíricos para la presión osmótica de una disolución acuosa de polietilenimina (PEI) ramificada para pH 7 y 30°C.	20
Figura 4-3. Esquema de funcionamiento del equipo encargado de llevar a cabo la extracción del disolvente a partir de la solución extractora.	21
Figura 4-4. Trabajo mínimo de separación para la solución extractora en función de la razón de conversión local, tomando la fracción másica de la disolución diluida como parámetro. Energía expresada en MJ/m ³ .	24
Figura 4-5. Trabajo mínimo de separación para la solución extractora en función de la razón de conversión local, tomando la fracción másica de la disolución diluida como parámetro. Energía expresada en kWh/m ³ .	24
Figura 5-1. Esquema de funcionamiento del equipo de ósmosis directa (Equipo 1).	26
Figura 5-2. Esquema de funcionamiento global de una planta de ósmosis directa.	26
Figura 5-3. Aproximación por un polinomio de grado 3 de la serie de datos empíricos para la fracción másica de una disolución acuosa de polietilenimina (PEI) ramificada, para pH 7 y 30°C, en función de la presión osmótica.	29
Figura 5-4. Comportamiento de la presión osmótica de las corrientes que atraviesan el equipo 1.	30
Figura 5-5. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar.	31
Figura 5-6. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=5$ bar.	31
Figura 5-7. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=7,5$ bar.	31
Figura 5-8. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=10$ bar.	31

Figura 5-9. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=12,5$ bar.	32
Figura 5-10. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=15$ bar.	32
Figura 5-11. Espontaneidad del proceso para una alinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil} = 17,5$ bar.	32
Figura 5-12. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=20$ bar.	32
Figura 5-13. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=22,5$ bar.	32
Figura 5-14. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar.	33
Figura 5-15. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=5$ bar.	33
Figura 5-16. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=7,5$ bar.	33
Figura 5-17. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=10$ bar.	33
Figura 5-18. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=12,5$ bar.	34
Figura 5-19. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=15$ bar.	34
Figura 5-20. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil} =17,5$ bar.	34
Figura 5-21. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar.	35
Figura 5-22. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=5$ bar.	35
Figura 5-23. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=7,5$ bar.	35
Figura 5-24. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=10$ bar.	35
Figura 5-25. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=12,5$ bar.	35
Figura 5-26. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=15$ bar.	35
Figura 5-27. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=17,5$ bar.	36
Figura 5-28. Comparativa de los trabajos mínimos de separación para una salinidad de 0,025 kg/kg.	38
Figura 5-29. Comparativa de los trabajos mínimos de separación para una salinidad de 0,035 kg/kg.	39
Figura 5-30. Comparativa de los trabajos mínimos de separación para una salinidad de 0,040 kg/kg.	40
Figura 5-31. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar.	41
Figura 5-32. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=5$ bar.	41
Figura 5-33. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=7,5$ bar.	42
Figura 5-34. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=10$ bar.	42
Figura 5-35. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=12,5$ bar.	42
Figura 5-36. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=15$ bar.	42
Figura 5-37. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=17,5$ bar.	42
Figura 5-38. Consumo real de separación para salinidades de 0,035 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar.	43
Figura 5-39. Consumo real de separación para salinidades de 0,035 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=5$ bar.	43
Figura 5-40. Consumo real de separación para salinidades de 0,035 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=7,5$ bar.	43
Figura 5-41. Consumo real de separación para salinidades de 0,035 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=10$ bar.	43
Figura 5-42. Consumo real de separación para salinidades de 0,035 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=12,5$ bar.	44
Figura 5-43. Consumo real de separación para salinidades de 0,035 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=15$ bar.	44
Figura 5-44. Consumo real de separación para salinidades de 0,040 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar.	44
Figura 5-45. Consumo real de separación para salinidades de 0,040 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=7,5$ bar.	44
Figura 5-46. Consumo real de separación para salinidades de 0,040 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=10$ bar.	45

Figura 7-1. Curva de potencia del aerogenerador Vestas V117-3.3 MW.	52
Figura 7-2. Curva de potencia del aerogenerador Vestas V126-3.0 MW.	53
Figura 7-3. Producción V117-3.3 MW. 1 de enero.	55
Figura 7-4. Producción V117-3.3 MW. 1 de febrero.	55
Figura 7-5. Producción V117-3.3 MW. 1 de marzo.	55
Figura 7-6. Producción V117-3.3 MW. 1 de abril.	55
Figura 7-7. Producción V117-3.3 MW. 1 de mayo.	55
Figura 7-8. Producción V117-3.3 MW. 1 de junio.	55
Figura 7-9. Producción V117-3.3 MW. 1 de julio.	56
Figura 7-10. Producción V117-3.3 MW. 1 de agosto.	56
Figura 7-11. Producción V117-3.3 MW. 1 de septiembre.	56
Figura 7-12. Producción V117-3.3 MW. 1 de octubre.	56
Figura 7-13. Producción V117-3.3 MW. 1 de nov.	56
Figura 7-14. Producción V117-3.3 MW. 1 de diciembre.	56
Figura 7-15. Producción V126-3.0 MW. 1 de enero.	57
Figura 7-16. Producción V126-3.0 MW. 1 de febrero.	57
Figura 7-17. Producción V126-3.0 MW. 1 de marzo.	57
Figura 7-18. Producción V126-3.0 MW. 1 de abril.	57
Figura 7-19. Producción V126-3.0 MW. 1 de mayo.	57
Figura 7-20. Producción V126-3.0 MW. 1 de junio.	57
Figura 7-21. Producción V126-3.0 MW. 1 de julio.	58
Figura 7-22. Producción V126-3.0 MW. 1 de agosto.	58
Figura 7-23. Producción V126-3.0 MW. 1 de septiembre.	58
Figura 7-24. Producción V126-3.0 MW. 1 de octubre.	58
Figura 7-25. Producción V126-3.0 MW. 1 de nov.	58
Figura 7-26. Producción V126-3.0 MW. 1 de diciembr.	58
Figura 7-27. Número de aerogeneradores necesario para el funcionamiento de cada tipo de planta.	60

1 INTRODUCCIÓN

La escasez de depósitos de agua dulce en determinadas regiones del planeta plantea la necesidad de convertir el agua de mar en un recurso hídrico aprovechable. Esto se consigue mediante el tratamiento del agua salobre en plantas desaladoras, en las que se produce agua dulce mediante la extracción de las sales disueltas en el agua de mar.

Son diversas las tecnologías de desalación existentes, aunque la más extendida es la de ósmosis inversa. Al interponer una membrana semipermeable entre dos disoluciones con distinta concentración de soluto, el disolvente fluirá de forma espontánea desde la disolución con menor concentración (menor presión osmótica) hacia la de mayor concentración (mayor presión osmótica). Si se aplica presión hidráulica en el lado de la disolución concentrada de modo que se supere la diferencia de presión osmótica de las disoluciones, se conseguirá invertir la dirección del flujo de disolvente. Mediante este principio, que sirve de base para el funcionamiento de la tecnología de ósmosis inversa, se consigue separar el disolvente puro (agua producto) del agua salada.

A pesar de la madurez del proceso, los elevados consumos de las bombas utilizadas para aumentar la presión hidráulica en el lado de la membrana en el que se encuentra el agua salada, han impulsado a los investigadores a desarrollar nuevas tecnologías que impliquen un menor consumo y una mayor eficiencia del proceso. A este respecto, cabe destacar la importancia de la ósmosis directa, en inglés, *forward osmosis*.

En este capítulo se exponen las características de la tecnología de ósmosis directa, así como sus ventajas principales. Se dedica también un apartado a la exposición de los conceptos necesarios para comprender el funcionamiento de esta tecnología.

1.1 Descripción de los procesos de desalación por ósmosis directa

Al igual que el resto de tecnologías utilizadas en desalación, la ósmosis directa es un proceso que permite obtener agua de gran pureza a partir de una corriente de agua salobre de alimentación. Para ello, se dispone a un lado de la membrana semipermeable el agua de mar, y en el opuesto, una disolución con presión osmótica mayor que la del agua de mar. Esta última disolución, llamada disolución extractora o *draw solution*, es esencial para que se produzca el proceso de ósmosis directa. La diferencia de presiones osmóticas que se consigue al utilizar este tipo de disoluciones constituye el motor del proceso de ósmosis directa.

La diferencia de presiones osmóticas mencionada hará, suponiendo una diferencia nula de presiones hidráulicas entre ambas disoluciones, que el agua (disolvente) fluya espontáneamente desde la disolución de menor presión osmótica (agua de mar) hacia la de mayor presión osmótica (solución extractora) sin que sea necesario un aporte externo de presión hidráulica con el consiguiente consumo energético que este implicaría. El flujo de agua a través de la membrana semipermeable en el proceso de ósmosis directa se ilustra en la Figura 1-1.

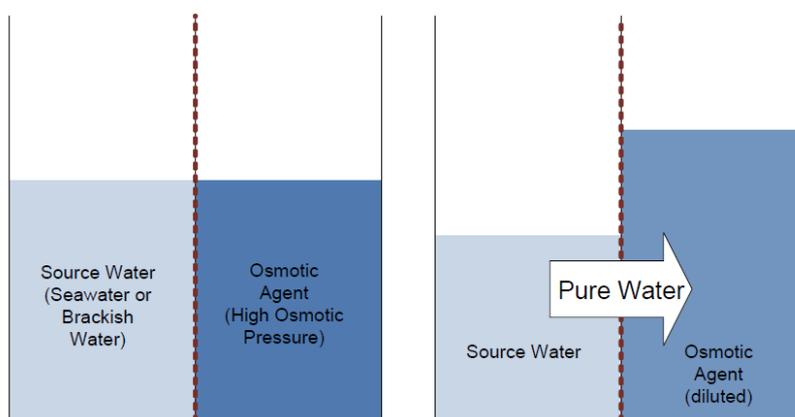


Figura 1-1. Flujo de agua a través de la membrana semipermeable en un proceso de desalación por ósmosis directa [1].

Una vez que se produce el proceso de ósmosis y el agua pura pasa hacia la solución extractora, en mayor o menor medida según la razón de conversión del proceso, ésta queda en un estado diluido. El posterior aporte de calor o de trabajo a la solución extractora permitirá separar el agua pura de la solución, volviendo ésta al estado de concentración inicial.

El hecho de tener que separar el agua pura de la solución extractora tras el proceso de ósmosis directa implica que el proceso deba contar con dos equipos. Un esquema del proceso se muestra en la Figura 1-2. La primera etapa del proceso es la correspondiente al equipo en el que se produce la ósmosis directa, proceso espontáneo y que por tanto no consume energía, exceptuando la necesaria para la circulación de los flujos en el equipo. En el segundo equipo se produce el aporte de energía mediante el que se consigue la separación del agua pura a partir de la solución extractora [2].

La correcta selección del soluto que conformará la solución extractora es indispensable tanto para mantener la espontaneidad del proceso de ósmosis directa gracias a una elevada diferencia de presiones osmóticas entre las disoluciones, como para optimizar el consumo energético, ya sea mediante aporte de calor o de trabajo, que supone la posterior separación del agua pura de la solución extractora. La obtención del agua pura (producto) mediante este procedimiento requiere un aporte energético que será menor que el de la ósmosis inversa siempre y cuando se escoja adecuadamente la solución extractora.

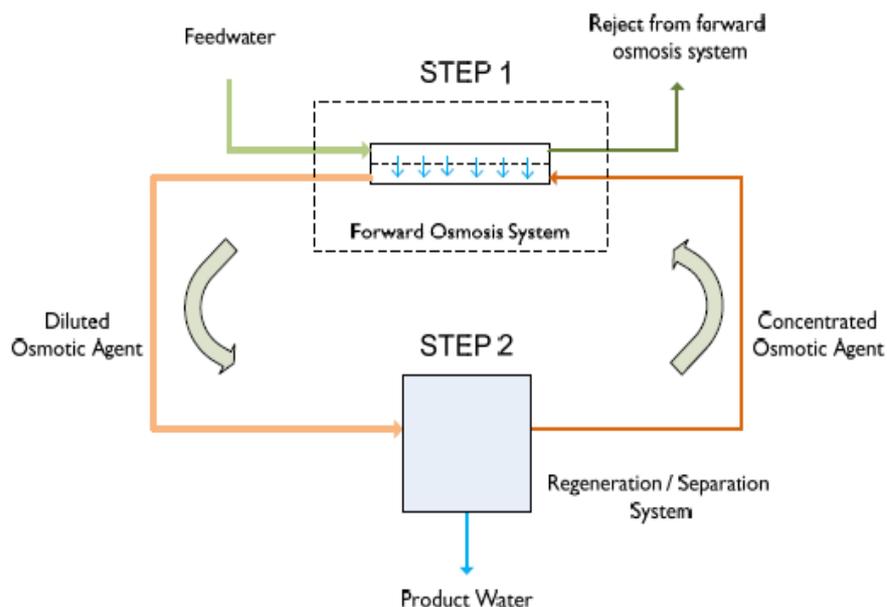


Figura 1-2. Esquema del proceso de desalación por ósmosis directa [3].

Las elevadas presiones osmóticas de las soluciones extractoras permiten una mayor recuperación del agua pura cuando la corriente de alimentación tiene una gran concentración de sales disueltas [2]. En la Figura 1-3, donde se muestran valores de la presión osmótica para distintas soluciones extractoras, puede verse como la presión osmótica de las disoluciones aumenta al hacerlo la masa molecular del soluto y su concentración en peso. La razón de este comportamiento se verá más tarde.

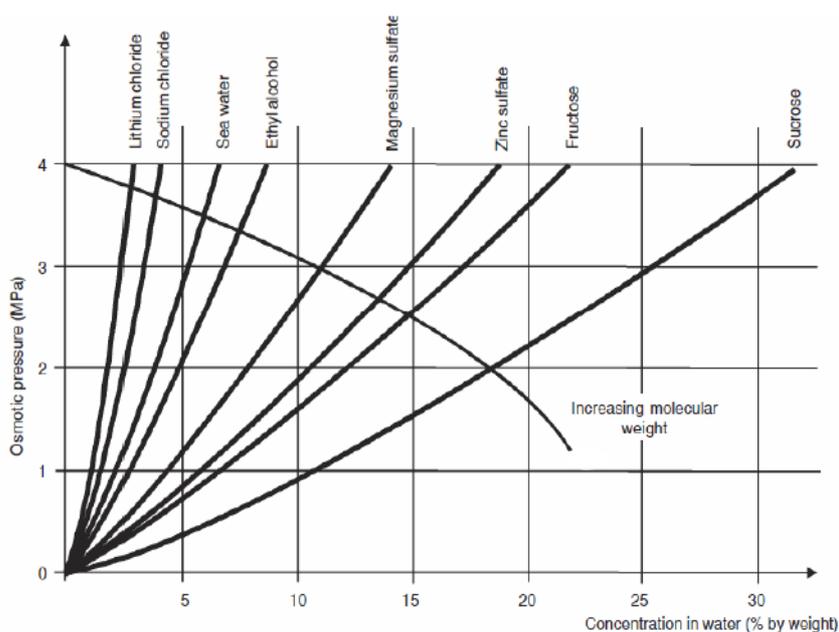


Figura 1-3. Valores de la presión osmótica para distintas disoluciones [3].

1.2 Conceptos básicos

Se presentan en este apartado dos conceptos fundamentales para comprender el funcionamiento del proceso de ósmosis directa [4].

1.2.1 Equilibrio osmótico

Dado un sistema aislado formado por dos subsistemas compuestos, α y β , cuyo límite intermedio $L^{\alpha\rightleftharpoons\beta}$ fuese rígido y semipermeable a uno de los componentes (y por tanto diatérmico). Por conveniencia de la deducción cada uno de los subsistemas se define por las variables de estado extensivas energía termodinámica, volumen y cantidades de materia de los componentes.

Dado que el sistema es aislado, su equilibrio se describe de manera especialmente adecuada por su entropía:

$$\begin{aligned} dS &= dS^\alpha + dS^\beta = \\ &= \frac{dU^\alpha}{T^\alpha} + \frac{p^\alpha}{T^\alpha} \cdot dV^\alpha - \sum_c \frac{\mu_B^\alpha}{T^\alpha} \cdot dn_B^\alpha + \frac{dU^\beta}{T^\beta} + \frac{p^\beta}{T^\beta} \cdot dV^\beta - \sum_c \frac{\mu_B^\beta}{T^\beta} \cdot dn_B^\beta \end{aligned}$$

Al ser el conjunto aislado, las variaciones de las variables de estado en cada subsistema son iguales y de signo opuesto a las del otro subsistema:

$$dV = dV^\alpha + dV^\beta = 0 \rightarrow dV^\beta = -dV^\alpha$$

$$dU = dU^\alpha + dU^\beta = 0 \rightarrow dU^\beta = -dU^\alpha$$

$$dn_B = dn_B^\alpha + dn_B^\beta = 0 \rightarrow dn_B^\beta = -dn_B^\alpha$$

La variación de entropía del conjunto se expresa en función de las variaciones de las variables de estado de uno de los subsistemas:

$$\begin{aligned} dS &= dS^\alpha + dS^\beta = \\ &= dU^\alpha \cdot \left(\frac{1}{T^\alpha} - \frac{1}{T^\beta} \right) + dV^\alpha \cdot \left(\frac{p^\alpha}{T^\alpha} - \frac{p^\beta}{T^\beta} \right) - \sum_c dn_B^\alpha \cdot \left(\frac{\mu_B^\alpha}{T^\alpha} - \frac{\mu_B^\beta}{T^\beta} \right) \end{aligned}$$

Si, como se indicó anteriormente, el límite intermedio es semipermeable a uno de los componentes, diatérmico y rígido, el equilibrio que se establece se denomina osmótico.

En el equilibrio osmótico existe igualdad de temperaturas y diferencia nula de potencial químico del componente al cual el límite es semipermeable. Por otra parte, no existe relación ni entre presiones ni entre las diferencias de potenciales químicos del resto de componentes.

$$L^{\alpha \rightleftharpoons \beta} \equiv R, S_B \rightarrow D \quad \rightarrow \quad dU^\alpha \neq 0; dV^\alpha = 0; dn_B^\alpha \neq 0; dn_A^\alpha = 0$$

$$\text{Equilibrio} \rightarrow dS = 0$$

$$T^\alpha = T^\beta; \quad p^\alpha \neq p^\beta$$

$$\mu_B^\alpha(T^\alpha, p^\alpha, n_C^\alpha) - \mu_B^\beta(T^\beta, p^\beta, n_C^\beta) = 0$$

$$\mu_A^\alpha(T^\alpha, p^\alpha, n_C^\alpha) - \mu_A^\beta(T^\beta, p^\beta, n_C^\beta) \neq 0$$

1.2.2 Presión osmótica

La presión osmótica (π) es la diferencia de presiones existente entre dos subsistemas (α y β) que se encuentran en equilibrio osmótico separados por un límite semipermeable al disolvente.

$$\pi = p^\beta - p^\alpha$$

El subsistema α se corresponde con el disolvente puro (A^*), siendo su temperatura T y estando a la presión de equilibrio p^α . Por su parte, el subsistema β se corresponde con la disolución, compuesta por el disolvente A y el soluto B . Al ser el límite entre ambos subsistemas diatérmico, la temperatura en el equilibrio es T . La presión de equilibrio de β con el disolvente puro a través de un límite semipermeable únicamente para este último es p^β .

Cuando se da el equilibrio osmótico entre dos subsistemas se alcanza una diferencia nula de potencial químico entre el disolvente en la disolución y el disolvente en estado puro.

$$\mu_A^\beta(T, p^\beta, b_B) - \mu_A^{\alpha*}(T, p^\alpha) = 0$$

Esta diferencia de potenciales químicos puede expresarse en función del coeficiente osmótico del disolvente en la disolución mediante el uso de un estado intermedio del disolvente puro a la presión de la disolución.

$$\begin{aligned} & \left[\mu_A^\beta(T, p^\beta, b_B) - \mu_A^{\alpha*}(T, p^\beta) \right] - \left[\mu_A^{\alpha*}(T, p^\alpha) - \mu_A^{\alpha*}(T, p^\beta) \right] = 0 \\ & -\varphi(T, p^\beta, b_B) \cdot M_A \cdot b_B \cdot R \cdot T + \int_{p^\alpha}^{p^\beta} V_A^{\alpha*}(T, p) \cdot dp = 0 \end{aligned}$$

La expresión anterior puede formularse según la presión osmótica en forma de cocientes de valor unidad, cuyo numerador dependerá de la disolución y el denominador del disolvente puro.

$$\pi(T, p^\beta, b_B) = p^\beta - p^\alpha \quad \rightarrow$$

$$\frac{\varphi(T, p^\beta, b_B) \cdot M_A \cdot R \cdot T \cdot b_B}{\int_{p^\beta - \pi}^{p^\beta} V_A^*(T, p) \cdot dp} = 1 \equiv \frac{\varphi(T, p^\alpha + \pi, b_B) \cdot M_A \cdot R \cdot T \cdot b_B}{\int_{p^\alpha}^{p^\alpha + \pi} V_A^*(T, p) \cdot dp} = 1$$

De las dos ecuaciones anteriores, la segunda es la más próxima a la operación.

Se puede calcular la presión osmótica mediante la aplicación del teorema del valor medio al denominador de la primera de las dos ecuaciones anteriores.

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

En base a la expresión anterior, la presión osmótica depende principalmente de la molalidad del soluto, no de la naturaleza del mismo. En el caso de que la solución sea tan diluida que su comportamiento pueda ser considerado ideal y pueda admitirse la nulidad del coeficiente de compresibilidad isoterma del disolvente, la presión osmótica no dependerá de las presiones de disolvente o de solución. Se obtiene así la aproximación de Vant'Hoff.

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

1.3 Objetivo

El objetivo del trabajo es hacer un análisis de viabilidad termodinámica del proceso de desalación basado en ósmosis directa que utiliza como solución extractora una disolución acuosa de polietilénimina ramificada (PEI). Dicho análisis se apoya en un estudio pormenorizado de los consumos de separación del proceso y en la posterior comparación de los consumos obtenidos con los consumos de la tecnología actual de desalación mediante ósmosis inversa.

El aporte de energía al proceso de separación será en forma de trabajo. En este punto, se hace una propuesta de diseño conceptual de un posible parque de aerogeneradores que alimentase la demanda calculada del proceso.

Debido a la falta de información acerca de los costes asociados a proyectos de ósmosis directa, el análisis económico está fuera del alcance de este trabajo.

2 PROPIEDADES DEL AGUA DE MAR

El conocimiento de las propiedades termodinámicas del agua de mar es de vital importancia en el diseño de sistemas de desalación. Dichas propiedades suelen presentarse en la literatura en forma de ecuaciones de estado, que constituyen funciones dependientes de la temperatura, la presión y la composición. Sin embargo, al ser el agua de mar una disolución de sales en agua pura, resulta especialmente indicado añadir la salinidad (masa de sales dividida por masa total) como tercera variable independiente.

Las ecuaciones de estado utilizadas en el presente estudio han sido obtenidas de M.H. Sharqawy *et al.* [5]. Dichas ecuaciones de estado no tienen en cuenta el efecto de la presión sobre las propiedades termodinámicas del agua de mar, al considerarse dicho efecto omisible en aplicaciones de desalación.

A continuación se presentan las ecuaciones de estado que describen las propiedades del agua de mar consideradas de interés para el análisis y diseño de sistemas de desalación. Asimismo, se incluyen las ecuaciones de estado correspondientes a las propiedades del agua saturada necesarias para los cálculos.

2.1 Ecuaciones de estado para el agua pura

2.1.1 Densidad del agua pura

$$\rho_w = a_1 + a_2 \cdot T + a_3 \cdot T^2 + a_4 \cdot T^3 + a_5 \cdot T^4 \quad (2-1)$$

Donde:

$$a_1 = 9,999 \cdot 10^2$$

$$\begin{aligned}
 a_2 &= 2,034 \cdot 10^{-2} \\
 a_3 &= -6,162 \cdot 10^{-3} \\
 a_4 &= 2,261 \cdot 10^{-5} \\
 a_5 &= -4,657 \cdot 10^{-8}
 \end{aligned}$$

2.1.2 Entalpía másica del agua saturada

$$h_w = 141,355 + 4202,07 \cdot T - 0,535 \cdot T^2 + 0,004 \cdot T^3 \quad (2-2)$$

Unidades de h_w : J/kg

Rango de validez: $5 \leq T \leq 200^\circ\text{C}$

2.1.3 Entropía másica del agua saturada

$$s_w = 0,1543 + 15,383 \cdot T - 2,996 \cdot 10^{-2} \cdot T^2 + 8,193 \cdot 10^{-5} \cdot T^3 - 1,370 \cdot 10^{-7} \cdot T^4 \quad (2-3)$$

Unidades de s_w : $J/kg \cdot K$

Rango de validez: $5 \leq T \leq 200^\circ\text{C}$

2.2 Ecuaciones de estado para el agua de mar

2.2.1 Densidad del agua de mar

$$\begin{aligned}
 \rho_{sw} &= (a_1 + a_2 \cdot T + a_3 \cdot T^2 + a_4 \cdot T^3 + a_5 \cdot T^4) \\
 &\quad + (b_1 \cdot S + b_2 \cdot S \cdot T + b_3 \cdot S \cdot T^2 + b_4 \cdot S \cdot T^3 + b_5 \cdot S^2 \cdot T^2)
 \end{aligned} \quad (2-4)$$

Donde:

$$\begin{aligned}
 a_1 &= 9,999 \cdot 10^2 \\
 a_2 &= 2,034 \cdot 10^{-2} \\
 a_3 &= -6,162 \cdot 10^{-3}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 a_4 &= 2,261 \cdot 10^{-5} \\
 a_5 &= -4,657 \cdot 10^{-8} \\
 b_1 &= 8,020 \cdot 10^2 \\
 b_2 &= -2,001 \\
 b_3 &= 1,677 \cdot 10^{-2} \\
 b_4 &= -3,060 \cdot 10^{-5} \\
 b_5 &= -1,613 \cdot 10^{-5}
 \end{aligned}$$

Unidades de ρ_{sw} : kg/m^3

Rango de validez: $0 < T < 180^\circ C$; $0 < S < 0,16 kg/kg$

En la Figura 2-1 se ha representado la densidad del agua de mar frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.

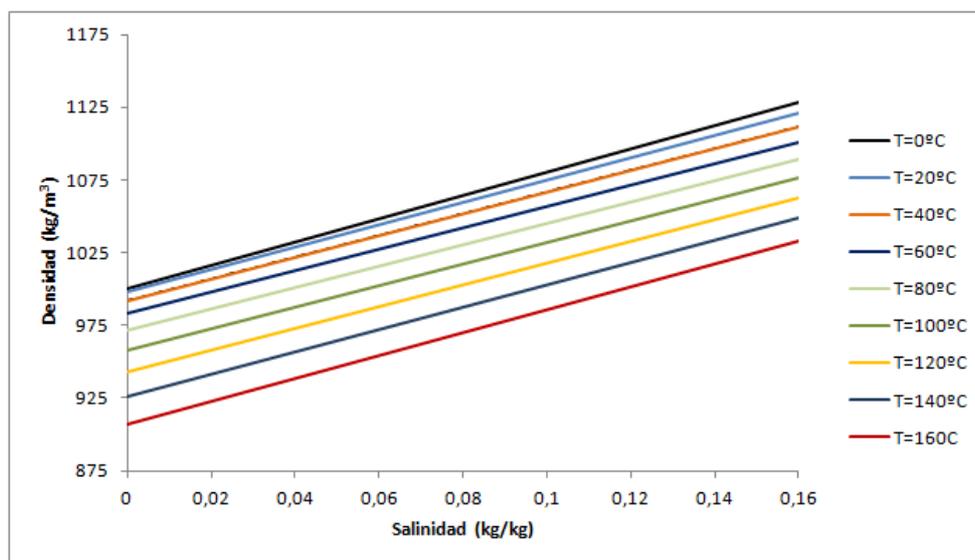


Figura 2-1. Representación de la densidad del agua de mar frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.

2.2.2 Capacidad térmica másica isóbara para el agua de mar

$$\begin{aligned}
 c_{sw} = & [1,0049 - 0,0162 \cdot S + 3,5261 \cdot 10^{-4} \cdot S^2 - (3,2506 - 1,4795 \cdot S + 0,0777 \cdot S^2) \\
 & \cdot 10^{-4} \cdot T + (3,8013 - 1,2084 \cdot S + 0,0612 \cdot S^2) \cdot 10^{-6} \cdot T^2] \cdot \frac{4,186}{1000} \quad (2-5)
 \end{aligned}$$

Unidades de c_{sw} : $J/kg \cdot K$

Rango de validez: $0 < T < 180^\circ C$; $0 < S < 12 \cdot Y_0$

2.2.3 Entalpía másica del agua de mar

$$h_{sw} = h_w - S \cdot (a_1 + a_2 \cdot S + a_3 \cdot S^2 + a_4 \cdot S^3 + a_5 \cdot T + a_6 \cdot T^2 + a_7 \cdot T^3 + a_8 \cdot S \cdot T + a_9 \cdot S^2 \cdot T + a_{10} \cdot S \cdot T^2) \quad (2-6)$$

Donde:

$$a_1 = -2,348 \cdot 10^4$$

$$a_2 = 3,152 \cdot 10^5$$

$$a_3 = 2,803 \cdot 10^6$$

$$a_4 = -1,446 \cdot 10^7$$

$$a_5 = 7,826 \cdot 10^3$$

$$a_6 = -4.417 \cdot 10^1$$

$$a_7 = 2,139 \cdot 10^{-1}$$

$$a_8 = -1,991 \cdot 10^4$$

$$a_9 = 2,778 \cdot 10^4$$

$$a_{10} = 9,728 \cdot 10^1$$

Unidades de h_{sw} : J/kg

Rango de validez: $10 \leq T \leq 120^\circ\text{C}$; $0 \leq S \leq 0,12 \text{ kg/kg}$

En la Figura 2-2 se ha representado la entalpía másica del agua de mar frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.

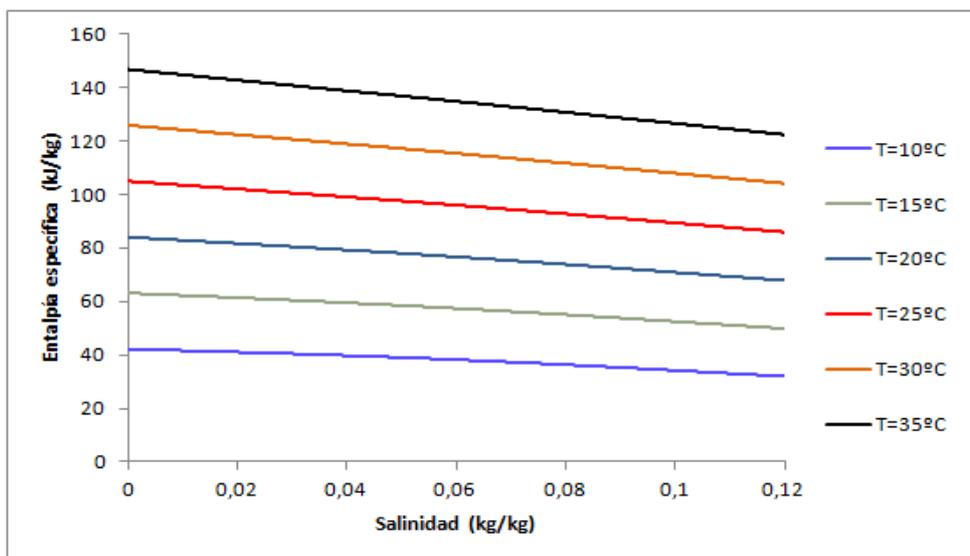


Figura 2-2. Representación de la entalpía másica del agua de mar frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.

2.2.4 Entropía másica del agua de mar

$$s_{sw} = s_w - S \cdot (a_1 + a_2 \cdot S + a_3 \cdot S^2 + a_4 \cdot S^3 + a_5 \cdot T + a_6 \cdot T^2 + a_7 \cdot T^3 + a_8 \cdot S \cdot T + a_9 \cdot S^2 \cdot T + a_{10} \cdot S \cdot T^2) \quad (2-7)$$

Donde:

$$a_1 = -4,231 \cdot 10^2$$

$$a_2 = 1,463 \cdot 10^4$$

$$a_3 = -9,880 \cdot 10^4$$

$$a_4 = 3,095 \cdot 10^5$$

$$a_5 = 2,562 \cdot 10^1$$

$$a_6 = -1,443 \cdot 10^{-1}$$

$$a_7 = 5,879 \cdot 10^{-4}$$

$$a_8 = -6,111 \cdot 10^1$$

$$a_9 = 8,041 \cdot 10^1$$

$$a_{10} = 3,035 \cdot 10^{-1}$$

Unidades de s_{sw} : $J/kg \cdot K$

Rango de validez: $10 \leq T \leq 120^\circ\text{C}$; $0 \leq S \leq 50,12 \text{ g/kg}$

En la Figura 2-3 se ha representado la entropía másica del agua de mar frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.

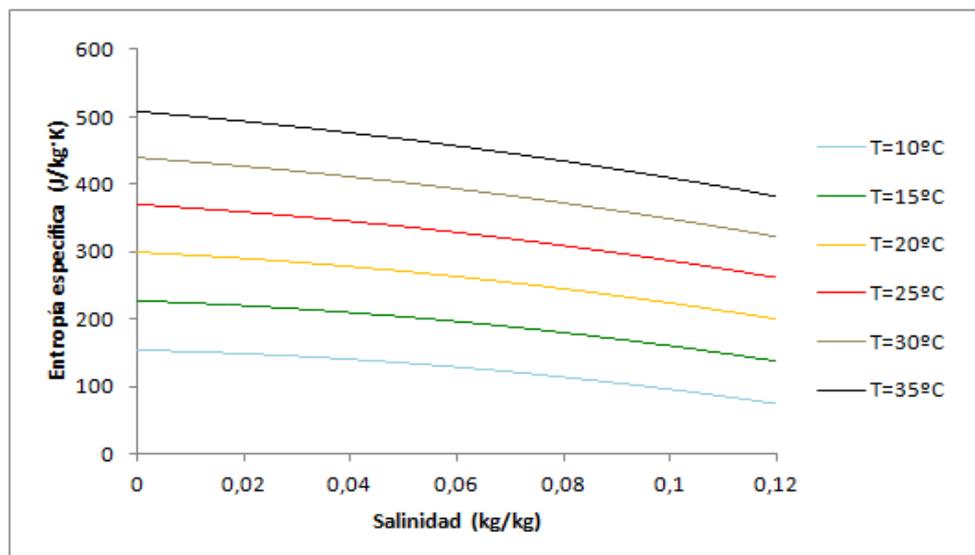


Figura 2-3. Representación de la entropía másica del agua de mar frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.

2.2.5 Coeficiente osmótico del agua de mar

$$\Phi = a_1 + a_2 \cdot T + a_3 \cdot T^2 + a_4 \cdot T^4 + a_5 \cdot S + a_6 \cdot S \cdot T + a_7 \cdot S \cdot T^3 + a_8 \cdot S^2 + a_9 \cdot S^2 \cdot T + a_{10} \cdot S^2 \cdot T^2 \quad (2-8)$$

Donde:

$$\begin{aligned} a_1 &= 8,9453 \cdot 10^{-1} \\ a_2 &= 4,1561 \cdot 10^{-4} \\ a_3 &= -4,6262 \cdot 10^{-6} \\ a_4 &= 2,2211 \cdot 10^{-11} \\ a_5 &= -1,1445 \cdot 10^{-1} \\ a_6 &= -1,4783 \cdot 10^{-3} \\ a_7 &= -1,3526 \cdot 10^{-8} \\ a_8 &= 7,0132 \\ a_9 &= 5,696 \cdot 10^{-2} \\ a_{10} &= -2,8624 \cdot 10^{-4} \end{aligned}$$

Unidades de Φ : *adimensional*

Rango de validez: $0 \leq T \leq 200^\circ\text{C}$; $10 \leq S \leq 120 \text{ g/kg}$

En la Figura 2-4 se ha representado el coeficiente osmótico del disolvente frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.

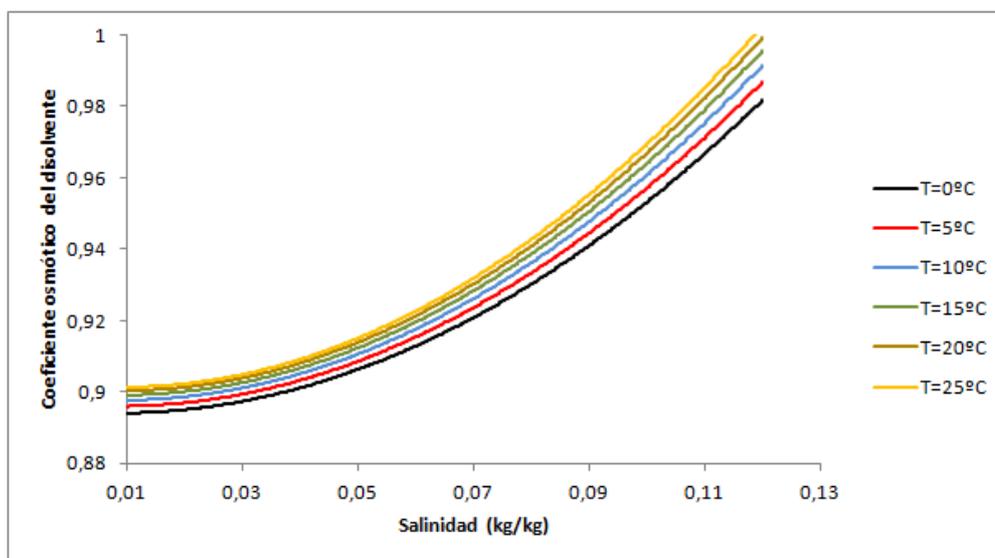


Figura 2-4. Representación del coeficiente osmótico del disolvente frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.

2.2.6 Presión osmótica

$$\pi(T, S) \cong \varphi(T, S) \cdot \rho_A^* \cdot \frac{R \cdot T}{M_B} \cdot \frac{2 \cdot S}{(1 - S)} \quad (2-9)$$

En la Figura 2-5 se ha representado la presión osmótica del agua de mar frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.

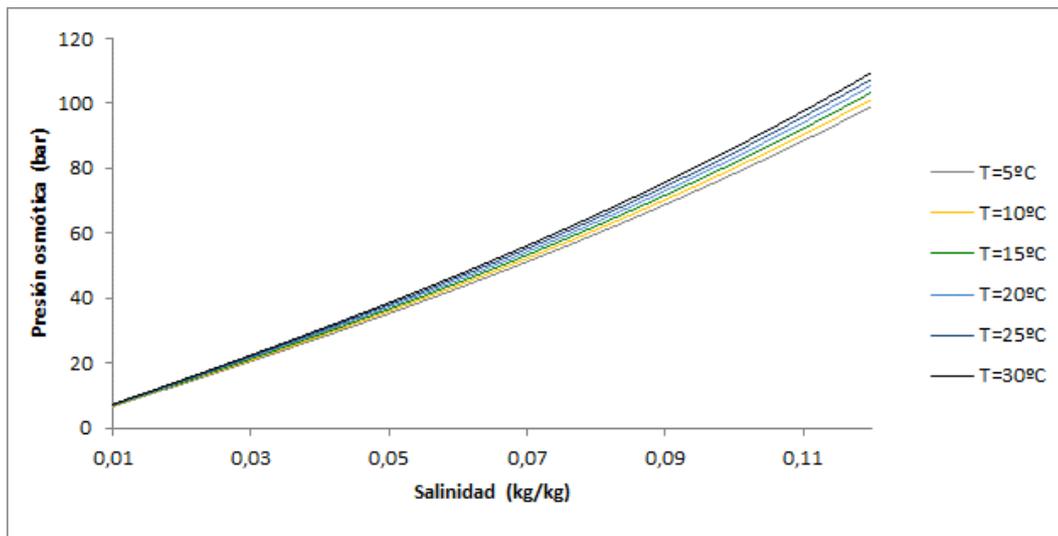


Figura 2-5. Representación de la presión osmótica del agua de mar frente a la salinidad para distintos valores de la temperatura.

3 SELECCIÓN DE LA SOLUCIÓN EXTRACTORA

Uno de los principales obstáculos para el desarrollo de los sistemas de desalación basados en ósmosis directa es la disponibilidad de soluciones extractoras (*draw solutions*) eficientes que puedan ser reconstituidas a partir de procesos de separación que conlleven un bajo consumo energético.

En este capítulo se justifica la selección de soluciones extractoras basadas en disoluciones acuosas de polietilenimina (PEI) ramificada [6]. A continuación se resume brevemente la literatura al respecto

3.1 Potencial de las soluciones acuosas de polietilenimina ramificada

La polietilenimina (PEI) ramificada es un polímero obtenido a partir de monómeros de etilenimina que se encuentra en estado líquido a temperatura ambiente y que presenta una estructura 2-D como la mostrada en la Figura 3-1.

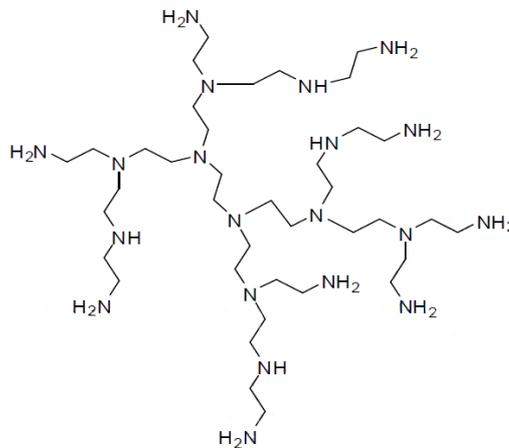


Figura 3-1. Estructura 2-D de la macromolécula de polietilenimina ramificada ($M_n=10000$ Da y $M_w=25000$ Da) [6].

Uno de los pocos estudios, y quizás el más extenso, acerca del potencial de las disoluciones acuosas de polietilenimina ramificada fue llevado a cabo en Manki Cho *et al.* [6]. En dicho estudio, se investigó la posible utilización de una macromolécula de polietilenimina (PEI) ramificada de elevado peso molecular ($M_{PEI} = 25000$ Da) como soluto para formular nuevas soluciones extractoras que pudiesen ser empleadas en aplicaciones de ósmosis directa en las que se hiciera uso de membranas de ósmosis forzada con capa selectiva de nanofiltración.

Para la validación de las hipótesis iniciales, se llevaron a cabo medidas de presión osmótica y de flujo de agua a través de la membrana semipermeable. Con la misma finalidad, se procedió a la preparación y caracterización de la membrana semipermeable.

3.1.1 Medidas de la presión osmótica

Para la obtención de medidas de presión osmótica se utilizó un DMO (*direct membrane osmometer*) de fabricación propia. Para verificar el correcto funcionamiento del DMO se efectuaron mediciones de presión osmótica para una disolución acuosa de polietilenglicol (PEG) y se compararon los resultados con los ya existentes en la literatura [6].

A continuación se efectuaron las medidas de presión osmótica para varias soluciones acuosas con distintas concentraciones de polietilenimina (PEI) ramificada. La Figura 3-2 muestra los resultados de las mediciones en función de la concentración de soluto y del pH de la solución a 30°C. De los resultados se deduce que la presión osmótica es mayor cuanto mayor es la concentración de soluto y más ácido el pH de la solución.

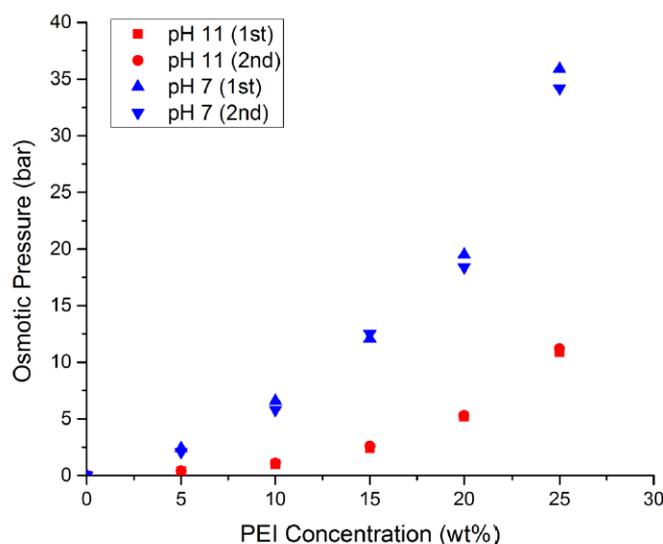


Figura 3-2. Presión osmótica de disoluciones acuosas de polietilenimina (PEI) ramificada en función de la concentración y el pH de la disolución a 30°C [6].

En la Tabla 3-1 se muestran el pH, la conductividad, la viscosidad y la presión osmótica de las soluciones que fueron evaluadas en el estudio.

Concentration	10 wt%	10 wt%	20 wt%
pH	11.2	7.3	7.1
Conductivity (mS)	0.7	41.1	71.7
Viscosity (mPa s)	1.93	4.61	25.98
Osmotic pressure (bar)	1.0	6.5	19.0

Tabla 3-1. Presión osmótica, conductividad, viscosidad y pH de las soluciones extractoras evaluadas en el estudio [6].

3.1.2 Medidas de flujo de agua

Con vistas a evaluar el funcionamiento de la polietilenimina ramificada (PEI) como agente osmótico, se llevaron a cabo una serie de medidas de flujo de agua a través de la membrana semipermeable. Para llevar a cabo dichas mediciones se utilizaron dos tipos de membrana (CTA y TFC) dispuestas en dos configuraciones distintas (FO y PRO) [6].

En primer lugar, se midieron los flujos de agua generados por las soluciones extractoras (soluciones acuosas de PEI) como función del pH de la solución y de la concentración de soluto, utilizando agua desionizada (DIW) en la alimentación.

Para una solución extractora con una concentración de polietilenimina ramificada del 10% en peso, se observó que el flujo de agua a través de la membrana era mayor cuanto más ácido era el pH de la solución extractora. Asimismo, se registró (para cada nivel de pH) un mayor flujo de agua cuando la membrana estaba dispuesta en modo PRO. Lo antedicho se ilustra en la Figura 3-3.

Como se indica en la Figura 3-4, fijando el pH de la solución extractora, se advirtió que el flujo de agua aumentaba cuando lo hacía la concentración del soluto polietilenimina (PEI) ramificada.

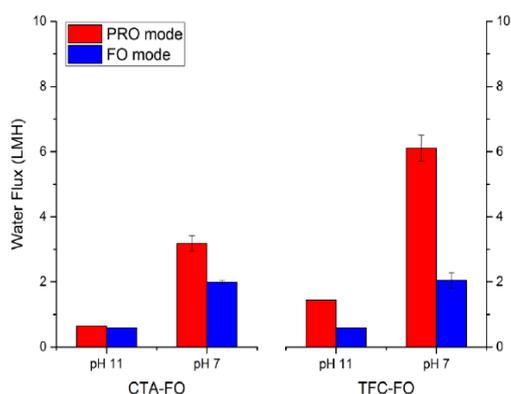


Figura 3-3. Medida del flujo de agua para una solución extractora del 10% en peso de polietilenimina ramificada [6].

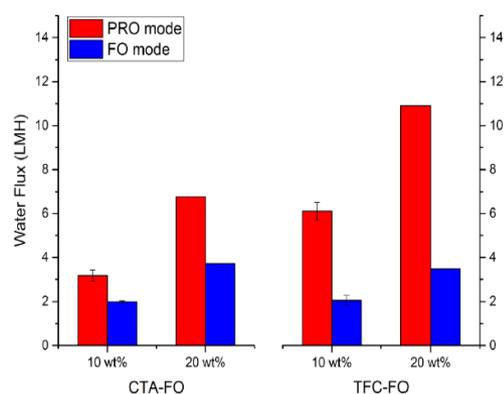


Figura 3-4. Medida del flujo de agua para una solución extractora con $pH=7$ [6].

Los resultados obtenidos son consistentes con los valores medidos de la presión osmótica que aparecen en la Tabla 3-1.

3.2 Conclusiones del estudio

Las medidas de presión osmótica para las disoluciones acuosas de polietilenimina ramificada, así como las medidas de flujo de agua muestran resultados prometedores de cara a aplicar dichas disoluciones como soluciones extractoras que constituyan el motor del proceso en plantas desaladoras basadas en ósmosis directa.

De todas las disoluciones estudiadas, es la que trabaja a pH 7 la que presenta características más favorables. Los elevados valores de presión osmótica obtenidos permiten el mantenimiento de la espontaneidad del proceso de ósmosis directa, incluso para valores altos de la salinidad del agua marina. Asimismo, concentraciones en torno al 20% en peso de polietilenimina en la disolución conducen a elevados flujos de agua pura a través de la membrana semipermeable.

Estas características hacen de las disoluciones acuosas de polietilenimina ramificada (a pH 7) perfectas candidatas para un posterior estudio de viabilidad económica, que comprenderá, entre otras consideraciones, el análisis de los consumos de separación del soluto (PEI) de la solución extractora.

En los capítulos que siguen se llevará a cabo un análisis exhaustivo de los consumos de separación y se propondrán condiciones de funcionamiento que resulten óptimas desde el punto de vista del diseño y de la inversión de capital.

4 TRABAJO MÍNIMO DE SEPARACIÓN

La perspectiva de un menor consumo energético, así como de una mayor eficiencia del proceso y una mayor capacidad de recuperación del agua de alimentación, hacen de la desalación por ósmosis directa una tecnología prometedora. Este hecho justifica la creciente disposición de las industrias para desarrollar nuevos agentes osmóticos que hagan viable el proceso. En el anterior capítulo, se subrayó, con respecto a este punto, el interés por la polietilenimina ramificada (PEI) como potencial soluto para soluciones extractoras.

Este estudio se centra en la comprobación de la viabilidad termodinámica del proceso de ósmosis directa que utiliza una disolución acuosa de polietilenimina ramificada (PEI) como solución extractora.

Dado el objetivo de este trabajo de hacer un análisis de viabilidad de estas soluciones, resulta de capital importancia calcular el trabajo mínimo ($\Delta_{sep}G$) necesario para separar el agua pura (agua producto) de la solución extractora.

4.1 Rango de validez de las concentraciones de la solución extractora

A partir del estudio de la polietilenimina ramificada (PEI) llevado a cabo en Manki Cho et al. [6], se obtuvieron una serie de datos experimentales para la presión osmótica de la solución extractora en función de la concentración de PEI, tal y como se muestra en la Figura 4-1.

De las cuatro simulaciones experimentales llevadas a cabo, todas ellas a 30°C y un tanto por ciento en peso de PEI máximo del 25%, se ha escogido para el estudio de viabilidad la llevada a cabo a pH 7, por ser las presiones osmóticas obtenidas más convenientes para mantener la espontaneidad del proceso de ósmosis directa.

La aproximación mediante un polinomio de grado 3 de la serie de datos mencionada se muestra en la Figura 4-2.

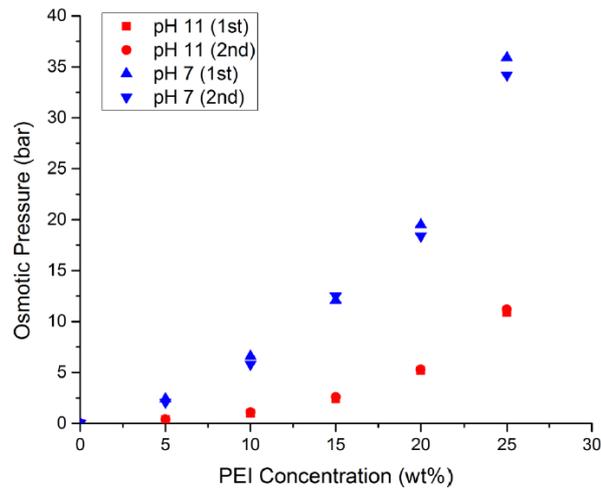


Figura 4-1. Presión osmótica de disoluciones acuosas de polietilenimina (PEI) ramificada en función de la concentración y el pH de la disolución a 30°C [6].

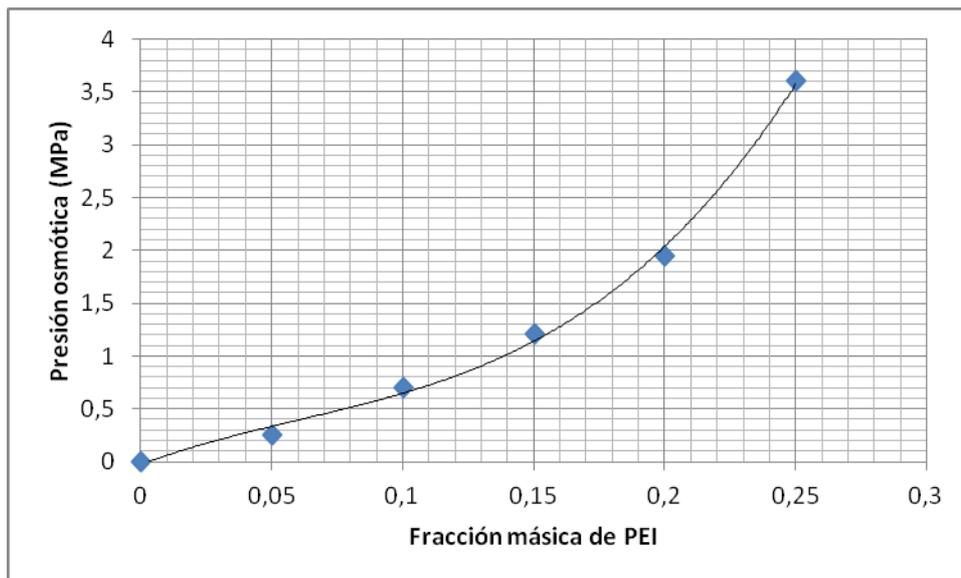


Figura 4-2. Aproximación por un polinomio de grado 3 de la serie de datos empíricos para la presión osmótica de una disolución acuosa de polietilenimina (PEI) ramificada para pH 7 y 30°C.

Del ajuste polinómico de la serie de datos se obtiene la siguiente expresión para la presión osmótica de la solución extractora en función de la fracción másica de PEI:

$$\pi(w) = 303703703,704 \cdot w^3 - 55317460,317 \cdot w^2 + 9244708,995 \cdot w - 28174,603 \quad (4-1)$$

En el proceso de separación del agua pura, que se llevará a cabo mediante aporte de trabajo, la solución extractora pasa de un estado diluido, con una fracción en peso w^{DSd} , a otro concentrado, con una fracción en peso w^{DSc} .

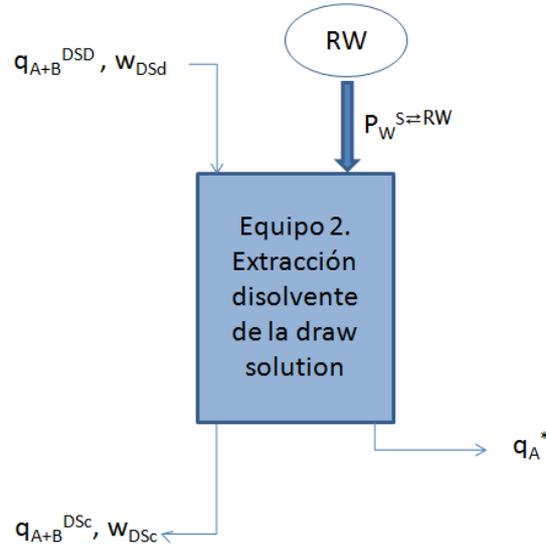


Figura 4-3. Esquema de funcionamiento del equipo encargado de llevar a cabo la extracción del disolvente a partir de la solución extractora.

Este proceso de separación, cuyo esquema se muestra en la Figura 4-3, estará gobernado por la razón de conversión local del proceso de separación (distinta de la razón de conversión global), en adelante razón de conversión local, que indica la fracción de agua pura que se extrae a partir de la solución extractora diluida:

$$r_{FO} = \frac{m_A^*}{m_A^{DSd}}$$

Se establece entonces una relación entre las fracciones másicas de la solución extractora en estado diluido y concentrado (w^{DSd} y w^{DSc} respectivamente) y la razón de conversión local (r_{FO}) que se deduce en las líneas siguientes:

$$b_B^{DSc} = \frac{b_B^{DSd}}{1 - r_{FO}} \rightarrow \frac{w^{DSc}}{(1 - w^{DSc}) \cdot M_B} = \frac{w^{DSd}}{(1 - r_{FO}) \cdot (1 - w^{DSd}) \cdot M_B}$$

$$1 - r_{FO} = \frac{w^{DSd}}{w^{DSc}} \cdot \frac{(1 - w^{DSc})}{(1 - w^{DSd})}$$

$$r_{FO} = 1 - \frac{w^{DSd}}{w^{DSc}} \cdot \frac{(1 - w^{DSc})}{(1 - w^{DSd})} \quad (4-2)$$

En adelante, habrá que tener presente que, debido a la limitación que el rango de la serie de datos experimentales impone (sólo contempla casos de hasta el 25% en peso de PEI), no podrá asegurarse la precisión en análisis correspondientes a fracciones másicas de PEI en la solución extractora, diluida o concentrada, por encima de 0,25. Por conveniencia de la aplicación analizada se han extrapolado valores de la presión osmótica para concentraciones

de la solución extractora de hasta 0,30¹. De este modo se ha acotado el rango de validez, reduciéndose a los casos en los que se cumpla este requisito. El cálculo del rango de validez de las fracciones másicas se detalla en la Tabla A-1 del Anexo A. Para su obtención se ha hecho uso de la ecuación (4-2), despejando la fracción másica de la disolución concentrada.

Asimismo, tal y como puede verse en la Tabla A-1, se ha calculado la razón de conversión local (r_{FO}) para todas las posibles combinaciones de fracciones másicas de la solución extractora diluida y concentrada a partir de la ecuación (4-2). De la observación de la Tabla A-1 puede concluirse que el máximo valor de la razón de conversión local, tal que cumple con la limitación impuesta en el párrafo anterior, es:

$$r_{FO} = 0,9697$$

4.2 Cálculo del trabajo mínimo de separación

Una vez acotados los rangos de validez impuestos por los datos experimentales, se procede al cálculo del trabajo mínimo de separación². Puesto que la polietilenimina ramificada (PEI) es un soluto no electrolítico, se hará uso de la siguiente expresión para el cálculo del trabajo mínimo de separación ($\Delta_{sep}G$):

$$\Delta_{sep}G(T, p, b_B^{DSd}, r_{FO}) = V^{A*} \cdot \frac{b_B^{DSd}}{r_{FO}} \cdot \int_{b_B^{DSd}}^{b_B^{DSc}} \frac{\pi(T, p, b_B)}{b_B^2} \cdot db_B \quad (4-3)$$

Por conveniencia de la aplicación conviene disponer de la ecuación (4-3) en función de la fracción másica (w). En las líneas que siguen se desarrolla la antedicha transformación:

$$w = \frac{m_B}{m_A + m_B} = \frac{n_B \cdot M_B}{m_A + n_B \cdot M_B} = \frac{b_B \cdot M_B}{1 + b_B \cdot M_B}$$

$$b_B = \frac{w}{(1 - w) \cdot M_B} \quad (4-4)$$

$$db_B = \left[\frac{1 \cdot (1 - w) \cdot M_B + w \cdot M_B}{(1 - w)^2 \cdot M_B^2} \right] dw$$

$$db_B = \left[\frac{1}{(1 - w)^2 \cdot M_B} \right] dw$$

¹ Los resultados obtenidos a partir de valores de concentración de la solución extractora entre 0,25 y 0,3 deberán ser utilizados con precaución, puesto el rango de validez del ajuste polinómico abarca concentraciones de hasta 0,25.

² Puesto que el equipo 2 (proceso de separación) del proceso de ósmosis directa es el único que consume energía se ha llamado a trabajo mínimo de "separación" a la energía mínima de desalación para diferenciarlo del consumido por el proceso de desalación de ósmosis inversa, referenciado en este texto como trabajo mínimo de desalación.

$$\frac{db_B}{b_B^2} = \left[\frac{M_B}{w^2} \right] dw \quad (4-5)$$

Sustituyendo la ecuación (4-4) (particularizada para el caso de solución extractora diluida) y la ecuación (4-5) en la ecuación (4-3), se obtiene la ecuación (4-6), que expresa el trabajo mínimo de separación en función de la fracción másica.

$$\Delta_{sep}G(T, p, w^{DSd}, r_{FO}) = V^{A*} \cdot \frac{w^{DSd}}{(1 - w^{DSd}) \cdot r_{FO}} \cdot \int_{w^{DSd}}^{w^{DSc}} \frac{\pi(T, p, w)}{w^2} \cdot dw \quad (4-6)$$

Con el objeto de realizar un análisis paramétrico del trabajo mínimo de separación ($\Delta_{sep}G$) en función de la razón de conversión local (r_{FO}) y tomando la fracción másica de la disolución diluida (w^{DSd}) como parámetro, se va a expresar el límite superior de integración de (4-6) en función de w^{DSd} despejando w^{DSc} de la ecuación (4-2):

$$w^{DSc} = \frac{w^{DSd}}{1 - r_{FO} + w^{DSd} \cdot r_{FO}} \quad (4-7)$$

Sustituyendo el límite superior de integración por la expresión dada en la ecuación (4-7), queda:

$$\Delta_{sep}G(T, p, w^{DSd}, r_{FO}) = V^{A*} \cdot \frac{w^{DSd}}{(1 - w^{DSd}) \cdot r_{FO}} \cdot \int_{w^{DSd}}^{\frac{w^{DSd}}{1 - r_{FO} + w^{DSd} \cdot r_{FO}}} \frac{\pi(T, p, w)}{w^2} \cdot dw$$

Ya solo restaría pasar el volumen de agua pura (agua producto) al primer miembro de la ecuación, pudiendo expresarse de este modo el trabajo mínimo de separación por metro cúbico de agua separada, en unidades del Sistema Internacional, J/m^3 . La ecuación (4-8) refleja esta última transformación.

$$\frac{\Delta_{sep}G(T, p, w^{DSd}, r_{FO})}{V^{A*}} = \frac{w^{DSd}}{(1 - w^{DSd}) \cdot r_{FO}} \cdot \int_{w^{DSd}}^{\frac{w^{DSd}}{1 - r_{FO} + w^{DSd} \cdot r_{FO}}} \frac{\pi(T, p, w)}{w^2} \cdot dw \quad (4-8)$$

El análisis paramétrico realizado para calcular el trabajo mínimo de separación se representa en MJ/m^3 en la Figura 4-4, y en kWh/m^3 en la Figura 4-5.

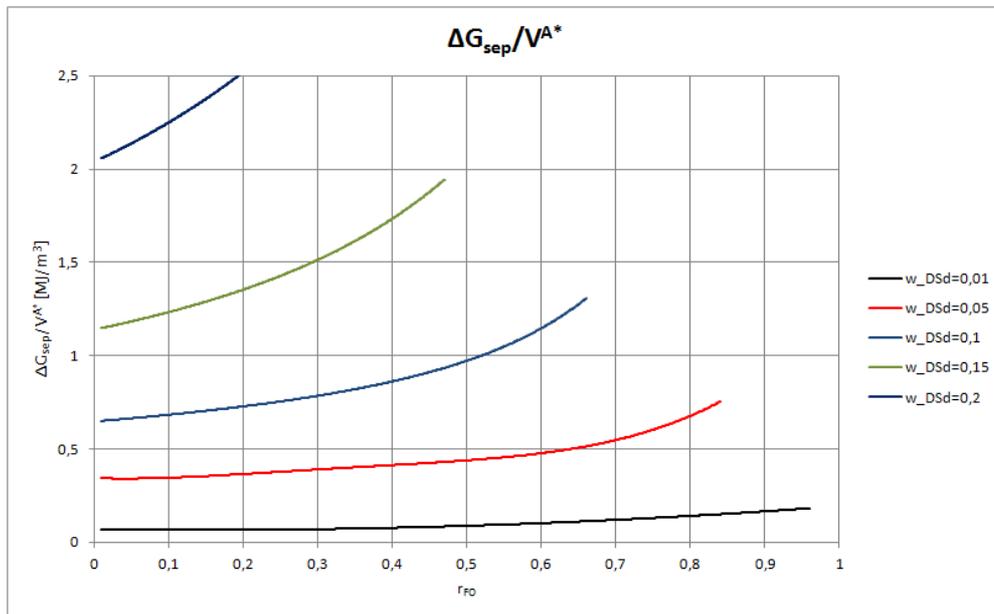


Figura 4-4. Trabajo mínimo de separación para la solución extractora en función de la razón de conversión local, tomando la fracción másica de la disolución diluida como parámetro. Energía expresada en MJ/m^3 .

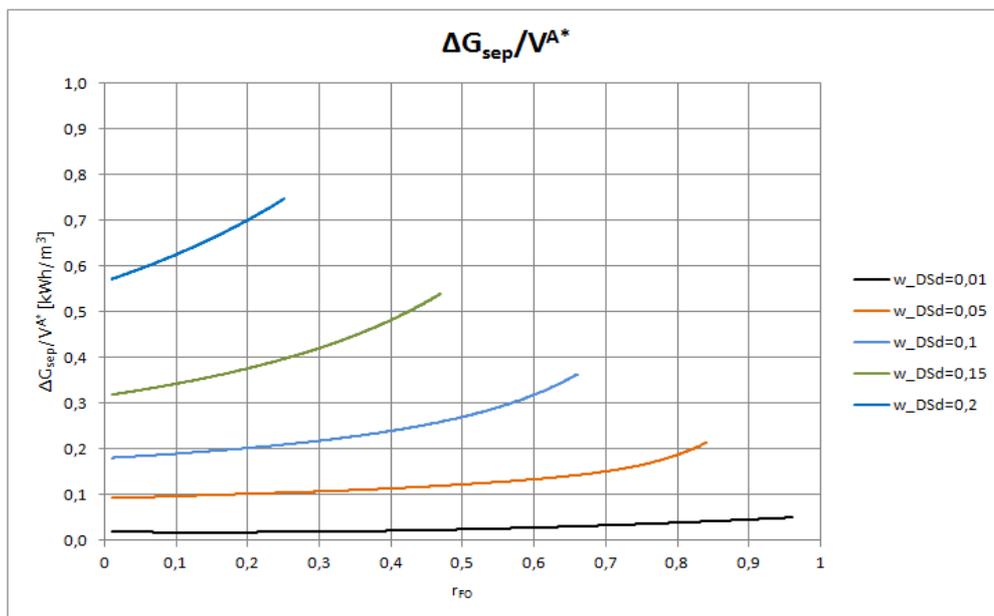


Figura 4-5. Trabajo mínimo de separación para la solución extractora en función de la razón de conversión local, tomando la fracción másica de la disolución diluida como parámetro. Energía expresada en kWh/m^3 .

5 EVALUACIÓN DE LA DESALACIÓN MEDIANTE ÓSMOSIS DIRECTA

En el anterior capítulo se analizó, mediante análisis paramétrico, el trabajo mínimo de separación del agua pura a partir de soluciones extractoras que utilizan polietilenimina ramificada (PEI) como agente osmótico. Dicho análisis se llevó a cabo para distintos valores de las concentraciones de la disolución en cuestión teniendo en cuenta todos los posibles valores de la razón de conversión local (r_{FO}).

Para mantener la espontaneidad del proceso de ósmosis directa, es de vital importancia que la presión osmótica de la corriente de la solución extractora sea mayor que la de la corriente agua de mar-salmuera a lo largo de toda la superficie de la membrana semipermeable. Las condiciones de operación que incumplen este requerimiento, cuya determinación tiene por objeto este capítulo, conducirán a situaciones de no espontaneidad del proceso de extracción parcial del disolvente a partir del agua de mar y por lo tanto se eliminan del estudio. Asimismo, para comprobar la viabilidad termodinámica del proceso, se desarrolla en este apartado una comparativa de los consumos del proceso de ósmosis directa con aquellos de la tecnología tradicional de ósmosis inversa.

5.1 Balance de materia

Con objeto de verificar la espontaneidad del proceso llevado a cabo en el equipo 1 (Figura 5-1), se realiza en este apartado el correspondiente balance de materia que permitirá determinar si la presión osmótica de la corriente de la solución extractora es mayor que la presión osmótica de la corriente de agua de mar-salmuera a lo largo de toda la superficie de la membrana semipermeable, habiendo supuesto una diferencia nula de presiones hidráulicas. Expresado matemáticamente:

$$p_1 - p_2 \cong 0$$

$$\pi_{Dsd} > \pi_{sw}$$

$$\pi_{DSc} > \pi_{brine}$$

Dado el interés de comprobar la viabilidad del proceso en diferentes zonas geográficas, se realiza el análisis para distintos valores de la salinidad del agua de mar (S_{sw}) [5] [7]. Los valores de salinidad objeto de estudio se muestran en la Tabla 5-1.

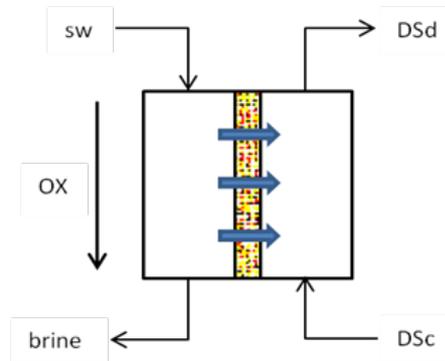


Figura 5-1. Esquema de funcionamiento del equipo de ósmosis directa (Equipo 1).

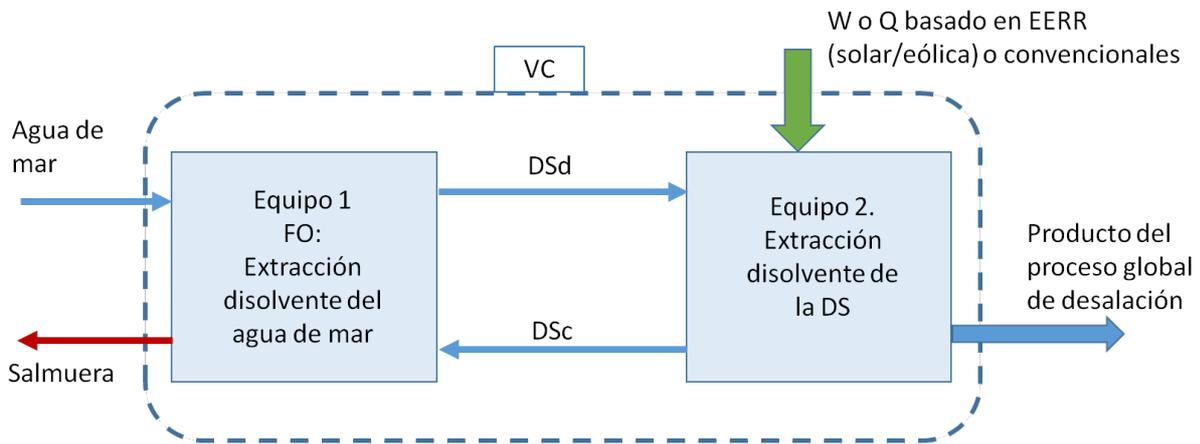


Figura 5-2. Esquema de funcionamiento global de una planta de ósmosis directa.

Ubicación geográfica	Salinidad del agua de mar (kg/kg)
Con pretratamientos específicos ³	0,025
Representativo del Océano Atlántico	0,035
Representativo del Mar Mediterráneo	0,040

Tabla 5-1. Valores de salinidad para el agua de mar [5] [7].

³ Utilizando pretratamientos en desarrollo, específicamente diseñados para reducir la concentración (proyecto MIDES).

Se establece, con vistas a conseguir una adecuada comparación con un proceso de desalación convencional mediante ósmosis inversa, una razón de conversión global (equipos 1 y 2) del 45%.

$$r = \frac{q_A^*}{q_A^{sw}} = 0,45 \quad (5-1)$$

Se tomarán como parámetros de diseño la diferencia de presiones osmóticas entre el agua de mar y la disolución diluida ($\Delta\pi_{dil} = \pi_{DSd} - \pi_{sw}$), y la razón de conversión del equipo 2 (r_{FO}). Planteando los balances de materia (A y B) global y en el equipo 1, y variando los parámetros de diseño, pueden conocerse los valores de presión osmótica a lo largo del eje OX (Figura 5-1). Estos valores de la presión osmótica permitirán determinar, atendiendo a los criterios expuestos al inicio de esta sección, si el proceso de ósmosis directa es o no espontáneo.

Para cerrar el balance de materia se ha supuesto un caudal de entrada de agua de mar (q_{A+B}^{sw}) igual a 1 kg/h^4 .

5.1.1 Balance global

Se desarrolla en este apartado el balance de materia de A (disolvente) y B (soluta) para el volumen de control descrito en la Figura 5-2.

5.1.1.1 Balance de A

El balance global para el disolvente (agua pura) se plantea en (5-2).

$$q_A^{brine} = q_A^{sw} - q_A^* \quad (5-2)$$

Sustituyendo (5-1) en (5-2) se obtiene (5-3).

$$q_A^{brine} = q_A^{sw} \cdot (1 - r) \quad (5-3)$$

Datos: r, q_{A+B}^{sw}, S_{sw}

Se obtiene: q_A^{brine}, q_A^*

5.1.1.2 Balance de B

El balance global para el soluto (sal) se plantea en (5-4).

$$q_B^{sw} = q_B^{brine} \quad (5-4)$$

⁴ Nótese que se han planteado los balances haciendo uso de los caudales máscicos. Esto se debe a que el problema tratado responde al esquema de sistema abierto estacionario.

⁵ Dada la restricción de temperatura impuesta por los datos empíricos, todas las presiones osmóticas han sido evaluadas a una temperatura de 30°C.

Datos: q_B^{sw}

Se obtiene: q_B^{brine} , S_{brine}

5.1.2 Balance en el equipo 1

Se desarrolla en este apartado el balance de materia de A (disolvente) para el equipo 1 (ósmosis directa). El esquema de funcionamiento del equipo es el mostrado en la Figura 5-1.

5.1.2.1 Balance de A

El balance de A en el equipo 1 es el que se plantea en (5-5).

$$q_A^{sw} + q_A^{DSc} = q_A^{brine} + q_A^{DSd} \quad (5-5)$$

$$q_A^{sw} + q_{A+B}^{DSc} \cdot (1 - w^{DSc}) = q_A^{brine} + q_A^{DSd} \quad (5-6)$$

$$r_{FO} = \frac{q_A^*}{q_A^{DSd}} \quad (5-7)$$

De despejar el caudal de agua de la solución extractora diluida en (5-7) sale (5-8).

$$q_A^{DSd} = \frac{q_A^*}{r_{FO}} \quad (5-8)$$

$$q_A^{sw} + (q_{A+B}^{DSc} - q_A^*) \cdot (1 - w^{DSc}) = q_A^{brine} + q_A^{DSd} \quad (5-9)$$

$$q_A^{sw} + \left(\frac{q_A^{DSd}}{1 - w^{DSc}} - q_A^* \right) \cdot (1 - w^{DSc}) = q_A^{brine} + q_A^{DSd} \quad (5-10)$$

Introduciendo (5-8) en (5-10) se obtiene (5-11).

$$q_A^{sw} + \left(\frac{\frac{q_A^*}{r_{FO}}}{1 - w^{DSc}} - q_A^* \right) \cdot (1 - w^{DSc}) = q_A^{brine} + \frac{q_A^*}{r_{FO}} \quad (5-11)$$

$$1 - w^{DSc} = \frac{q_A^{brine} + \frac{q_A^*}{r_{FO}} - q_A^{sw}}{\frac{q_A^*}{\frac{r_{FO}}{1 - w^{Dsd}} - q_A^*}} \quad (5-12)$$

$$w^{DSc} = 1 - \frac{q_A^{brine} + \frac{q_A^*}{r_{FO}} - q_A^{sw}}{\frac{q_A^*}{\frac{r_{FO}}{1 - w^{Dsd}} - q_A^*}} \quad (5-13)$$

De la ecuación (5-13) se obtendrán, mediante análisis paramétrico para distintos valores de r_{FO} y $\Delta\pi_{dil}$ ⁶, distintos valores de la fracción másica de la solución extractora concentrada. Dichas concentraciones se traducen a su vez en valores de la presión osmótica (π_{DSc}), que deberán ser mayores que la correspondiente presión osmótica de la salmuera (π_{brine}) para que se cumpla el criterio de espontaneidad a lo largo de toda la superficie de la membrana semipermeable.

5.2 Análisis de la espontaneidad del proceso de ósmosis inversa

Una vez desarrollado el balance de materia, se procede a analizar la espontaneidad del proceso para los distintos valores de salinidad del agua de mar objeto del estudio. Este análisis se lleva a cabo, tal y como se puntualizó en la sección anterior, tomando la razón de conversión local (r_{FO}) y la diferencia de presiones osmóticas entre la solución extractora diluida y el agua de mar ($\Delta\pi_{dil}$) como parámetros de diseño.

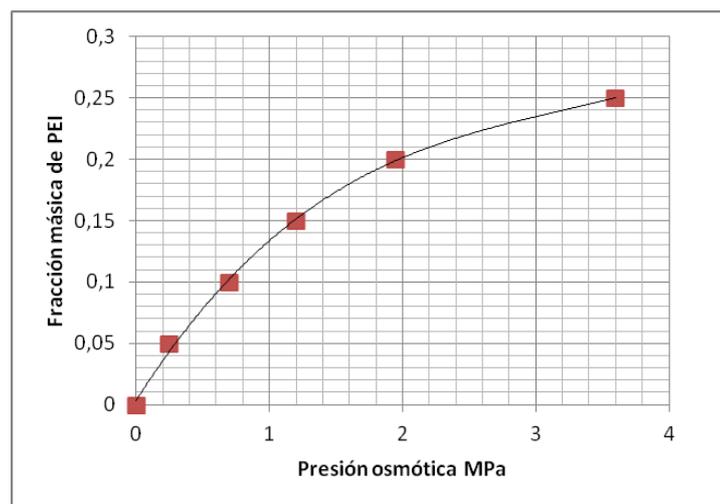


Figura 5-3. Aproximación por un polinomio de grado 3 de la serie de datos empíricos para la fracción másica de una disolución acuosa de polietilenimina (PEI) ramificada, para pH 7 y 30°C, en función de la presión osmótica.

⁶ Al establecer un $\Delta\pi_{dil}$ para una salinidad del agua de mar dada, queda definida la presión osmótica de la solución extractora diluida (π_{Dsd}) y su fracción másica (w^{Dsd}) a través de la ecuación (5-14). Se han tomado incrementos de $\Delta\pi_{dil}$ de 2,5 bar.

La necesidad de calcular la fracción másica de la solución extractora diluida (w^{DSd}) a partir de la presión osmótica de la misma (π_{DSd}) hace indispensable la obtención de curva que se muestra en la Figura 5-3. Dicha curva resulta de aproximar por un polinomio de grado 3 la serie de datos experimentales de la Figura 3-2.

La expresión que se extrae de la aproximación mencionada es la mostrada en (5-14).

$$w(\pi) = 4,7249 \cdot 10^{-21} \cdot \pi^3 - 4,5431 \cdot 10^{-14} \cdot \pi^2 + 1,7079 \cdot 10^{-7} \cdot \pi + 0,0036 \quad (5-14)$$

El procedimiento de cálculo para determinar la espontaneidad del proceso en unas condiciones dadas de salinidad del agua de mar es el siguiente:

- 1) Calcular la presión osmótica del agua de mar a partir de la salinidad utilizando para ello las ecuaciones (2-8) y (2-9).
- 2) Obtener por balance de materia la salinidad de la salmuera (S_{brine}) y, haciendo uso de las ecuaciones (2-8) y (2-9), calcular su presión osmótica.
- 3) Establecer una diferencia de presiones osmóticas entre la solución extractora diluida y el agua de mar ($\Delta\pi_{dil}$), obteniendo así la presión osmótica de la primera disolución (π_{DSd}).
- 4) Obtener, a partir de la ecuación (5-14) y π_{DSd} , la fracción másica de la solución extractora diluida (w^{DSd}).
- 5) Fijando una razón de conversión local (r_{FO}), puede obtenerse por balance de materia la concentración de la solución extractora concentrada (w^{DSc}).
- 6) Haciendo uso nuevamente de (5-14) puede obtenerse la presión osmótica de la solución extractora concentrada a partir de su fracción másica.

La representación gráfica de las presiones osmóticas de las corrientes del equipo 1 frente a la longitud de la membrana⁷ se representa de forma genérica en la Figura 5-4.

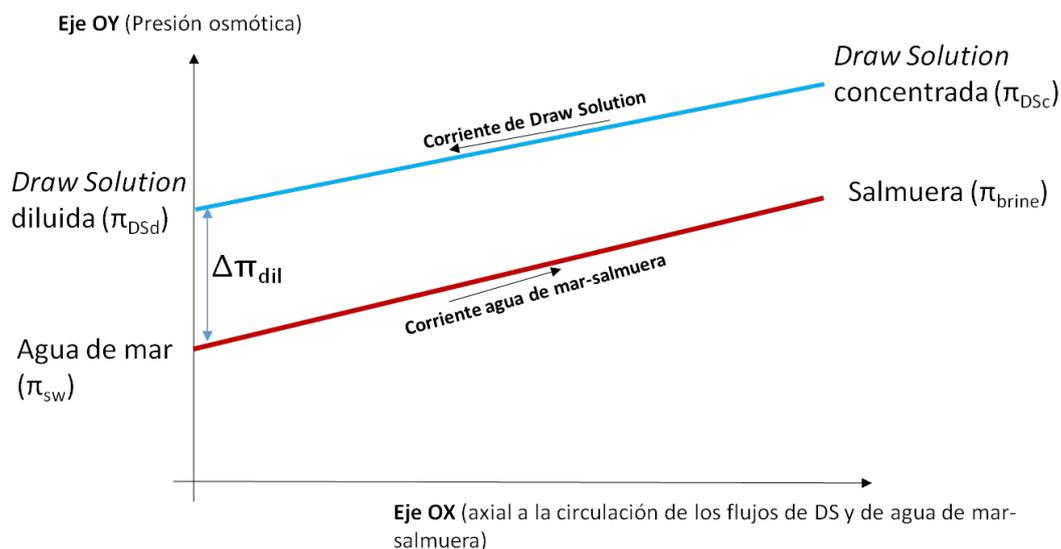


Figura 5-4. Comportamiento de la presión osmótica de las corrientes que atraviesan el equipo 1.

⁷ Se ha supuesto para los cálculos 1 metro de longitud de la membrana semipermeable.

En las subsecciones siguientes se presentan los resultados obtenidos al aplicar el anterior procedimiento de cálculo para cada valor de la salinidad del agua de mar (S_{SW}). Este análisis se lleva a cabo para una serie de valores de $\Delta\pi_{dil}$ (incrementos de 2,5 bar) y de r_{FO} .

5.2.1 Espontaneidad para salinidades del agua de mar de 0,025 kg/kg

Al analizar la espontaneidad del proceso de ósmosis directa para una salinidad del agua de mar de 0,025 kg/kg, se han obtenido los resultados que se muestran en las figuras 5-5 a 5-13.

De la observación de los resultados obtenidos puede concluirse que el proceso de ósmosis directa no es espontáneo para las siguientes condiciones de funcionamiento:

- $\Delta\pi_{dil} = 2,5 \text{ bar}$. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,2.
- $\Delta\pi_{dil} = 5 \text{ bar}$. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,15.
- $\Delta\pi_{dil} = 7,5 \text{ bar}$. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,1.
- $\Delta\pi_{dil} = 10 \text{ bar}$. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,05.

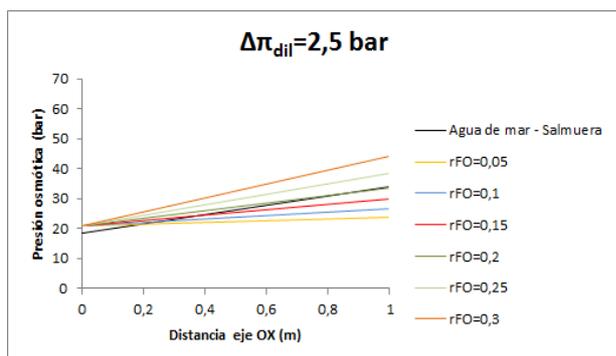


Figura 5-5. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=2,5 \text{ bar}$.

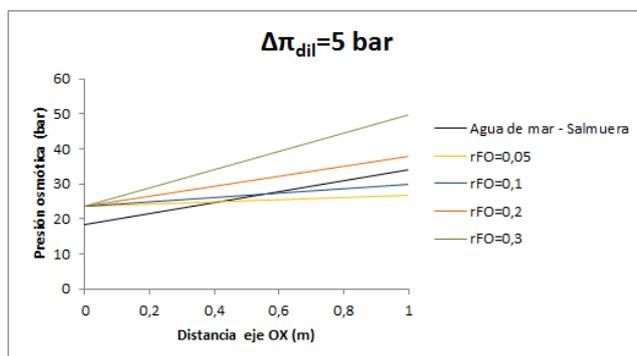


Figura 5-6. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=5 \text{ bar}$.

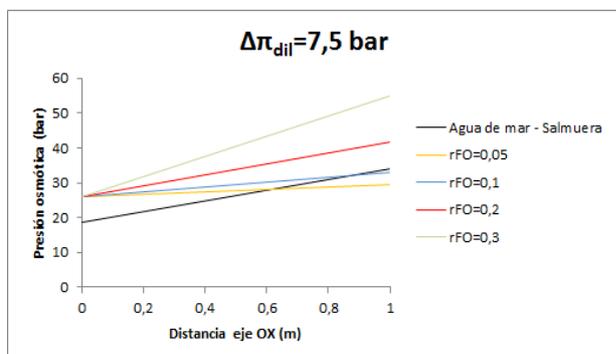


Figura 5-7. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=7,5 \text{ bar}$.

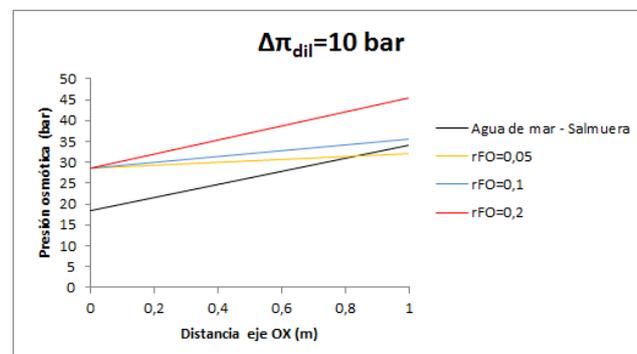


Figura 5-8. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=10 \text{ bar}$.

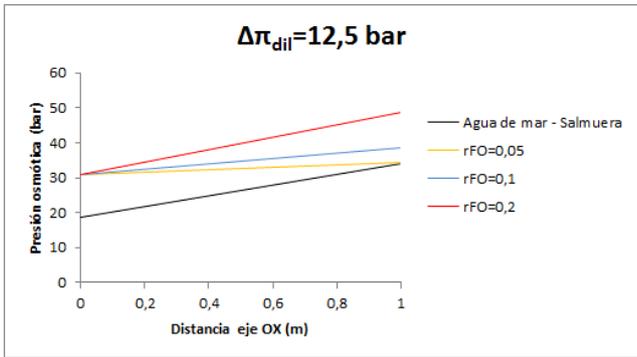


Figura 5-9. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=12,5$ bar.

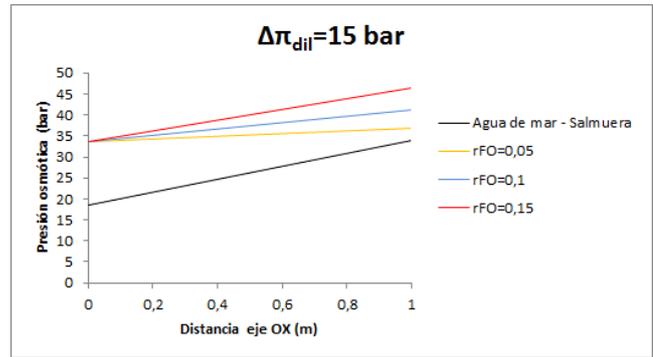


Figura 5-10. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=15$ bar.

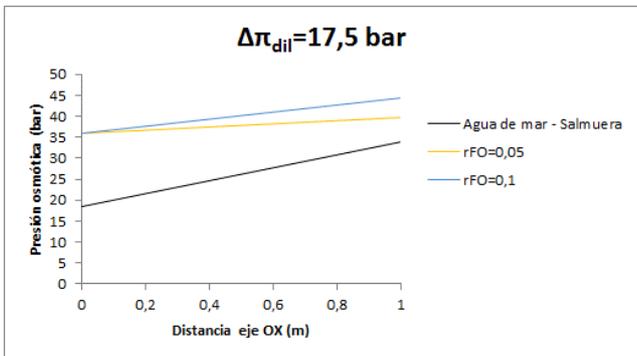


Figura 5-11. Espontaneidad del proceso para una alinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil} = 17,5$ bar.

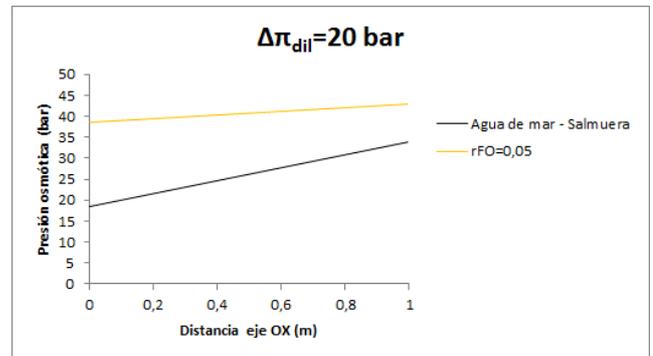


Figura 5-12. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=20$ bar.

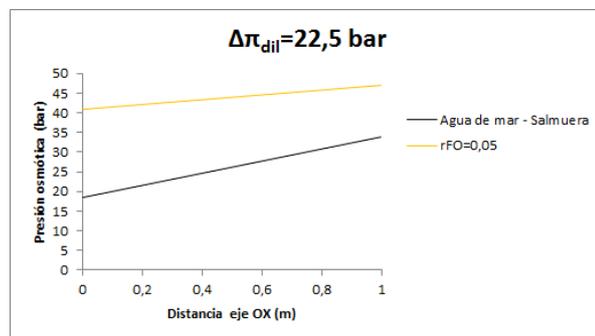


Figura 5-13. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,025 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=22,5$ bar.

5.2.2 Espontaneidad para salinidades del agua de mar de 0,035 kg/kg

Al analizar la espontaneidad del proceso de ósmosis directa para una salinidad del agua de mar de 0,035 kg/kg, se han obtenido los resultados que se muestran en las figuras 5-14 a 5-20.

De la observación de los resultados obtenidos puede concluirse que el proceso de ósmosis directa no es espontáneo para las siguientes condiciones de funcionamiento:

- $\Delta\pi_{dil} = 2,5 \text{ bar}$. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,2.
- $\Delta\pi_{dil} = 5 \text{ bar}$. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,15.
- $\Delta\pi_{dil} = 7,5 \text{ bar}$. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,15.
- $\Delta\pi_{dil} = 10 \text{ bar}$. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,1.
- $\Delta\pi_{dil} = 12,5 \text{ bar}$. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,1.
- $\Delta\pi_{dil} = 15 \text{ bar}$. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,05.

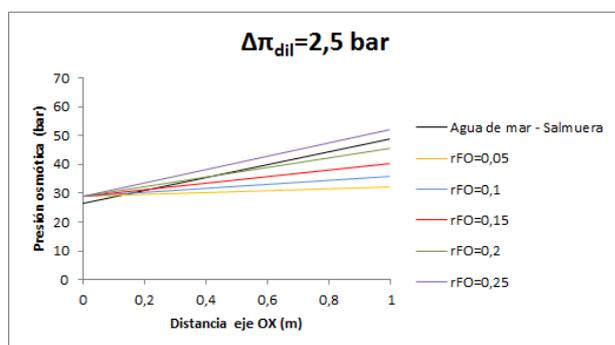


Figura 5-14. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=2,5 \text{ bar}$.

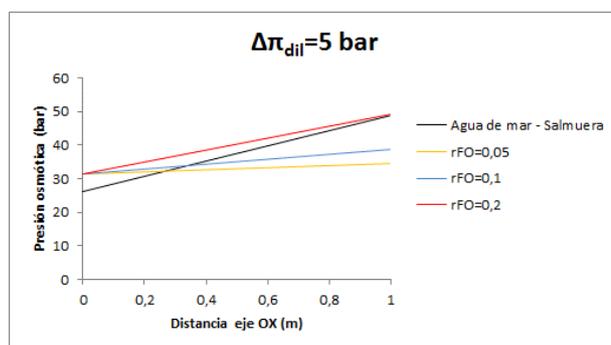


Figura 5-15. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=5 \text{ bar}$.

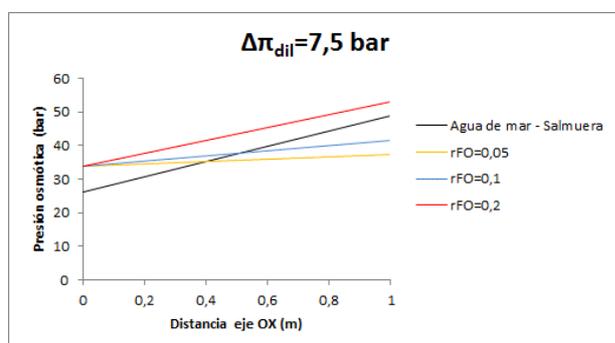


Figura 5-16. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=7,5 \text{ bar}$.

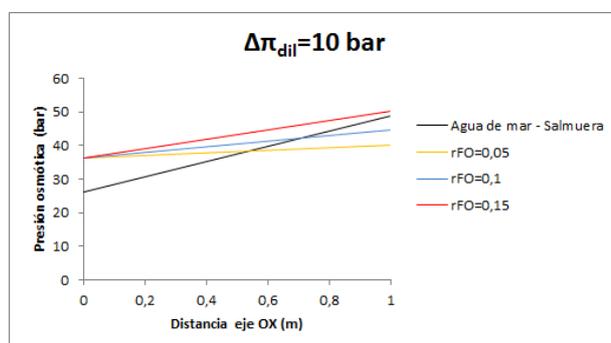


Figura 5-17. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=10 \text{ bar}$.

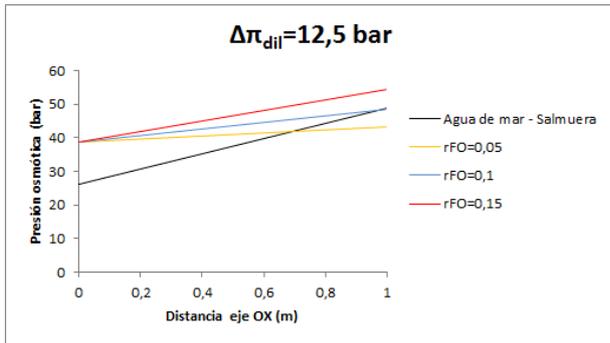


Figura 5-18. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=12,5$ bar.

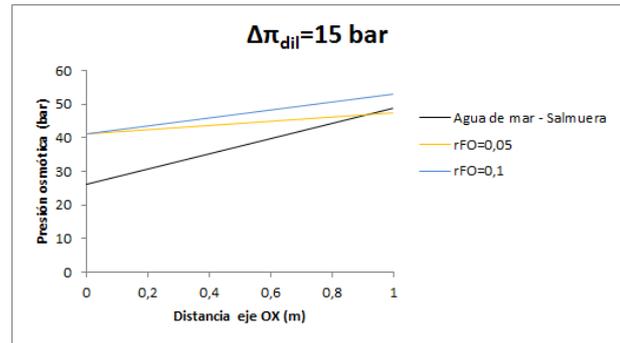


Figura 5-19. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=15$ bar.

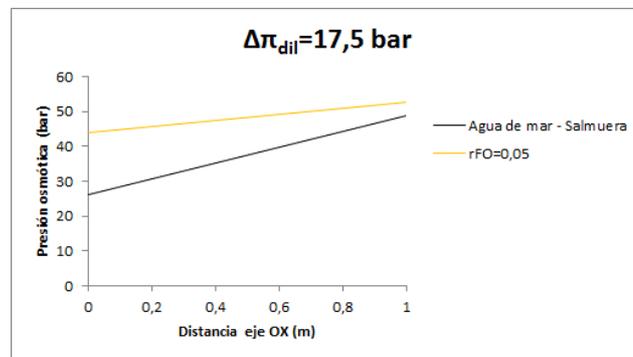


Figura 5-20. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,035 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil} = 17,5$ bar.

5.2.3 Espontaneidad para salinidades del agua de mar de 0,040 kg/kg

Al analizar la espontaneidad del proceso de ósmosis directa para una salinidad del agua de mar de 0,035 kg/kg, se han obtenido los resultados que se muestran en las figuras 5-21 a 5-27.

De la observación de los resultados obtenidos puede concluirse que el proceso de ósmosis directa no es espontáneo para las siguientes condiciones de funcionamiento:

- $\Delta\pi_{dil} = 2,5$ bar. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,2.
- $\Delta\pi_{dil} = 5$ bar. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,2.
- $\Delta\pi_{dil} = 7,5$ bar. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,15.
- $\Delta\pi_{dil} = 10$ bar. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,1.
- $\Delta\pi_{dil} = 12,5$ bar. El proceso no es espontáneo para valores de r_{FO} hasta 0,1.

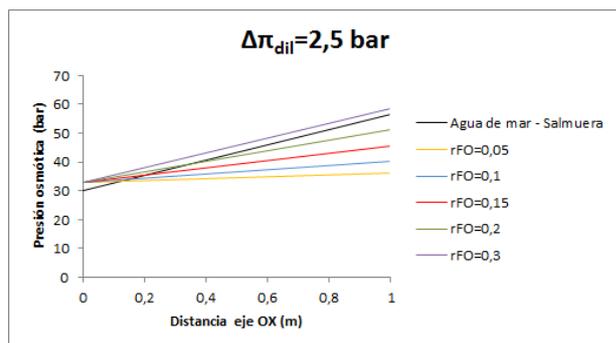


Figura 5-21. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar.

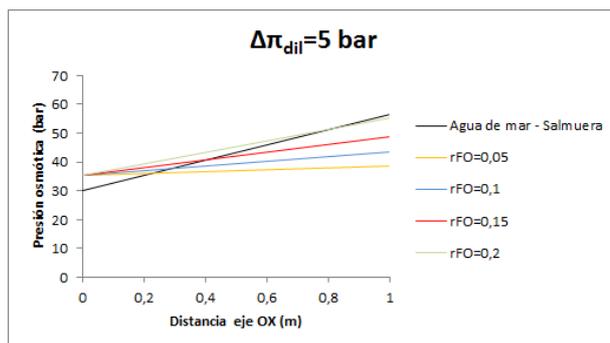


Figura 5-22. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=5$ bar.

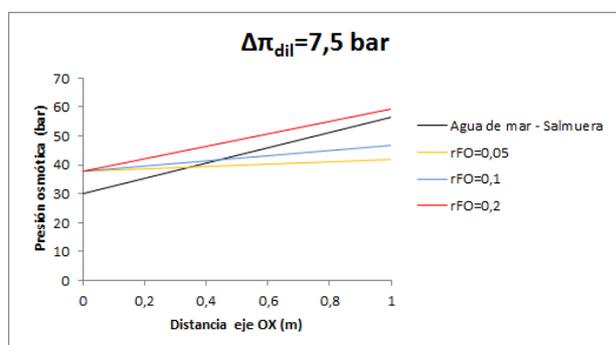


Figura 5-23. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=7,5$ bar.

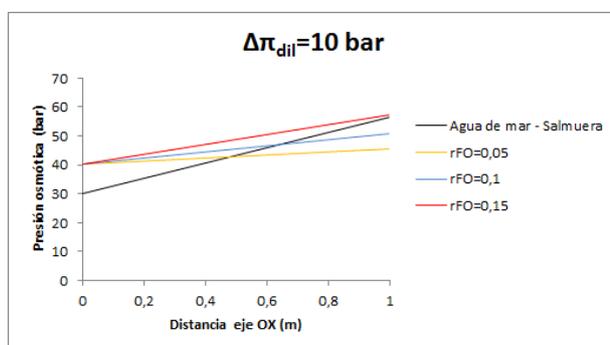


Figura 5-24. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=10$ bar.

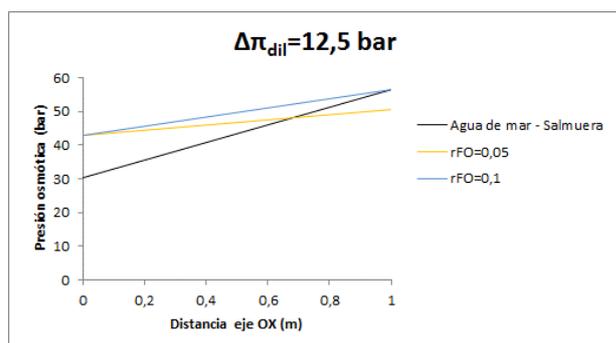


Figura 5-25. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=12,5$ bar.

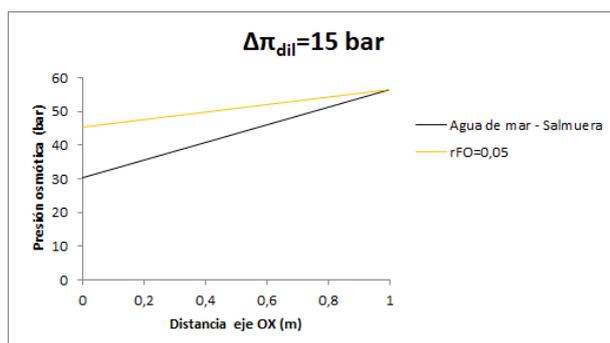


Figura 5-26. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=15$ bar.

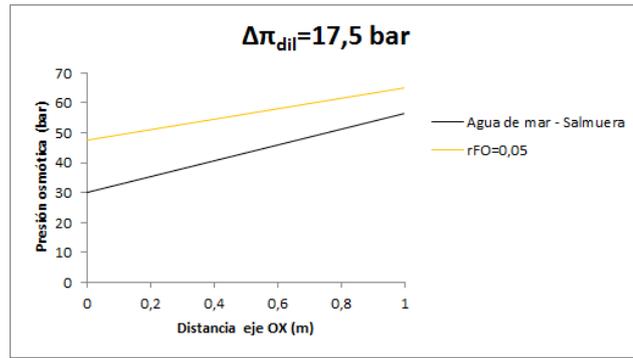


Figura 5-27. Espontaneidad del proceso para una salinidad de 0,040 kg/kg tomando $\Delta\pi_{dil}=17,5$ bar.

5.3 Trabajo mínimo de separación de la desalación por ósmosis inversa

En aras de justificar la inversión, es necesario un estudio de viabilidad de las disoluciones acuosas de polietilenimina ramificada como motor del proceso de desalación por ósmosis directa. Dicho estudio precisa la obtención de los consumos de la tecnología tradicional de ósmosis inversa para poder llevar a cabo una correcta comparación.

Esta sección trata el cálculo del trabajo mínimo de separación ($\Delta_{des}G$) que se da en los procesos de desalación por ósmosis inversa para las distintas salinidades del agua de mar objeto de estudio.

5.3.1 Metodología para el cálculo del trabajo mínimo de separación

Para la obtención del trabajo mínimo de separación ($\Delta_{des}G$) se ha considerado oportuno suponer que el único soluto disuelto en el agua marina es el cloruro sódico. Es correcto afirmar que para el caso de disoluciones acuosas de cloruro sódico la fuerza iónica es igual a la molalidad del soluto.

$$I = b_B \quad (5-15)$$

Se utilizará para el cálculo la expresión del incremento de desalación de la función de Gibbs en función de la razón de conversión y la fuerza iónica de la solución acuosa de cloruro sódico mostrada en (5-16) [4].

$$\Delta_{des}G(T, p, m_A^D, I^M, r \leq r^{sat}) = m_A^D \cdot R \cdot T \cdot \frac{2 \cdot I^M}{r} \cdot \int_{I^M}^{\frac{I^M}{1-r}} \frac{\varphi(T, p, I)}{I} \cdot dI \quad (5-16)$$

Expresando (5-16) en función del agua pura separada, se obtiene (5-17).

$$\Delta_{des}G(T, p, m_A^D, I^M, r \leq r^{sat}) = V^{A^*} \cdot 10^3 \cdot R \cdot T \cdot \frac{2 \cdot I^M}{r} \cdot \int_{I^M}^{\frac{I^M}{1-r}} \frac{\varphi(T, p, I)}{I} \cdot dI \quad (5-17)$$

Resulta interesante, con vistas a comparar los resultados con aquellos calculados para la ósmosis directa, pasar el volumen de agua separada al primer miembro de la ecuación, quedando como se muestra en (5-18).

$$\frac{\Delta_{des}G(T, p, m_A^D, I^M, r \leq r^{sat})}{V^{A*}} = 10^3 \cdot R \cdot T \cdot \frac{2 \cdot I^M}{r} \cdot \int_{I^M}^{\frac{I^M}{1-r}} \frac{\varphi(T, p, I)}{I} \cdot dI \quad (5-18)$$

Se ha supuesto, al igual que se hizo para los cálculos del trabajo mínimo de separación de la ósmosis directa, que la razón de conversión global es de 0,45, tal y como se muestra en (5-19).

$$r = \frac{m_A^*}{m_A^{sw}} = 0,45 \quad (5-19)$$

La molalidad del soluto se ha calculado para cada salinidad mediante (5-20) sabiendo que la masa molar aparente de las sales es la dada en (5-21).

$$b_B = \frac{S_{sw}}{M_B} \quad (5-20)$$

$$M_B = 62,83 \cdot 10^{-3} \text{ kg/mol} \quad (5-21)$$

Introduciendo la expresión del coeficiente osmótico dada por (2-8) y la ecuación (5-15) en la ecuación (5-18), puede procederse al cálculo del trabajo mínimo de separación para cada caso concreto de salinidad del agua de mar, teniendo presente que la temperatura es de 30°C⁸.

Asimismo, se calcula el rendimiento exergético de la tecnología de ósmosis inversa como el cociente entre el trabajo mínimo de separación y el trabajo real consumido (5-22) haciendo uso de valores del consumo real (trabajo real) obtenidos de plantas reales en funcionamiento.

$$\eta_x = \frac{\Delta_{des}G}{W^{S\rightleftharpoons RW}} \quad (5-22)$$

5.3.2 Trabajo mínimo de desalación para salinidades del agua de mar de 0,025 kg/kg

Tomando una salinidad del agua de mar de 0,025 kg/kg y siguiendo el procedimiento de cálculo detallado en la sección 5.3.1 se ha obtenido el trabajo mínimo de separación por metro cúbico de agua separada mostrado en (5-23):

$$\Delta_{des}G = 2,417 \cdot 10^6 \text{ J/m}^3 \quad (5-23)$$

⁸ La temperatura viene impuesta por los datos empíricos obtenidos para las disoluciones acuosas de polietilenimina ramificada, dado que se pretende hacer una comparación lo más exacta posible entre ambas tecnologías.

En (5-24) se expresa el resultado en kWh/m^3 .

$$\Delta_{des}G = 0,671 kWh/m^3 \quad (5-24)$$

Se ha fijado en $1,8 kWh/m^3$ el valor típico del trabajo real consumido en plantas desaladoras de ósmosis inversa que trabajan con salinidades de $0,025 kg/kg$ [8]. Intrduciendo este dato de consumo real en (5-22) se obtiene un rendimiento exergético de la tecnología que se expresa en (5-25).

$$\eta_x = 0,373 \quad (5-25)$$

La Figura 5-28 muestra una comparativa entre los trabajos mínimos de separación calculados para la tecnología de ósmosis directa y el calculado en esta sección para la ósmosis inversa.

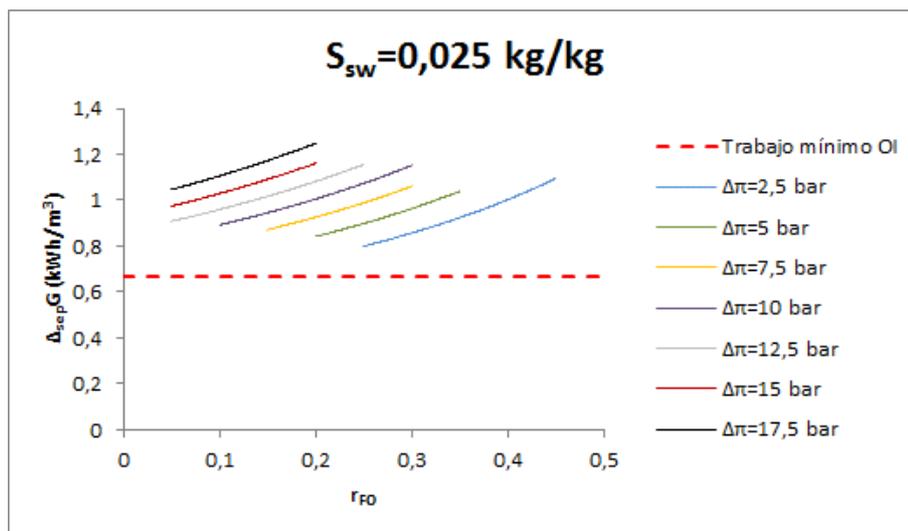


Figura 5-28. Comparativa de los trabajos mínimos de separación para una salinidad de $0,025 kg/kg$ ⁹.

Nótese que se han excluido del estudio llevado a cabo en la Figura 5-28 todas las condiciones de funcionamiento que no cumplen la condición de espontaneidad en el equipo 1.

Todos los valores del trabajo mínimo de separación para la ósmosis directa están por encima del trabajo mínimo de la ósmosis inversa representado en la Figura 5-28, sólo tendrán interés para valores del rendimiento exergético mayores que el calculado en (5-25), es decir, el de la tecnología de ósmosis inversa para una salinidad de $0,025 kg/kg$. Entonces, dado que una mejora del rendimiento exergético conlleva un aumento de la inversión, será necesario establecer, con vistas a optimizar el proceso, una situación de compromiso entre un reducido consumo real y un aporte mínimo de capital.

⁹ Se han obviado en el estudio las condiciones de funcionamiento que conducen al incumplimiento de la condición de espontaneidad en el proceso de ósmosis directa. La determinación de dichas condiciones se efectuó en el apartado 5.2.1.

5.3.3 Trabajo mínimo de desalación para salinidades del agua de mar de 0,035 kg/kg

Tomando una salinidad del agua de mar de 0,035 kg/kg y siguiendo el procedimiento de cálculo detallado en la sección 5.3.1 se ha obtenido el trabajo mínimo de separación por metro cúbico de agua separada mostrado en (5-26):

$$\Delta_{des}G = 3,4127 \cdot 10^6 \text{ J/m}^3 \quad (5-26)$$

En (5-27) se expresa el resultado en kWh/m^3 .

$$\Delta_{des}G = 0,948 \text{ kWh/m}^3 \quad (5-27)$$

Se ha fijado en 2 kWh/m^3 el valor típico del trabajo real consumido en plantas desaladoras de ósmosis inversa que trabajan con salinidades de 0,035 kg/kg [8]. Intrduciendo este dato de consumo real en (5-22) se obtiene un rendimiento exergético de la tecnología que se expresa en (5-28).

$$\eta_x = 0,474 \quad (5-28)$$

La Figura 5-29 muestra una comparativa entre los trabajos mínimos de separación calculados para la tecnología de ósmosis directa y el calculado en esta sección para la ósmosis inversa.

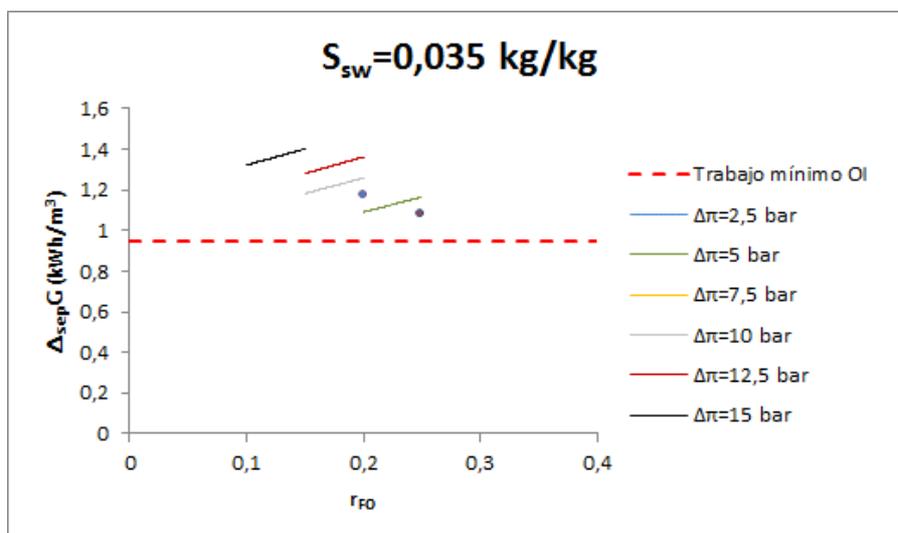


Figura 5-29. Comparativa de los trabajos mínimos de separación para una salinidad de 0,035 kg/kg¹⁰.

Las consideraciones derivadas del análisis de los resultados en la sección 5.3.2 son también de aplicación a este caso.

¹⁰ Se han obviado en el estudio las condiciones de funcionamiento que conducen al incumplimiento de la condición de espontaneidad en el proceso de ósmosis directa. La determinación de dichas condiciones se efectuó en el apartado 5.2.2.

5.3.4 Trabajo mínimo de desalación para salinidades del agua de mar de 0,040 kg/kg

Tomando una salinidad del agua de mar de 0,040 kg/kg y siguiendo el procedimiento de cálculo detallado en la sección 5.3.1 se ha obtenido el trabajo mínimo de separación por metro cúbico de agua separada mostrado en (5-29):

$$\Delta_{des}G = 3,9217 \cdot 10^6 \text{ J/m}^3 \quad (5-29)$$

En (5-30) se expresa el resultado en kWh/m^3 .

$$\Delta_{des}G = 1,089 \text{ kWh/m}^3 \quad (5-30)$$

Se ha fijado en $2,5 \text{ kWh/m}^3$ el valor típico del trabajo real consumido en plantas desaladoras de ósmosis inversa que trabajan con salinidades de 0,040 kg/kg [8]. Intrduciendo este dato de consumo real en (5-22) se obtiene un rendimiento exergético de la tecnología que se expresa en (5-31).

$$\eta_x = 0,436 \quad (5-31)$$

La Figura 5-30 muestra una comparativa entre los trabajos mínimos de separación calculados para la tecnología de ósmosis directa y el calculado en esta sección para la ósmosis inversa.

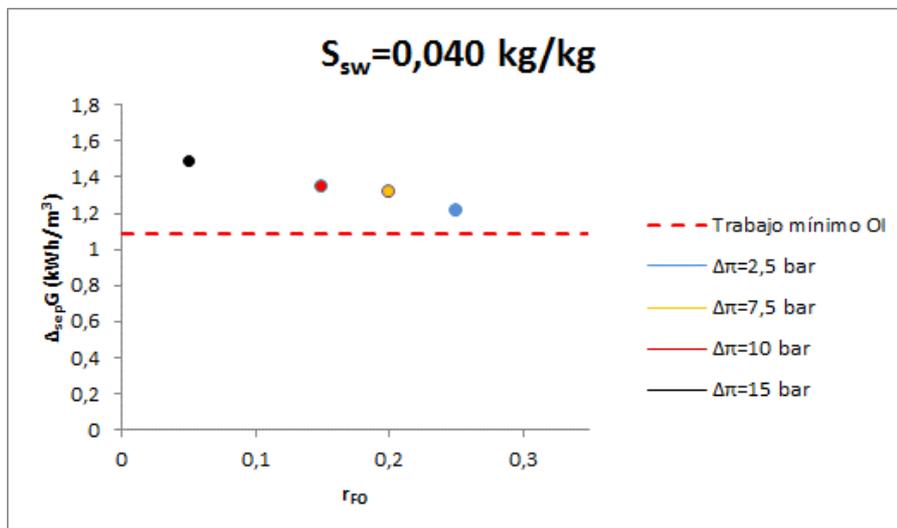


Figura 5-30. Comparativa de los trabajos mínimos de separación para una salinidad de 0,040 kg/kg¹¹.

Las consideraciones derivadas del análisis de los resultados en la sección 5.3.2 son de aplicación a este caso.

¹¹ Se han obviado en el estudio las condiciones de funcionamiento que conducen al incumplimiento de la condición de espontaneidad en el proceso de ósmosis directa. La determinación de dichas condiciones se efectuó en el apartado 5.2.1.

5.4 Consumo real de la desalación por ósmosis directa

En la sección anterior se obtuvieron valores del trabajo mínimo de desalación ($\Delta_{des}G$) para la tecnología actual de ósmosis inversa y se compararon con los calculados en el capítulo 4 ($\Delta_{sep}G$) para la separación del soluto (polietilénimina ramificada) de la disolución extractora.

Los bajos consumos mínimos de separación para la ósmosis directa en comparación con los de la ósmosis inversa, que pueden encontrarse en la literatura, resultan prometedores de cara al diseño de sistemas de desalación basados en la primera tecnología. Esto es debido a que un bajo consumo mínimo ($\Delta_{sep}G$ pequeño) conducirá, para valores del rendimiento exergético posibles de conseguir en la práctica, a trabajos reales de separación menores que los de la ósmosis inversa.

Para determinar con qué rendimientos exergéticos se logran consumos reales menores que los de la tecnología actual de ósmosis inversa, en unas condiciones de funcionamiento dadas por la salinidad del agua de mar y $\Delta\pi_{dil}$, se lleva a cabo en este capítulo el correspondiente análisis paramétrico para distintos valores de la razón de conversión local (r_{FO}). Este análisis permitirá determinar, desde el punto de vista de los consumos, qué condiciones de funcionamiento son potencialmente viables.

Se representará, para cada valor de la salinidad, el consumo real (trabajo real) frente a la razón de conversión local (r_{FO}) tomando como parámetro el rendimiento exergético de la tecnología. El consumo real se obtiene de despejar el mismo de la expresión del rendimiento exergético tal y como se muestra en (5-32).

$$W^{S\rightleftharpoons RW} = \frac{\Delta_{sep}G}{\eta_x} \quad (5-32)$$

5.4.1 Consumo real de separación para salinidades del agua de mar de 0,025 kg/kg

Para una salinidad de 0,025 kg/kg se han calculado los valores del consumo real del proceso de separación ($W^{S\rightleftharpoons RW}$) para distintos valores del rendimiento exergético de la tecnología haciendo uso de la ecuación (5-32) y de los valores del trabajo mínimo de separación obtenidos en el capítulo 4¹².

Las figuras 5-31 a 5-37 muestran los resultados del análisis llevado a cabo. Se comparan estos valores con los habituales de la tecnología actual de ósmosis inversa ($1,8 \text{ kWh/m}^3$) para esta salinidad.

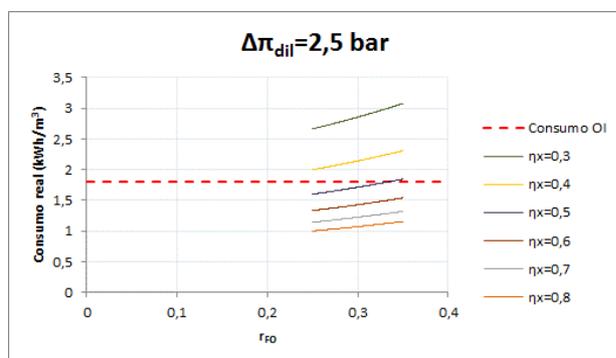


Figura 5-31. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar.

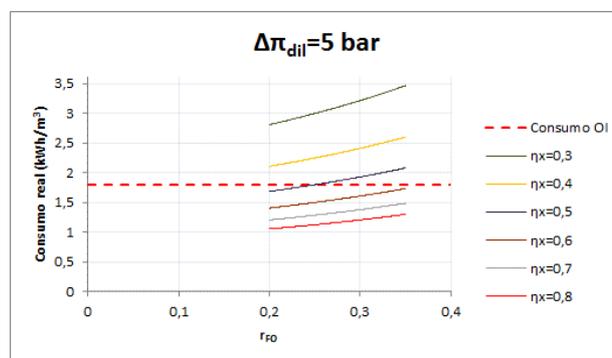


Figura 5-32. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=5$ bar.

¹² Se han obviado en el estudio las condiciones de funcionamiento que conducen al incumplimiento de la condición de espontaneidad en el proceso de ósmosis directa. La determinación de dichas condiciones se efectuó en el apartado 5.2.1.

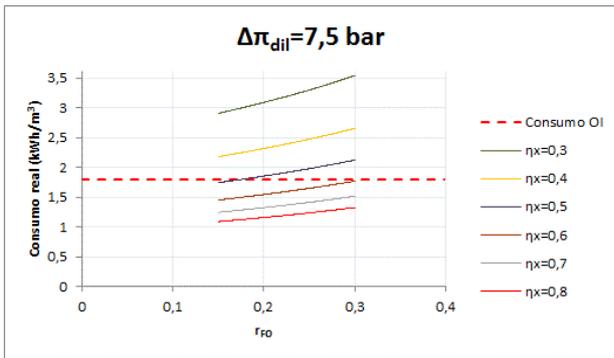


Figura 5-33. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=7,5$ bar.

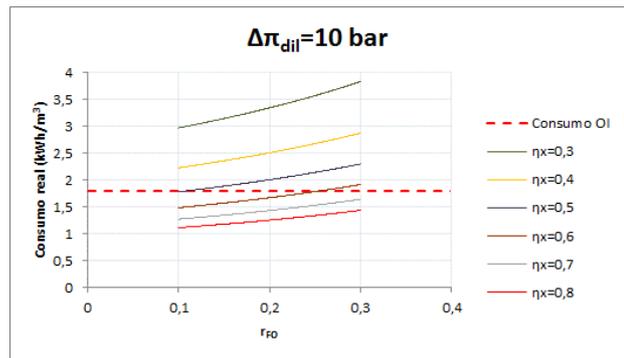


Figura 5-34. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=10$ bar.

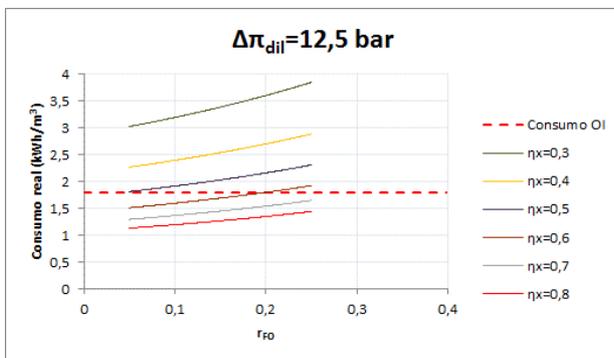


Figura 5-35. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=12,5$ bar.

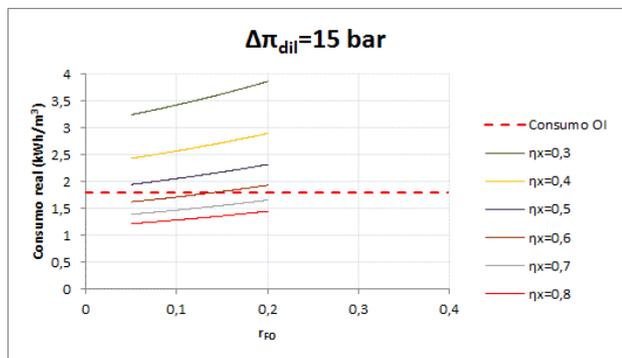


Figura 5-36. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=15$ bar.

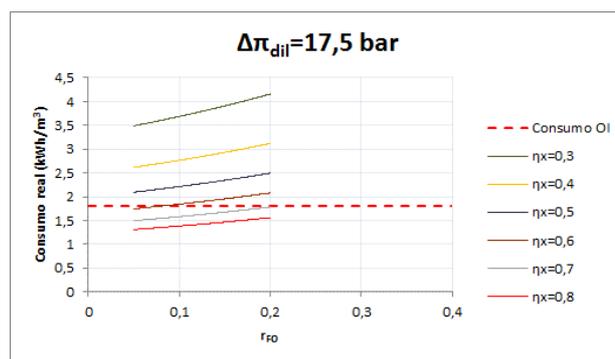


Figura 5-37. Consumo real de separación para salinidades de 0,025 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=17,5$ bar.

5.4.2 Consumo real de separación para salinidades del agua de mar de 0,035 kg/kg

Para una salinidad de 0,035 kg/kg se han calculado los valores del consumo real del proceso de separación ($W^{S \rightleftharpoons RW}$) para distintos valores del rendimiento exergético de la tecnología haciendo uso de la ecuación (5-32) y de los valores del trabajo mínimo de separación obtenidos en el capítulo 4¹³.

Las figuras 5-38 a 5-43 muestran los resultados del análisis efectuado. Se comparan estos valores con los habituales de la tecnología actual de ósmosis inversa (2 kWh/m^3) para esta salinidad.

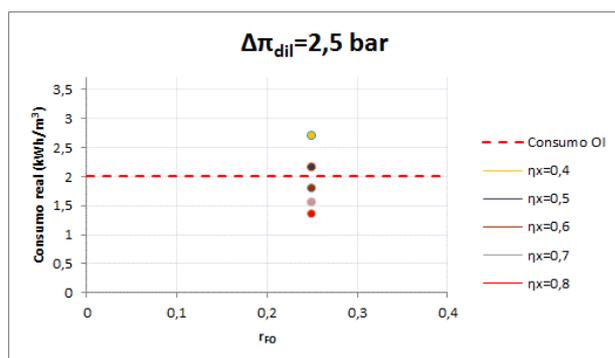


Figura 5-38. Consumo real de separación para salinidades de 0,035 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar.

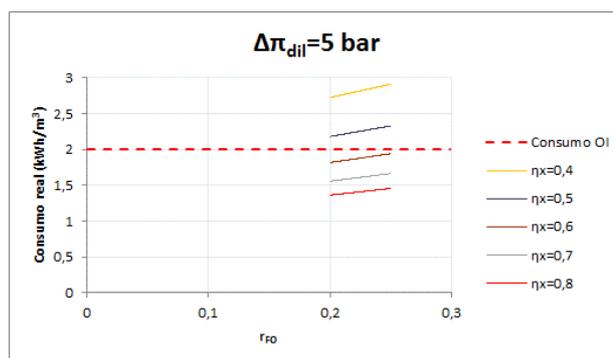


Figura 5-39. Consumo real de separación para salinidades de 0,035 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=5$ bar.

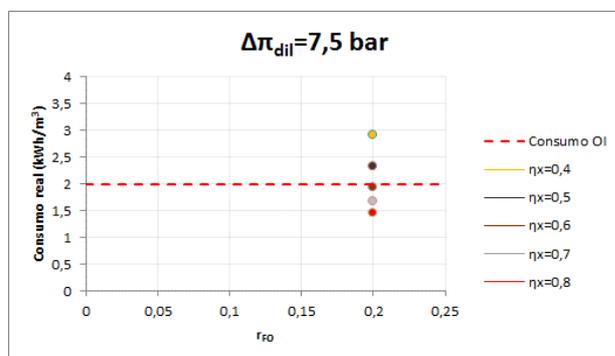


Figura 5-40. Consumo real de separación para salinidades de 0,035 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=7,5$ bar.

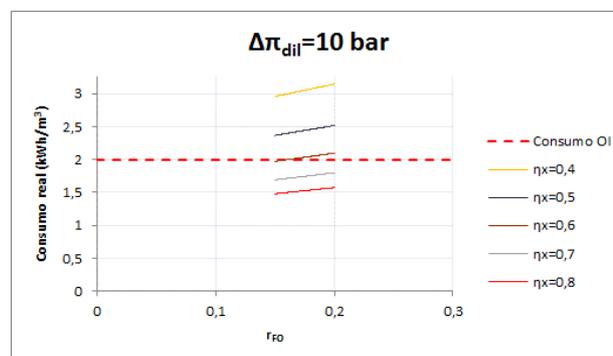


Figura 5-41. Consumo real de separación para salinidades de 0,035 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=10$ bar.

¹³ Se han obviado en el estudio las condiciones de funcionamiento que conducen al incumplimiento de la condición de espontaneidad en el proceso de ósmosis directa. La determinación de dichas condiciones se efectuó en el apartado 5.2.2.

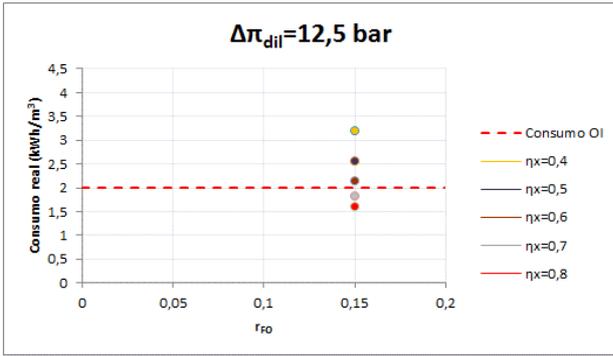


Figura 5-42. Consumo real de separación para salinidades de 0,035 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=12,5$ bar.

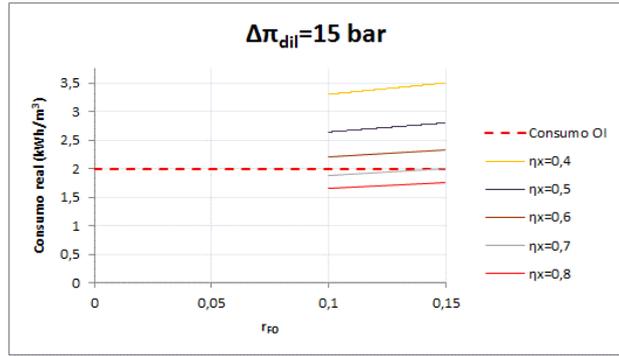


Figura 5-43. Consumo real de separación para salinidades de 0,035 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=15$ bar.

5.4.3 Consumo real de separación para salinidades del agua de mar de 0,040 kg/kg

Para una salinidad de 0,040 kg/kg se han calculado los valores del consumo real del proceso de separación ($W^{S\rightleftharpoons RW}$) para distintos valores del rendimiento exergético de la tecnología haciendo uso de la ecuación (5-32) y de los valores del trabajo mínimo de separación obtenidos en el capítulo 4 ¹⁴.

Las figuras 5-44 a 5-46 muestran los resultados del análisis efectuado. Se comparan estos valores con los habituales de la tecnología actual de ósmosis inversa ($2,5 kWh/m^3$) para esta salinidad.

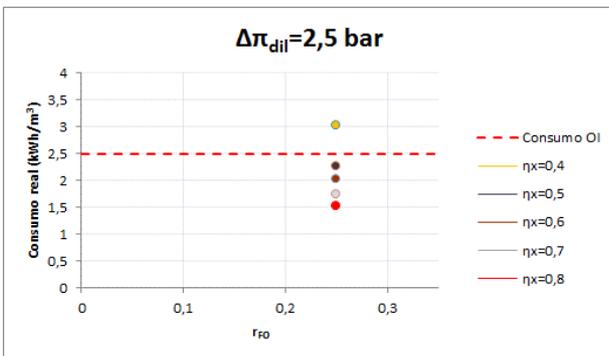


Figura 5-44. Consumo real de separación para salinidades de 0,040 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar.

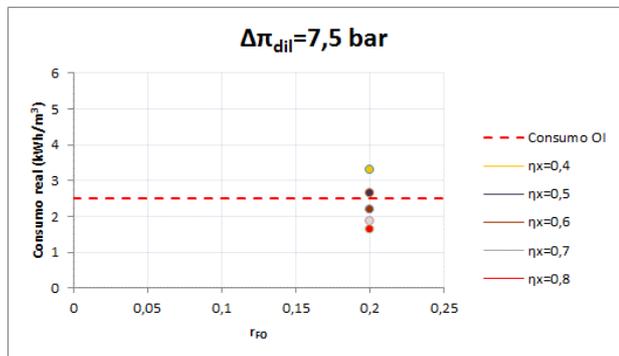


Figura 5-45. Consumo real de separación para salinidades de 0,040 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=7,5$ bar.

¹⁴ Se han obviado en el estudio las condiciones de funcionamiento que conducen al incumplimiento de la condición de espontaneidad en el proceso de ósmosis directa. La determinación de dichas condiciones se efectuó en el apartado 5.2.3.

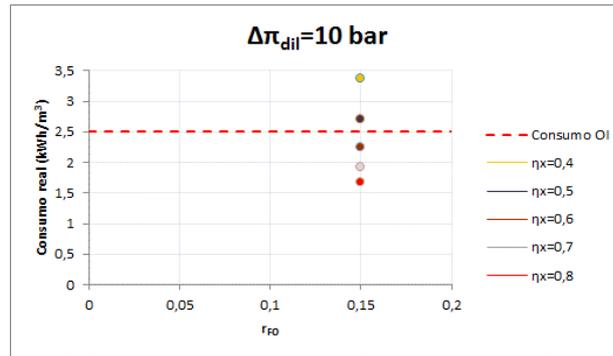


Figura 5-46. Consumo real de separación para salinidades de 0,040 kg/kg y $\Delta\pi_{dil}=10 \text{ bar}$.

6 OPORTUNIDADES DE LA DESALACIÓN POR ÓSMOSIS DIRECTA

Del estudio detallado de los trabajos de separación del agua a partir de soluciones extractoras de polietilenoamina ramificada y de su comparación con los trabajos de desalación de la tecnología actual de ósmosis inversa, se pueden extraer importantes conclusiones que constituyen un factor de decisión trascendental a la hora de determinar si el proceso de desalación por ósmosis directa es o no viable.

En la sección 5.2 se analizó la espontaneidad del proceso de ósmosis directa para distintas condiciones de funcionamiento y se descartaron aquellas que no cumplían con este requisito. Se establecieron como parámetros de diseño la diferencia de presiones osmóticas entre la solución extractora diluida y el agua de mar ($\Delta\pi_{dil}$) y la razón de conversión del proceso de separación (r_{FO}). Del análisis se desprende que eran los valores bajos de $\Delta\pi_{dil}$ y de r_{FO} los que conducían a procesos de ósmosis directa no espontáneos. Estos casos se descartaron del posterior estudio de consumos.

En las secciones 5.3 y 5.4 se expusieron los resultados del estudio de consumos y se estableció una comparación de los mismos con los consumos de la tecnología actual de ósmosis inversa para distintos valores de la salinidad del agua de mar. Al contrario que sucedía con la espontaneidad del proceso, que se veía favorecida por altos valores de $\Delta\pi_{dil}$ y r_{FO} , los consumos aumentarán al crecer los parámetros de diseño mencionados. Luego se presenta un problema de optimización en el que hay que determinar los valores adecuados de los parámetros de diseño que conduzcan a procesos de ósmosis inversa espontáneos y a trabajos de separación menores que los de la tecnología actual de ósmosis inversa.

Partiendo de los resultados obtenidos se establecen en este capítulo una serie de recomendaciones para operar el proceso de forma que resulte viable frente a la tecnología actual de ósmosis inversa.

6.1 Recomendaciones para operar el proceso para salinidades de 0,025 kg/kg

En esta sección se establecen recomendaciones de cara a operar el proceso de ósmosis directa para salinidades de 0,025 kg/kg de forma que se reduzca el consumo respecto a la tecnología de ósmosis inversa.

Los valores bajos de $\Delta\pi_{dil}$ ($\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar y $\Delta\pi_{dil}=5$ bar) son los que conducen a procesos de separación con un menor consumo asociado (ver Figura 5-31 y 5-32). Para una diferencia de presiones osmóticas de 2,5 bar el proceso empieza a ser espontáneo para valores de la razón de conversión local en torno al 25% ($r_{FO}=0,25$) como se muestra en la Figura 5-5. Una diferencia de presiones osmóticas de 5 bar permite procesos espontáneos a partir de valores de la razón de conversión de 0,2 (Figura 5-6).

Con rendimientos exergéticos del orden de los de la tecnología de ósmosis directa ($\eta_x = 0,373$) no logran reducirse los consumos reales por debajo de los de la tecnología de ósmosis inversa.

Si se aumenta el rendimiento exergético del proceso de separación hasta 0,5 se obtienen consumos reales para la tecnología de ósmosis directa más bajos que los de la tecnología de ósmosis inversa. Este hecho es especialmente relevante cuando se trabaja a $\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar y $r_{FO}=0,25$, condiciones de funcionamiento para las que el consumo real del proceso de separación del disolvente a partir de la solución extractora es de $1,6 \text{ kWh/m}^3$ frente a los $1,8 \text{ kWh/m}^3$ de la desalación por ósmosis inversa.

6.2 Recomendaciones para operar el proceso para salinidades de 0,035 kg/kg

En esta sección se establecen recomendaciones de cara a operar el proceso de ósmosis directa para salinidades de 0,035 kg/kg de forma que se reduzca el consumo respecto a la tecnología de ósmosis inversa.

Los valores bajos de $\Delta\pi_{dil}$ ($\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar y $\Delta\pi_{dil}=5$ bar) son los que conducen a procesos de separación con un menor consumo asociado (ver Figura 5-38 y 5-39). Para una diferencia de presiones osmóticas de 2,5 bar el proceso es espontáneo únicamente para valores de la razón de conversión local en el entorno cercano al 25% ($r_{FO}=0,25$) como se muestra en la Figura 5-14. Una diferencia de presiones osmóticas de 5 bar permite procesos espontáneos a partir de valores de la razón de conversión de 0,2 (Figura 5-15).

Con rendimientos exergéticos del orden de los de la tecnología de ósmosis directa ($\eta_x = 0,474$) no logran reducirse los consumos reales por debajo de los de la tecnología de ósmosis inversa.

Para conseguir consumos reales de la tecnología de ósmosis directa menores que los de la tecnología actual de ósmosis inversa, habría que aumentar el rendimiento exergético del proceso de separación hasta 0,6. Se descarta en este caso la posibilidad de obtener un ahorro en el consumo respecto de la tecnología de ósmosis inversa, ya que un rendimiento de 0,6 no es un valor realista dado el estado actual de la tecnología.

6.3 Recomendaciones para operar el proceso para salinidades de 0,040 kg/kg

En esta sección se establecen recomendaciones de cara a operar el proceso de ósmosis directa para salinidades de 0,040 kg/kg de forma que se reduzca el consumo respecto a la tecnología de ósmosis inversa.

Los valores bajos de $\Delta\pi_{dil}$ ($\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar y $\Delta\pi_{dil}=5$ bar) son los que conducen a procesos de separación con un menor consumo asociado (ver Figura 5-44 y 5-45). Para una diferencia de presiones osmóticas de 2,5 bar el proceso es espontáneo para valores de la razón de conversión local en torno al 25% ($r_{FO}=0,25$) como se muestra en la Figura 5-21. Una diferencia de presiones osmóticas de 5 bar ($\Delta\pi_{dil}=5$ bar) permite procesos espontáneos para valores de la razón de conversión de 0,2 (Figura 5-22).

Con rendimientos exergéticos del orden de los de la tecnología de ósmosis directa ($\eta_x = 0,436$) pueden alcanzarse ahorros significativos. Para un rendimiento exergético de 0,5 se obtienen consumos reales para el proceso de

desalación mediante ósmosis directa de $2,43 \text{ kWh/m}^3$ cuando se trabaja a $\Delta\pi_{dil}=2,5$ bar y $r_{FO}=0,25$. Para valores mayores de $\Delta\pi_{dil}$ no se obtiene ahorro alguno de consumo respecto de la tecnología actual de ósmosis inversa.

6.4 Oportunidades

Concentraciones bajas del agua de mar, como el caso de salinidad $0,025 \text{ kg/kg}$ estudiado, son las que conducen a condiciones de funcionamiento más favorables en cuanto a oportunidades de futuro de la ósmosis directa. Un valor de salinidad tan bajo es resultado del pretratamiento del agua de mar en procesos de dilución. Hay un proyecto europeo en desarrollo (MIDES, liderado por AQUALIA) en el que se implementará una planta piloto para un pretratamiento dilutivo con consumo de energía nulo (exceptuando el consumo de auxiliares).

En cuanto a la naturaleza de la sustancia de trabajo, las soluciones acuosas de polietilenimina ramificada presentan un comportamiento que resulta de gran interés para aplicaciones de ósmosis directa. En particular, se produce un notable incremento de la presión osmótica al reducirse el pH de la solución extractora (ver Figura 4-1). Esto permitiría diseños de alta eficiencia en el equipo de separación (equipo 2) al tiempo que mejora la capacidad de mantener la espontaneidad del proceso de ósmosis directa (equipo 1).

Para mejorar las oportunidades de futuro de la ósmosis directa basada en este tipo de soluciones extractoras, es de especial importancia efectuar medidas experimentales para describir con más exactitud el comportamiento de la presión osmótica de las disoluciones con el pH.

7 APLICACIÓN EÓLICA

En el presente capítulo se hace una propuesta de dimensionamiento de un parque eólico para abastecer el consumo del proceso de separación del disolvente (a partir de la solución extractora) de una planta de desalación por ósmosis directa situada en Gran Canaria que dispone de un sistema de pretratamiento del agua de alimentación que consigue reducir la salinidad hasta un valor de 0,025 kg/kg con un consumo energético nulo (exceptuando los consumos auxiliares).. La planta que se pretende estudiar tendría una capacidad de 200000 $m^3/día$.

A efectos de analizar la viabilidad de la planta de ósmosis directa se calcula el número de aerogeneradores necesarios para cubrir la demanda del proceso de desalación por ósmosis directa, así como del proceso de desalación por ósmosis inversa. El estudio se lleva a cabo para dos modelos de aerogenerador del fabricante Vestas cuyas características se detallan a continuación.

7.1 Selección del modelo de aerogenerador

Se han seleccionado para el estudio comparativo dos modelos de aerogenerador del fabricante Vestas: el V117-3.3 MW y el V126-3.0 MW. A continuación se muestran las especificaciones técnicas de cada uno de ellos.

7.1.1 Características del aerogenerador Vestas V117-3.3 MW

El modelo de aerogenerador Vestas V117-3.3 MW presenta las especificaciones técnicas que se muestran a continuación:

- Potencia nominal: 3300 kW
- Altura del buje: 141,5 m
- Área barrida por el rotor: 10751 m^2
- Velocidad de arranque: 3 m/s
- Velocidad de parada: 25 m/s

La curva de potencia frente a velocidad del viento para el aerogenerador V117-3.3 MW que facilita el fabricante se muestra en la Figura 7-1.

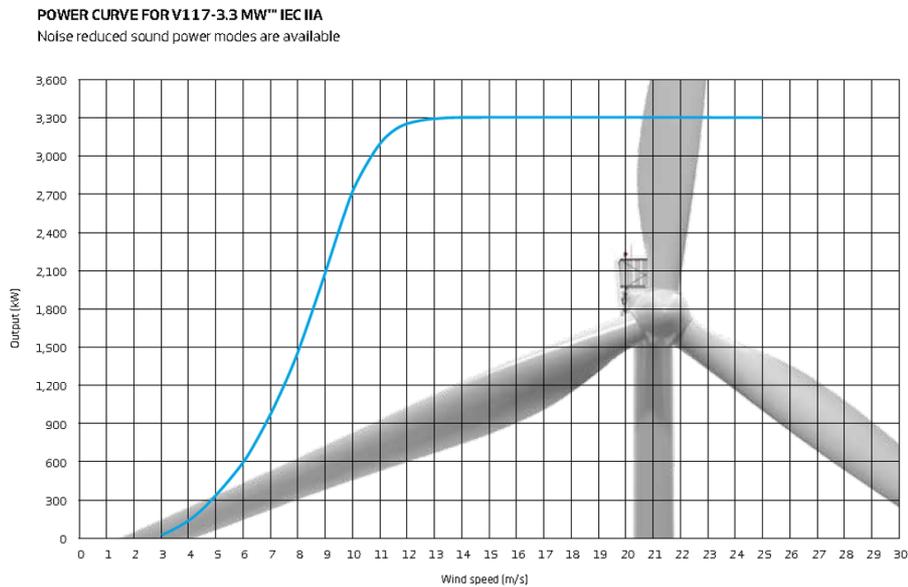


Figura 7-1. Curva de potencia del aerogenerador Vestas V117-3.3 MW.

Con vistas a calcular la producción anual de un aerogenerador a partir de una serie de datos de viento para un año tipo, se hace necesario disponer de una expresión matemática para la potencia cedida por la turbina en función de la velocidad del viento. Para ello se ha aproximado por un polinomio de grado 4 la curva de la Figura 7-1 entre 3 y 12 m/s. La expresión resultante de llevar a cabo el ajuste polinómico mencionado es la que se muestra en (7-1). Potencia medida en kW.

$$\bar{P}_{WT}(v) = -1,712 \cdot \bar{v}^4 + 43,381 \cdot \bar{v}^3 - 342,97 \cdot \bar{v}^2 + 1230,5 \cdot \bar{v} - 1596,2 \quad (7-1)$$

7.1.2 Características del aerogenerador Vestas V126-3.0 MW

El modelo de aerogenerador Vestas V126-3.0 MW presenta las especificaciones técnicas que se muestran a continuación:

- Potencia nominal: 3000 kW
- Altura del buje: 119 m
- Área barrida por el rotor: 12469 m²
- Velocidad de arranque: 3 m/s
- Velocidad de parada: 22,5 m/s

La curva de potencia frente a velocidad del viento para el aerogenerador V126-3.0 MW que facilita el fabricante se muestra en la Figura 7-2.

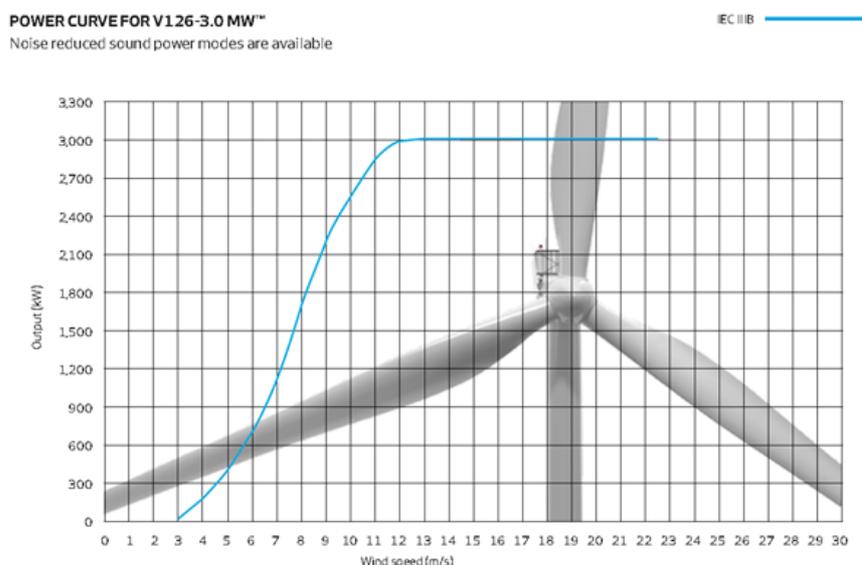


Figura 7-2. Curva de potencia del aerogenerador Vestas V126-3.0 MW.

Con vistas a calcular la producción anual de un aerogenerador a partir de una serie de datos de viento para un año tipo se hace necesario disponer de una expresión matemática para la potencia cedida por la turbina en función de la velocidad del viento. Para ello se ha aproximado por un polinomio de grado 4 la curva de la Figura 7-2 entre 3 y 12 m/s. La expresión resultante de llevar a cabo el ajuste polinómico mencionado es la que se muestra en (7-2). Potencia medida en kW.

$$\bar{P}_{WT}(v) = -1,189 \cdot \bar{v}^4 + 25,391 \cdot \bar{v}^3 - 146,49 \cdot \bar{v}^2 + 422,89 \cdot \bar{v} - 482,83 \quad (7-2)$$

7.2 Cálculo de la producción anual promedio del aerogenerador

Se procede en esta sección al cálculo de la producción anual para ambos modelos de aerogenerador a partir de una serie de datos de velocidad de viento promedio horarios medidos en una estación meteorológica cercana a la ubicación de la planta. Los datos de velocidad de viento se han tomado a una altura de 10 m sobre el suelo ($z_{ref}=10$ m). Asimismo, la rugosidad del terreno es de clase 0,5 (terreno completamente abierto con superficie suave). Más concretamente, el terreno presenta una longitud de rugosidad de 0,0024 metros ($z_0=0,0024$ m) [9].

En cuanto a los parámetros que definen la distribución de probabilidad de Weibull, se tienen los siguientes datos:

- Factor de forma. $k = 2.071$
- Factor de escala. $c = 8,902 \text{ m/s}$

La serie de datos experimentales de velocidad del viento medidos a una altura de referencia de 10 metros se ha corregido para la altura del buje de cada aerogenerador.

La ecuación (7-3) muestra cómo se obtiene la velocidad del viento a la altura del buje a partir del factor corrector por altura (α) y de la altura de referencia (z_{ref}). En (7-4) se indica como se obtiene el mencionado factor corrector por altura [9].

$$\bar{v}(z_{buje}) = \bar{v}(z_{ref}) \cdot \alpha(z) \quad (7-3)$$

$$\alpha(z) = \frac{\ln(z_{buje}/z_o)}{\ln(z_{ref}/z_o)} \quad (7-4)$$

Dado que la serie de datos empírica da valores promedio horarios de la velocidad del viento, se puede calcular la potencia promedio producida cada hora del año (\bar{P}_{WT}) por cada aerogenerador aplicando las ecuaciones (7-1) y (7-2).

Las potencias promedio horarias obtenidas al aplicar (7-1) y (7-2) están dadas en kW, luego multiplicándolas por una hora se tiene la producción promedio en una hora determinada. Sumando las producciones promedio de las 8760 horas del año, se calcula la producción promedio anual de un aerogenerador.

A continuación se calcula la producción anual de los dos modelos de aerogenerador seleccionados aplicando el desarrollo expuesto.

7.2.1 Producción anual del aerogenerador Vestas V117-3.3 MW

Para el caso del modelo V117-3.3 MW (altura del buje 141,5 m) se ha obtenido un factor corrector por altura de $\alpha = 1,318$. Aplicando el desarrollo anterior se ha calculado la potencia promedio producida por el aerogenerador cada hora del año. Multiplicando por 1 hora se ha obtenido la producción promedio del aerogenerador hora a hora. Las figuras 7-3 a 7-14 muestran la producción promedio del V117-3.3 MW para las 24 horas del día 1 de cada mes.

Si se suman todos los valores promedio de producción horaria se obtiene la producción anual del aerogenerador, que se muestra en (7-5).

$$\text{Producción promedio anual} = 18503140,05 \text{ kWh} \quad (7-5)$$

7.2.2 Producción anual del aerogenerador Vestas V126-3.0 MW

Para el caso del modelo V126-3.0 MW (altura del buje 119 m) se ha obtenido un factor corrector por altura de $\alpha = 1,297$. Aplicando el desarrollo anterior se ha calculado la potencia promedio producida por el aerogenerador cada hora del año. Multiplicando por 1 hora se ha obtenido la producción promedio del aerogenerador hora a hora. Las figuras 7-15 a 7-26 muestran la producción promedio del V126-3.0 MW para las 24 horas del día 1 de cada mes.

Si se suman todos los valores promedio de producción horaria se obtiene la producción anual del aerogenerador, que se muestra en (7-6).

$$\text{Producción promedio anual} = 17289602,48 \text{ kWh} \quad (7-6)$$

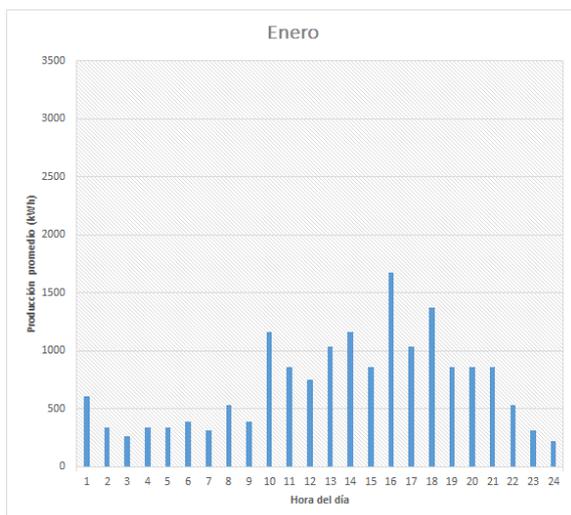


Figura 7-3. Producción V117-3.3 MW. 1 de enero.

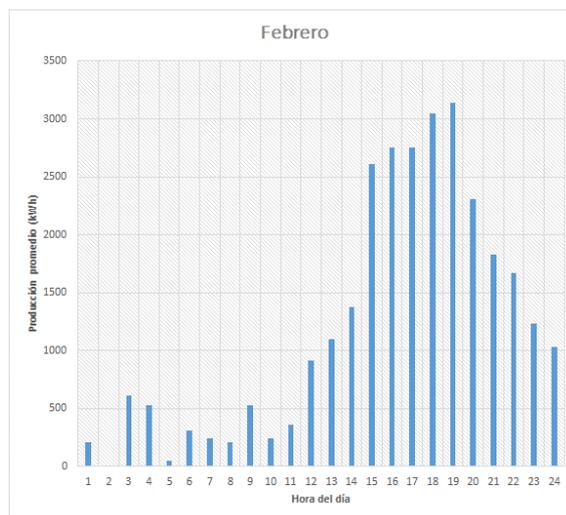


Figura 7-4. Producción V117-3.3 MW. 1 de febrero.

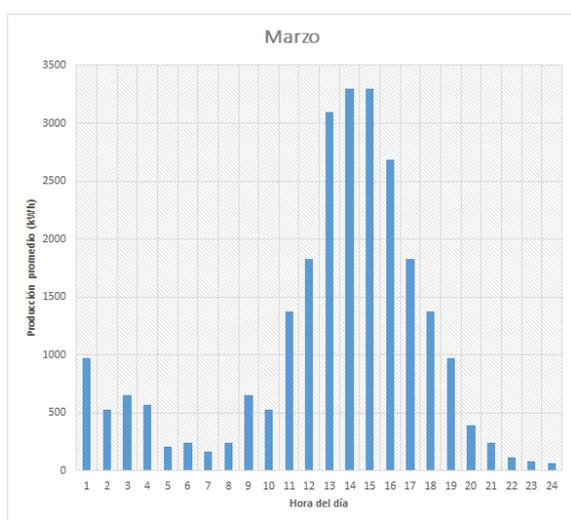


Figura 7-5. Producción V117-3.3 MW. 1 de marzo.

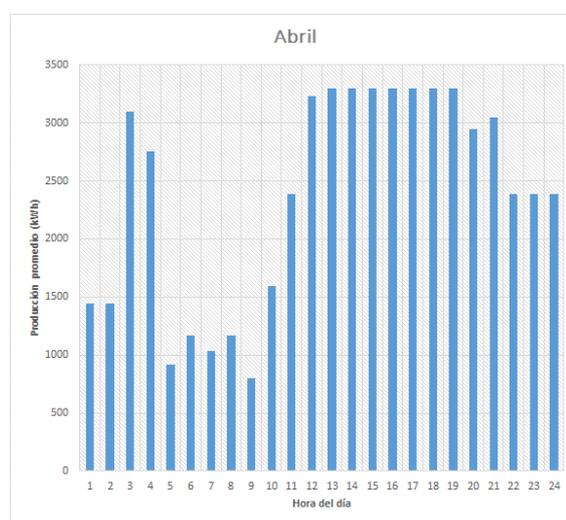


Figura 7-6. Producción V117-3.3 MW. 1 de abril.

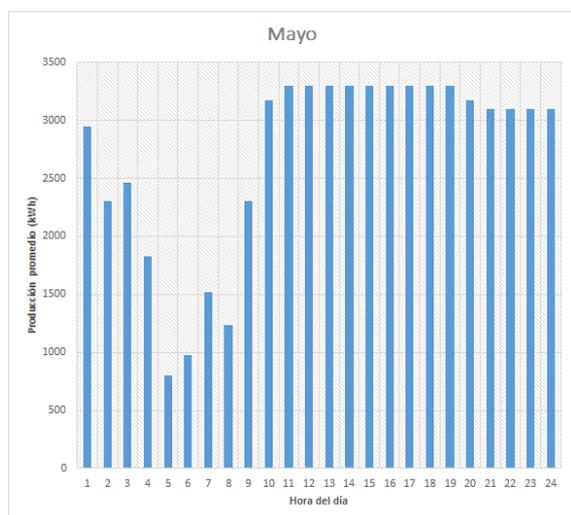


Figura 7-7. Producción V117-3.3 MW. 1 de mayo.

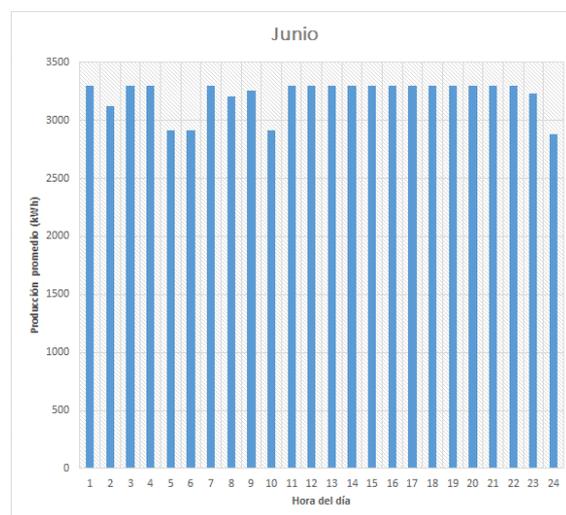


Figura 7-8. Producción V117-3.3 MW. 1 de junio.



Figura 7-9. Producción V117-3.3 MW. 1 de julio.

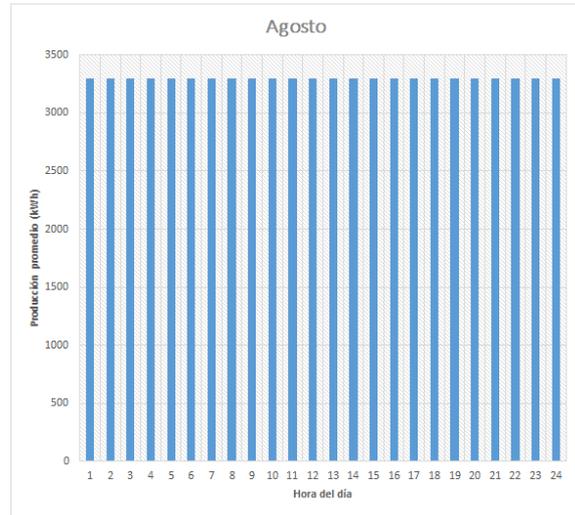


Figura 7-10. Producción V117-3.3 MW. 1 de agosto.

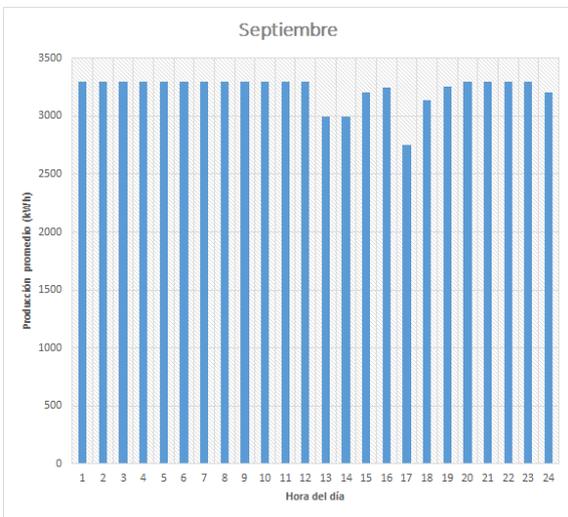


Figura 7-11. Producción V117-3.3 MW. 1 de septiembre.

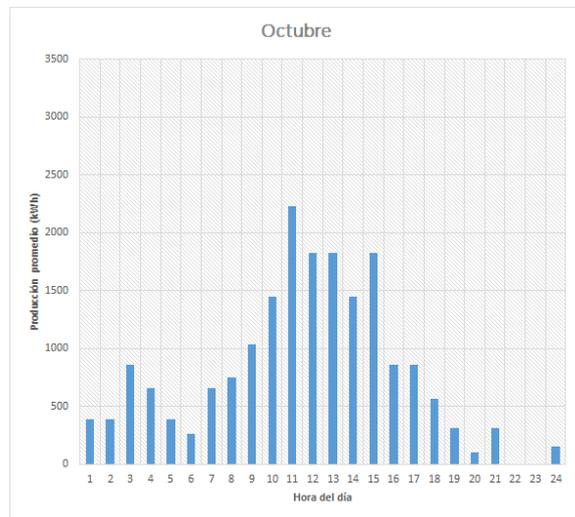


Figura 7-12. Producción V117-3.3 MW. 1 de octubre.

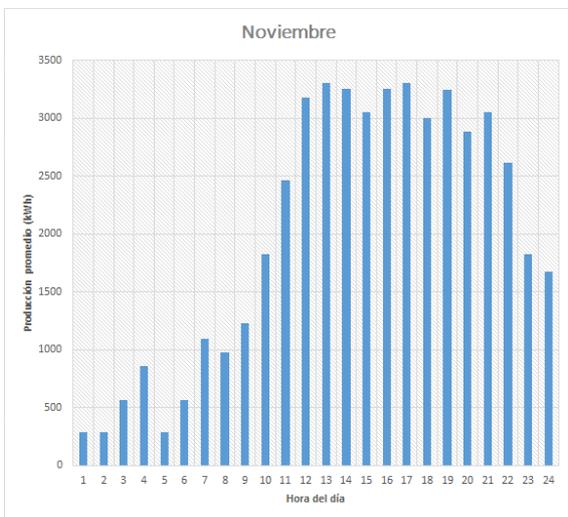


Figura 7-13. Producción V117-3.3 MW. 1 de nov.

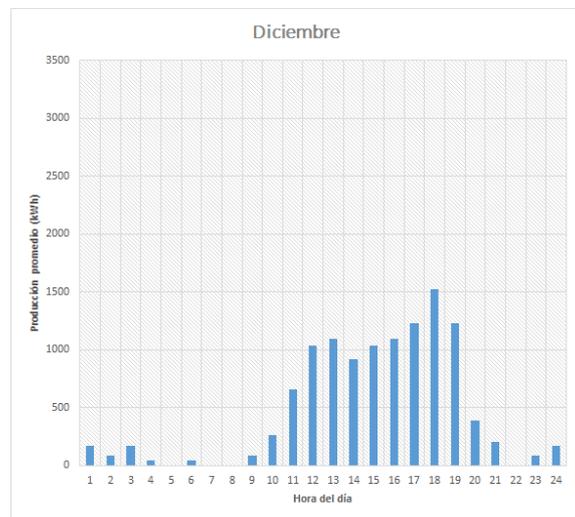


Figura 7-14. Producción V117-3.3 MW. 1 de diciembre.

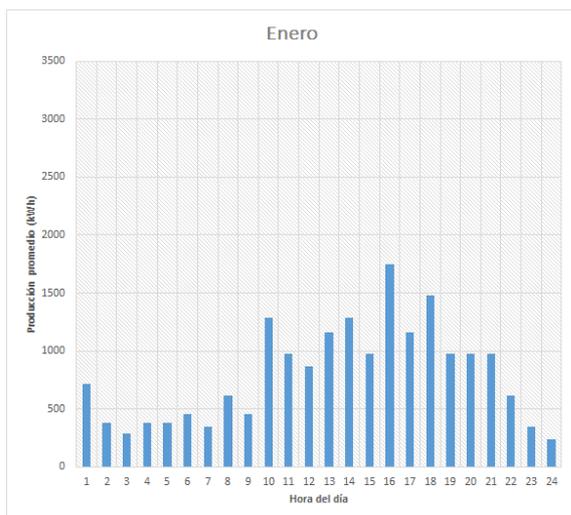


Figura 7-15. Producción V126-3.0 MW. 1 de enero.

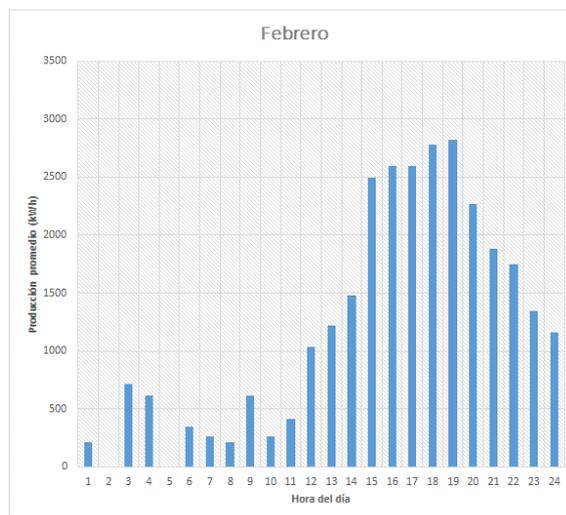


Figura 7-16. Producción V126-3.0 MW. 1 de febrero.

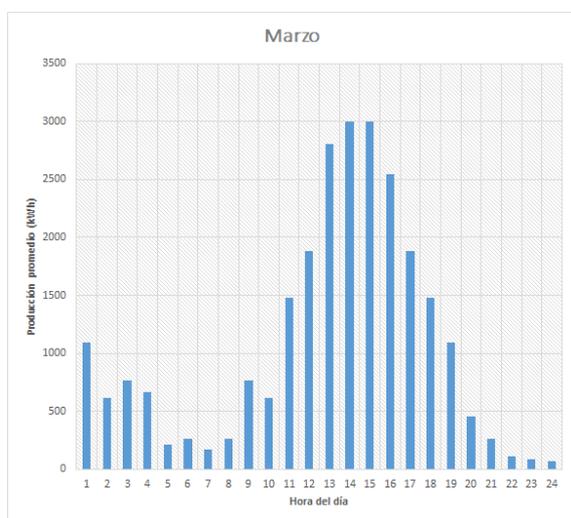


Figura 7-17. Producción V126-3.0 MW. 1 de marzo.

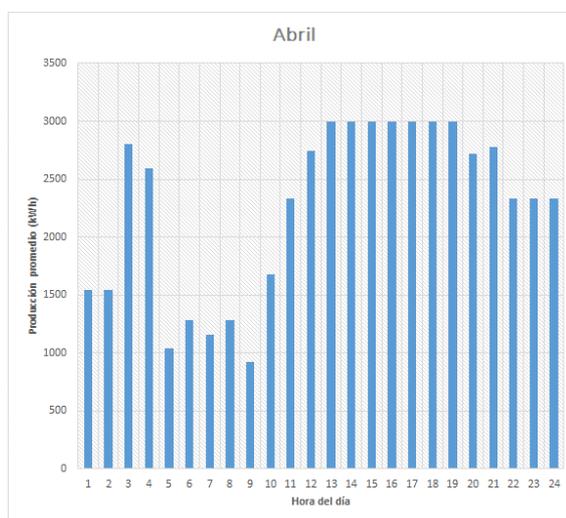


Figura 7-18. Producción V126-3.0 MW. 1 de abril.

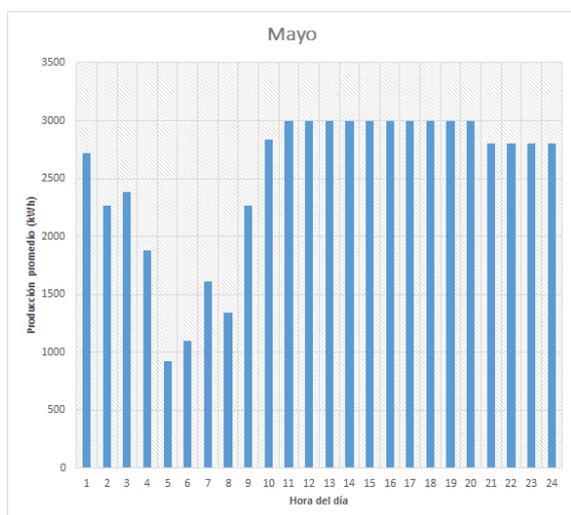


Figura 7-19. Producción V126-3.0 MW. 1 de mayo.

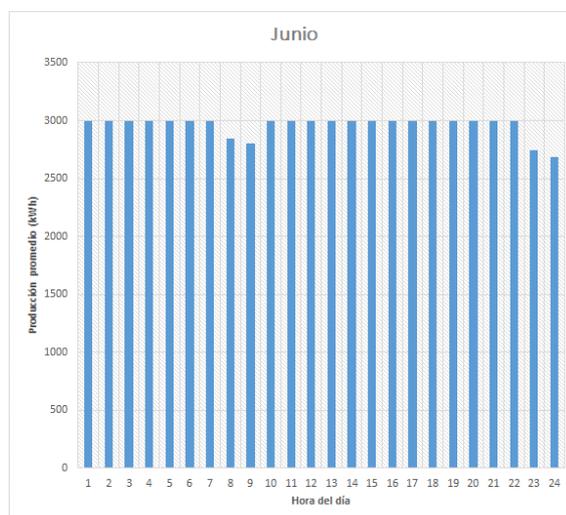


Figura 7-20. Producción V126-3.0 MW. 1 de junio.

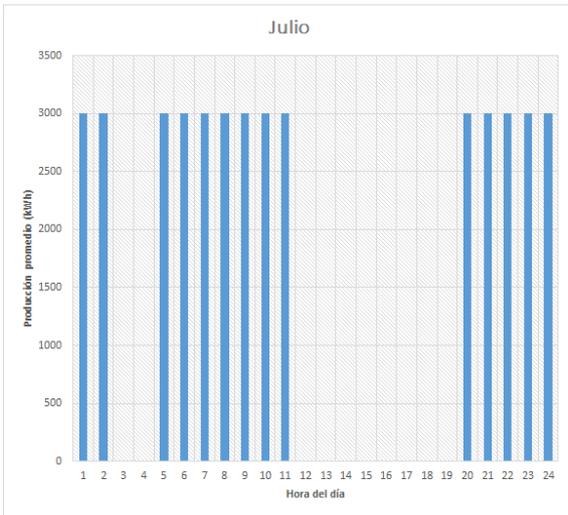


Figura 7-21. Producción V126-3.0 MW. 1 de julio.

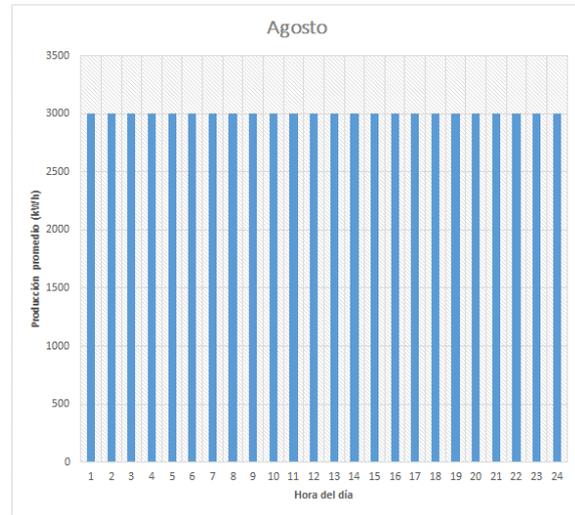


Figura 7-22. Producción V126-3.0 MW. 1 de agosto.

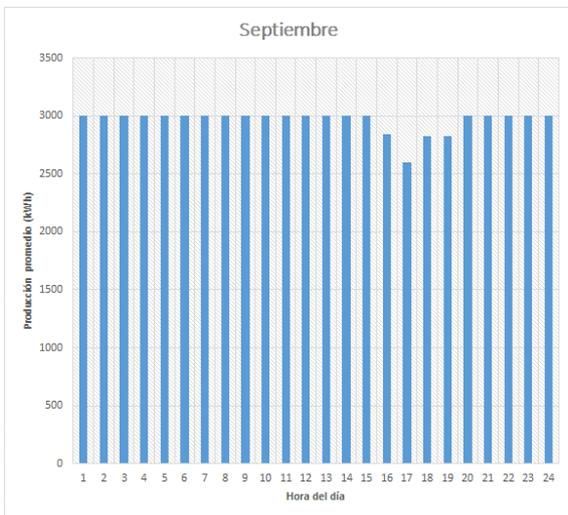


Figura 7-23. Producción V126-3.0 MW. 1 de septiembre.

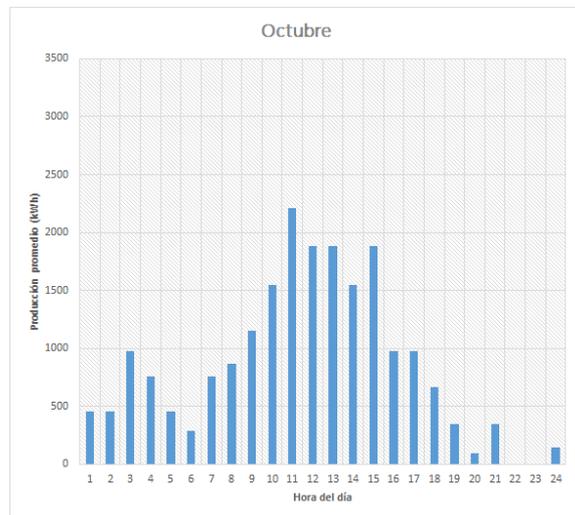


Figura 7-24. Producción V126-3.0 MW. 1 de octubre.

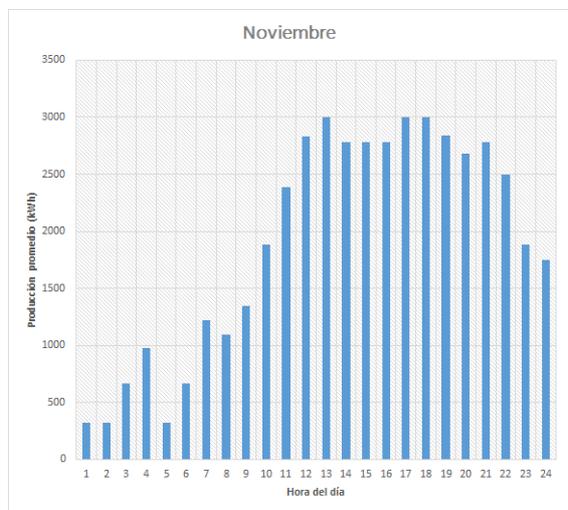


Figura 7-25. Producción V126-3.0 MW. 1 de nov.

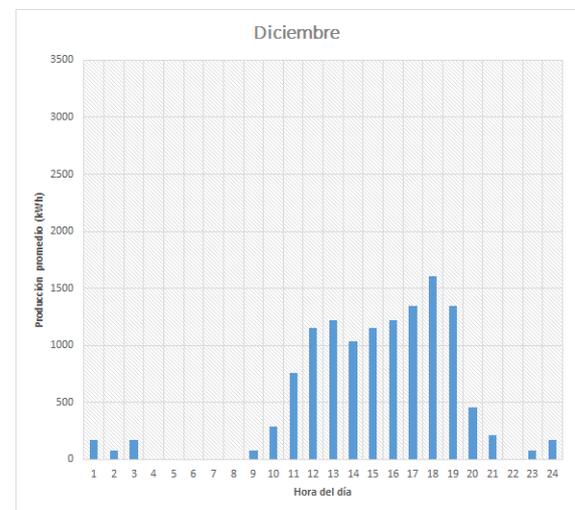


Figura 7-26. Producción V126-3.0 MW. 1 de diciembre.

7.3 Dimensionamiento del parque eólico

Para poder obtener el coste de capital de la planta es necesario calcular el número de aerogeneradores necesarios para proveer la energía requerida por el proceso de separación del disolvente puro (agua) a partir de la solución extractora. Asimismo se calcula, a efectos de establecer una comparación entre los dos procesos, el número de aerogeneradores necesario para alimentar una planta de ósmosis inversa situada en el mismo emplazamiento y con una capacidad igual (capacidad de $200000 \text{ m}^3/\text{día}$). Se recuerda que la salinidad del agua tratada es de $0,025 \text{ kg/kg}$.

Para el dimensionamiento del parque eólico se han establecido las siguientes hipótesis:

- La planta desaladora dispone de un sistema de almacenamiento tal que le permite aprovechar toda la producción del conjunto de aerogeneradores.
- Se asume un rendimiento exergético del 50% para la desalación mediante ósmosis directa.
- Por suponer un mayor ahorro energético frente a la tecnología de ósmosis directa ($1,6 \text{ kWh/m}^3$), se establecen como condiciones de funcionamiento de la planta de ósmosis directa las siguientes:
 - o $\Delta\pi_{dil}=2,5 \text{ bar}$
 - o $r_{FO}=0,25$
- Se establece, como ya se hizo en capítulos anteriores para salinidades de $0,025 \text{ kg/kg}$, un consumo principal de la tecnología de ósmosis inversa de $1,8 \text{ kWh/m}^3$ [8].

7.3.1 Planta de ósmosis directa

Se calcula en este apartado el número de aerogeneradores para proveer la energía necesaria para el funcionamiento de la planta de ósmosis directa. Puesto que esta tecnología supone un ahorro energético del 11% respecto a la tecnología de ósmosis inversa (consumo principal OI: $1,8 \text{ kWh/m}^3$), se tendrá un consumo principal de $1,6 \text{ kWh/m}^3$.

Multiplicando el consumo principal por la capacidad de la planta ($200000 \text{ m}^3/\text{día}$) se obtiene el consumo diario de energía. El consumo anual se obtiene de multiplicar el consumo diario por los 365 días del año. La ecuación (7-7) muestra el consumo anual de la planta de ósmosis directa.

$$\text{Consumo anual planta de FO} = 116800000 \text{ kWh} \quad (7-7)$$

Dividiendo el consumo de la planta entre la producción anual de cada uno de los modelos de aerogenerador escogidos, se obtiene el número de aerogeneradores necesario. La producción anual de los aerogeneradores se calculó en la sección 7.2.

Serán necesarios 7 aerogeneradores del modelo V117-3.3 MW, o bien, 7 del modelo V126-3.0 MW. La Figura 7-27 ilustra el resultado obtenido.

7.3.2 Planta de ósmosis inversa

Se calcula en este apartado el número de aerogeneradores para proveer la energía necesaria para el funcionamiento de la planta de ósmosis inversa. Esta tecnología tiene un consumo principal de $1,8 \text{ kWh}/\text{m}^3$ [8].

Multiplicando el consumo principal por la capacidad de la planta ($200000 \text{ m}^3/\text{día}$) se obtiene el consumo diario de energía. El consumo anual se obtiene de multiplicar el consumo diario por los 365 días del año. La ecuación (7-8) muestra el consumo anual de la planta de ósmosis directa.

$$\text{Consumo anual planta de FO} = 131400000 \text{ kWh} \quad (7-8)$$

Dividiendo el consumo de la planta entre la producción anual de cada uno de los modelos de aerogenerador escogidos, se obtiene el número de aerogeneradores necesario. La producción anual de los aerogeneradores se calculó en la sección 7.2.

Serán necesarios 8 aerogeneradores del modelo V117-3.3 MW, o bien, 8 del modelo V126-3.0 MW. La Figura 7-27 ilustra el resultado obtenido.

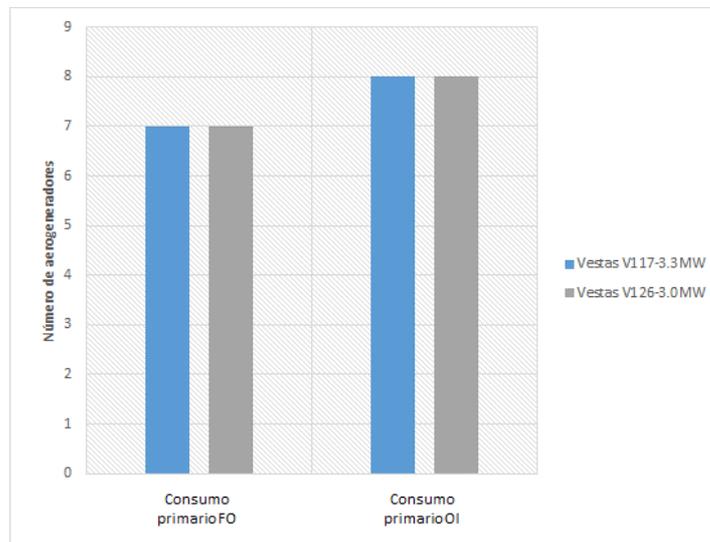


Figura 7-27. Número de aerogeneradores necesario para el funcionamiento de cada tipo de planta.

7.4 Análisis económico

Aunque la falta de medidas experimentales de la presión osmótica de la solución extractora (basada en el soluto polietilenimina ramificada) y el relativo desconocimiento de los costes asociados al montaje y mantenimiento de plantas desaladoras basadas en ósmosis directa impiden realizar una estimación económica razonable, se presenta en esta sección un desglose de los costes de una planta de ósmosis directa con una capacidad de $200000 \text{ m}^3/d$. Para ello se parte de una serie de hipótesis que tendrán una validez limitada dado el desconocimiento de la tecnología de ósmosis directa.

7.4.1 Costes de capital

En esta subsección se lleva a cabo un desglose de los costes de capital asociados con el montaje de la planta y del parque eólico. Los costes de capital de la planta de ósmosis directa se han obtenido a partir de costes reales de plantas de $200000 \text{ m}^3/d$ basadas en ósmosis directa, haciendo una serie de hipótesis que se detallan a continuación.

Las hipótesis establecidas respecto a los costes de capital de la planta son las siguientes:

- Se supone que el coste de equipos de la planta de ósmosis directa el doble del coste de los equipos requeridos en la planta de ósmosis inversa.
- El coste de capital por unidad de capacidad del proyecto de ósmosis inversa es de $875 \text{ €/}(m^3/d)^{15}$.
- Se suponen iguales consumos auxiliares para ambas plantas.
- Se ha supuesto que el proyecto es de alta complejidad [7].

7.4.1.1 Costes asociados a la planta

Se ha supuesto que el único coste que varía con la tecnología es el asociado a los equipos necesarios. Teniendo esto en cuenta, puede calcularse el coste de capital por unidad de capacidad para la planta de ósmosis directa es de $1190 \text{ €/}(m^3/d)$. En la Tabla 7-1 y 7-2 se muestran los costes de capital asociados a la planta de ósmosis inversa y directa respectivamente.

Ósmosis inversa (OI)	Porcentaje del coste de capital total de OI (%)
Costes de capital directos	Complejidad Alta
Preparación del emplazamiento	1
Toma de agua de alimentación	5
Pretratamiento	8
Coste de equipamiento	36
Post-tratamiento	2
Eliminación del concentrado	3
Tratamiento de residuos	1,5
Sistemas eléctricos y de instrumentación	2,5
Equipamiento auxiliar	2
Edificios	5
Puesta en marcha	2
% del coste de capital total	68
Servicios de ingeniería	
% del coste de capital total	12,5
Desarrollo del proyecto	
% del coste de capital total	10
Financiación del proyecto	
% del coste de capital total	9,5

Capacidad de la planta (m3/d)	200000
Coste de capital total (€)	175000000
Preparación del emplazamiento	1750000
Toma de agua de alimentación	8750000
Pretratamiento	14000000
Coste de equipamiento	63000000
Post-tratamiento	3500000
Eliminación del concentrado	5250000
Tratamiento de residuos	2625000
Sistemas eléctricos y de instrumentación	4375000
Equipamiento auxiliar	3500000
Edificios	8750000
Puesta en marcha	3500000
Coste de capital directo OI (€)	119000000
Coste de capital serv. Ing. OI (€)	21875000
Coste de capital desarrollo OI (€)	17500000
Coste de capital financiación OI (€)	16625000

Tabla 7-1. Costes de capital asociados a la planta de ósmosis inversa.

¹⁵ Valor real de planta en Barcelona-Llobregat.

Ósmosis directa (FO)	Porcentaje del coste de capital total de FO (%)
Costes de capital directos	Complejidad Alta
Preparación del emplazamiento	0,7
Toma de agua de alimentación	3,7
Pretratamiento	5,9
Coste de equipamiento	52,9
Post-tratamiento	1,5
Eliminación del concentrado	2,2
Tratamiento de residuos	1,1
Sistemas eléctricos y de instrumentación	1,8
Equipamiento auxiliar	1,5
Edificios	3,7
Puesta en marcha	1,5
% del coste de capital total	76,5
Servicios de ingeniería	
% del coste de capital total	9,2
Desarrollo del proyecto	
% del coste de capital total	7,4
Financiación del proyecto	
% del coste de capital total	7,0

Capacidad de la planta (m3/d)	200000
Coste de capital total (€)	238000000
Preparación del emplazamiento	1750000
Toma de agua de alimentación	8750000
Pretratamiento	14000000
Coste de equipamiento	126000000
Post-tratamiento	3500000
Eliminación del concentrado	5250000
Tratamiento de residuos	2625000
Sistemas eléctricos y de instrumentación	4375000
Equipamiento auxiliar	3500000
Edificios	8750000
Puesta en marcha	3500000
Coste de capital directo FO (€)	182000000
Coste de capital serv. Ing. FO (€)	21875000
Coste de capital desarrollo FO (€)	17500000
Coste de capital financiación FO (€)	16625000

Tabla 7-2. Costes de capital asociados a la planta de ósmosis directa (estimación basada en hipótesis mencionadas)

Los costes de capital totales asociados a cada una de las plantas son, según los cálculos expuestos en la Tabla 7-1 y 7-2:

- Coste de capital total planta ósmosis inversa: 175 M€
- Coste de capital total planta ósmosis directa: 238 M€

Como puede comprobarse, el coste de capital de la tecnología de ósmosis directa es un 36% mayor que el asociado al de la ósmosis inversa.

7.4.1.2 Coste de aerogeneradores

Dada la dificultad de encontrar en la literatura información relativa al coste de los aerogeneradores de gran potencia, se han utilizado datos de la literatura para extrapolar dichos valores [10]. Se ha establecido el de 890 €/kW como precio para el aerogenerador medio¹⁶. Teniendo esto en cuenta se estiman los siguientes costes para los parques eólicos previamente dimensionados:

- Parque eólico asociado a planta de ósmosis inversa (8 aerogeneradores):
 - o Modelo V117-3.3 MW: 23,5 M€
 - o Modelo V126-3.0 MW: 21,4 M€
- Parque eólico asociado a planta de ósmosis directa (7 aerogeneradores):
 - o Modelo V117-3.3 MW: 20,6 M€
 - o Modelo V126-3.0 MW: 18,7 M€

¹⁶ Hay que tener en cuenta que esta es una aproximación grosera, de modo que los precios obtenidos son meramente orientativos.

7.4.2 Costes de operación y mantenimiento

Dada la falta de madurez de la tecnología de ósmosis directa, se hace imposible formular hipótesis razonables que respalden el cálculo de los costes de operación y mantenimiento para una planta desaladora basada en esta tecnología. Es por ello que se ha obviado el cálculo de los mismos en el presente trabajo.

8 CONCLUSIONES Y LÍNEAS DE TRABAJO FUTURO

Tras el análisis de consumos llevado a cabo para el proceso de separación del disolvente puro a partir de soluciones extractoras basadas en polietilenimina ramificada, se llegó a la conclusión de que, para rendimientos exergéticos viables desde el punto de vista de la técnica ($\eta_x=0,5$), sólo pueden alcanzarse ahorros respecto de la tecnología de ósmosis inversa para valores de salinidad del agua de mar de 0,025 kg/kg (ver Figura 5-31 a 5-33). Este agua se obtiene a partir de procesos de pretratamiento consistentes en la dilución del agua de mar previa a su entrada en el proceso de ósmosis directa.

En este punto, deben mencionarse iniciativas como las del proyecto MIDES (Microbial Desalination for low energy drinking water) que están desarrollando procesos de pretratamiento de agua con consumo energético nulo, exceptuando los consumos auxiliares. Proyectos como este pueden ofrecer perspectivas de futuro interesantes de cara al desarrollo de nuevos procesos de ósmosis directa que puedan competir con la tecnología actual de ósmosis inversa.

En cuanto al resto de valores de salinidad contemplados en el análisis, se vislumbró la posibilidad de un potencial ahorro para salinidades de 0,040 kg/kg (ver Figura 5-44). Estos ahorros obtenidos para salinidades de 0,040 kg/kg deben ser interpretados con precaución puesto que se obtuvieron quebrantando los límites de validez de la expresión (4-1), ya que como se indicó con anterioridad, se han extrapolado los resultados de dicha expresión hasta valores de la fracción másica de la solución extractora de 0,3.

Para avanzar en el análisis del proceso de ósmosis directa basado en soluciones extractoras de polietilenimina ramificada (PEI), serían precisas mediciones experimentales de la presión osmótica de la disolución extractoras para un rango más amplio de concentraciones. De este modo podrían verificarse los consumos del proceso para un rango mucho más amplio de condiciones de funcionamiento.

Con el mismo objetivo de hacer más exhaustivo el análisis del proceso de ósmosis directa, sería necesario medir el comportamiento de la presión osmótica de la solución extractora para un mayor rango de variaciones del pH de la disolución.

Una reducción del pH puede aumentar significativamente la presión osmótica de la solución extractora sin necesidad de aumentar su concentración, lo que supondría una reducción de los consumos de separación al mismo tiempo que se favorecería la espontaneidad del proceso de ósmosis directa. Por tanto, puede esperarse que la separación del disolvente puro a partir de la solución extractora aplicando previamente una reducción del pH ofrezca a la ósmosis directa opciones de futuro muy interesantes.

Debido a la falta de información citada en el punto anterior, no puede realizarse una estimación económica razonable de la tecnología basada en ósmosis directa.

REFERENCIAS

- [1] P. G. Nicoll and N. Thompson, "Forward Osmosis Desalination: A Commercial Reality," in *Perth Convention and Exhibition Centre (PCEC)*, Perth, Western Australia, 2011.
- [2] M. Elimelech, "Yale constructs forward osmosis desalination pilot plant," *Membrane Technology*, pp. 7-8, 2007.
- [3] P. G. Nicoll, "Forward Osmosis - A Brief Introduction," in *The International Desalination Association World Congress on Desalination and Water Reuse*, Tianjin, China, 2013.
- [4] C. Gómez Camacho, *Termodinámica*, Sevilla: Universidad de Sevilla, E.S. de Ingenieros, Servicio de Publicaciones, 2013.
- [5] M. H. Sharqawy, J. H. Lienhard and S. M. Zubair, "Thermophysical properties of seawater: a review of existing correlations and data," *Desalination Publications*, Cambridge, 2009.
- [6] M. Cho, S. H. Lee, D. Lee, D. P. Chen, I.-C. Kim and M. S. Diallo, "Osmotically driven membrane processes: Exploring the potential of branched polyethyleneimine as draw solute using porous FO membranes with NF separation layers," *Journal of Membrane Science*, pp. 278-288, 2016.
- [7] M. Wilf, *The Guidebook to Membrane Desalination Technology. Reverse Osmosis, Nanofiltration and hybrid Systems Process, Design, Applications and Economics*, Balaban Desalination Publications, 2007.
- [8] L. García Rodríguez, «Apuntes Master en Sistemas de Energía Térmica,» Universidad de Sevilla, 2015.
- [9] V. Romero-Ternero, «Influence of the fitted probability distribution type on the annual mean power generated by wind turbines: A case study at the Canary Islands,» *Energy Conversion and Management*, n° 49, pp. 2047-2054, 2008.
- [10] Danish Wind Industry Association, «Windpower,». Available: www.windpower.org.

ANEXO A: TABLAS

		0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,08	0,09	0,1	0,11	0,12	0,13	0,14	0,15	0,16	0,17	0,18	0,19	0,2	0,21	0,22	0,23	0,24	0,25
r	w_{Dsc}	0	-1,02040816	-2,06185567	-3,125	-4,21052632	-5,31914894	-6,4516129	-7,60869565	-8,79120879	-10	-11,2359551	-12,5	-13,7931034	-15,1162791	-16,4705882	-17,8571429	-19,2771084	-20,7317073	-22,2222222	-23,75	-25,3164557	-26,9230769	-28,5714286	-30,2631579	-32
	w_{Dsd}	0,50505051	0	-0,51546392	-1,04166667	-1,57894737	-2,12765957	-2,68817204	-3,26086957	-3,84615385	-4,44444444	-5,05617978	-5,68181818	-6,32183908	-6,97674419	-7,64705882	-8,33333333	-9,03614458	-9,75609756	-10,4938272	-11,25	-12,0253165	-12,8205128	-13,6363636	-14,4736842	-15,3333333
		0,67340067	0,34013605	0	-0,34722222	-0,70175439	-1,06382979	-1,43369176	-1,8115942	-2,1978022	-2,59259259	-2,99625468	-3,40909091	-3,83141762	-4,26356589	-4,70588235	-5,15873016	-5,62248996	-6,09756098	-6,58436214	-7,08333333	-7,59493671	-8,11965812	-8,65800866	-9,21052632	-9,77777778
		0,75757576	0,51020408	0,25773196	0	-0,26315789	-0,53191489	-0,80645161	-1,08695652	-1,37362637	-1,66666667	-1,96629213	-2,27272727	-2,5862069	-2,90697674	-3,2529412	-3,57142857	-3,91566265	-4,26829268	-4,62962963	-5	-5,37974684	-5,76923077	-6,16883117	-6,57894737	-7
		0,80808081	0,6122449	0,41237113	0,20833333	0	-0,21276596	-0,43010753	-0,65217391	-0,87912088	-1,11111111	-1,34831461	-1,59090909	-1,8398046	-2,09302326	-2,35294118	-2,61904762	-2,89156627	-3,17073171	-3,45679012	-3,75	-4,05063291	-4,35897436	-4,67532468	-5	-5,33333333
		0,84175084	0,68027211	0,51546392	0,34722222	0,1754386	0	-0,17921147	-0,36231884	-0,54945055	-0,74074074	-0,93632959	-1,13636364	-1,34099617	-1,5503876	-1,76470588	-1,98412698	-2,20883334	-2,43902439	-2,67489712	-2,91666667	-3,16455696	-3,41880342	-3,67965368	-3,94736842	-4,22222222
		0,86580087	0,72886297	0,58910162	0,44642857	0,30075188	0,15197568	0	-0,1552795	-0,31397174	-0,47619048	-0,64205457	-0,81168831	-0,98522167	-1,1627907	-1,34453782	-1,53061234	-1,72111704	-1,91637631	-2,11640212	-2,32142857	-2,53164557	-2,74725275	-2,96846011	-3,19548872	-3,42857143
		0,88383838	0,76530612	0,6443299	0,52083333	0,39473684	0,26595745	0,1344086	0	-0,13736264	-0,27777778	-0,42134831	-0,56818182	-0,7183908	-0,87209302	-1,02941176	-1,19047619	-1,35542169	-1,52439024	-1,69753086	-1,875	-2,05696209	-2,24358974	-2,43506494	-2,63157895	-2,83333333
		0,89786756	0,79365079	0,68728522	0,5787037	0,46783626	0,35460993	0,23894863	0,12077295	0	-0,12245679	-0,24968789	-0,37878788	-0,51085568	-0,64599483	-0,78431373	-0,92592593	-1,07095047	-1,2195122	-1,37174211	-1,52777778	-1,68776371	-1,85185185	-2,02020202	-2,19298246	-2,37037037
		0,90909091	0,81632653	0,72164948	0,625	0,52631579	0,42553191	0,32258065	0,2173913	0,10989011	0	-0,11236995	-0,22727273	-0,34482759	-0,46511628	-0,58823529	-0,71428571	-0,84337349	-0,97560976	-1,11111111	-1,25	-1,39240506	-1,53846154	-1,68891169	-1,84210526	-2
		0,91827365	0,83487941	0,7497657	0,66287879	0,57416268	0,48355899	0,39100684	0,29644269	0,1998002	0,1010101	0	-0,10330579	-0,20898642	-0,31712474	-0,42780749	-0,54112554	-0,65717415	-0,77605322	-0,89786756	-1,02272727	-1,15074799	-1,28205128	-1,41676505	-1,55502392	-1,6969697
		0,92592593	0,85034014	0,77319588	0,69444444	0,61403509	0,53191489	0,44802867	0,36231884	0,27472527	0,18518519	0,09363296	0	-0,09578544	-0,19379845	-0,29411765	-0,39689254	-0,50200803	-0,6097561	-0,72016461	-0,83333333	-0,94936709	-1,06837607	-1,19047619	-1,31578947	-1,44444444
		0,93240093	0,86342229	0,79302141	0,72115385	0,64777328	0,57283142	0,49627792	0,4180602	0,33812342	0,25641026	0,17286085	0,08741259	0	-0,08944544	-0,18099548	-0,27472527	-0,37071362	-0,46904315	-0,56980057	-0,67307692	-0,77896787	-0,88757396	-0,999001	-1,11336032	-1,23076923
		0,93795094	0,87463557	0,81001473	0,74404762	0,67669173	0,60790274	0,53763441	0,46583851	0,39246468	0,31746032	0,24077047	0,16233766	0,08210181	0	-0,08403361	-0,17006803	-0,25817556	-0,34843206	-0,44091711	-0,53571429	-0,63291139	-0,73260073	-0,83487941	-0,93984962	-1,04761905
		0,94276094	0,88435374	0,82474227	0,76388889	0,70175439	0,63829787	0,5734767	0,50724638	0,43956044	0,37037037	0,29962547	0,22727273	0,1532567	0,07751938	0	-0,07936508	-0,16064257	-0,24390244	-0,32921811	-0,41666667	-0,50632911	-0,5982906	-0,69264069	-0,78947368	-0,8888889
		0,9469697	0,89285714	0,83762887	0,78125	0,72368421	0,66489362	0,60483871	0,54347826	0,48076923	0,41666667	0,3511236	0,28409091	0,21551724	0,14534884	0,07352941	0	-0,0753012	-0,15243902	-0,23148148	-0,3125	-0,39556962	-0,48076923	-0,56818182	-0,65789474	-0,75
		0,9506833	0,90036014	0,84899939	0,79656863	0,74303406	0,68836045	0,63251107	0,57544757	0,51712993	0,45751634	0,39656312	0,3342246	0,27045301	0,20519836	0,1384083	0,07002801	0	-0,0713601	-0,14524328	-0,22058824	-0,29784066	-0,37707391	-0,45836516	-0,54179567	-0,62745098
		0,95398429	0,90702948	0,85910653	0,81018519	0,76023392	0,70921986	0,65710872	0,60386473	0,54945055	0,49382716	0,43695381	0,37878788	0,3192848	0,25839793	0,19607843	0,13227513	0,0669344	0	-0,06858711	-0,13888889	-0,21097046	-0,28490028	-0,36075036	-0,43859649	-0,51851852
		0,9569378	0,91299678	0,86814976	0,82236842	0,77562327	0,72788354	0,67911715	0,62929062	0,578369	0,52631579	0,47309284	0,41866029	0,36297641	0,30599755	0,24767802	0,18796992	0,12682308	0,06418485	0	-0,06578947	-0,1332445	-0,20242915	-0,2734108	-0,34626039	-0,42105263
		0,95959596	0,91836735	0,87628866	0,83333333	0,78947368	0,74468085	0,69892473	0,65217391	0,6043956	0,55555556	0,50561798	0,45454545	0,40229885	0,34883721	0,29411765	0,23809524	0,18072289	0,12195122	0,0617284	0	-0,06329114	-0,12820513	-0,19480519	-0,26315789	-0,33333333
		0,96200096	0,92322643	0,88365243	0,84325397	0,80200501	0,75987842	0,71684588	0,67287785	0,62794349	0,58201058	0,53504548	0,48701299	0,4378763	0,3875969	0,33613445	0,28344671	0,22948939	0,17421603	0,1175779	0,05952381	0	-0,06105006	-0,12368584	-0,18796992	-0,25396825
		0,96418733	0,92764378	0,89034677	0,85227273	0,81339713	0,77369439	0,73313783	0,6916996	0,64935065	0,60606061	0,56179775	0,51652893	0,47021944	0,42283298	0,37433155	0,32467532	0,27382256	0,22172949	0,16835017	0,11363636	0,0575374	0	-0,05993188	-0,11961732	-0,18181818
		0,96618357	0,93167702	0,89645899	0,86050725	0,82379863	0,78630897	0,74801309	0,70888469	0,66889632	0,62801932	0,58622374	0,54347826	0,49975012	0,45500506	0,40920716	0,36231884	0,31430068	0,26511335	0,21470746	0,16304348	0,11007155	0,05574136	0	-0,05720824	-0,11594203
		0,96801347	0,93537415	0,90206186	0,86805556	0,83333333	0,79787234	0,76164875	0,72463768	0,68681319	0,64814815	0,60861423	0,56818182	0,52681992	0,48449612	0,44117647	0,3968254	0,35140562	0,30487805	0,25720165	0,20833333	0,15822785	0,10683761	0,05411255	0	-0,05595556
		0,96969697	0,93877551	0,90721649	0,875	0,84210526	0,80851064	0,77419355	0,73913043	0,7032967	0,66666667	0,62921348	0,59090909	0,55172414	0,51162791	0,47058824	0,42857143	0,38554217	0,34146341	0,2962963	0,25	0,20253165	0,15384615	0,1038961	0,05263158	0

Tabla A-1. Razón de conversión local para diferentes valores de las concentraciones de entrada y salida de la solución extractora (valores en rojo corresponden a combinaciones no permitidas).

$\Delta\pi_{dii}$ (bar)	π_{DSd} (bar)	w_{DSd}	π_{DSc} (bar)									
			r_{FO}	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3	0,35	0,4
2,5	21,0143164	0,20572639			23,9968157	26,6472953	29,8258938	33,6717444	38,3696238	44,1681566	51,40672	60,5559798
5	23,5143164	0,21543383			26,8743459	29,8997949	33,521576	37,8942383	43,2221422	49,7789643	57,9363484	68,2067824
7,5	26,0143164	0,22362874			29,5319462	32,8989974	36,9230734	41,7720791	47,6672302	54,9036065	63,8801881	75,1445555
10	28,5143164	0,23075410			32,0212306	35,7041602	40,0990989	45,3857736	51,8002342	59,656276	69,3766089	81,539019
12,5	31,0143164	0,23725286			34,4424558	38,4288986	43,1792179	48,8840595	55,7931039	64,2372443	74,6607252	87,6685337
15	33,5143164	0,24356797			36,9381476	41,2336838	46,3449991	52,4734475	59,8820111	68,9181752	80,0469494	93,8993552
17,5	36,0143164	0,25014240			39,6910399	44,3232324	49,8267351	56,4141238	64,3622506	74,035803	85,9211784	100,676007
20	38,5143164	0,25741911			42,9282853	47,9508068	53,9077848	61,0242692	69,5924443	79,9958949	92,744344	108,524196
22,5	41,0143164	0,26584105			46,9336761	52,431178	58,9382811	66,6944918	76,0096506	87,2889457	101,068541	118,067129
25	43,5143164	0,27585119			52,069844	58,1641931	65,3600826	73,9141491	84,1569927	96,5189783	111,566765	130,055827
27,5	46,0143164	0,28789248			58,8130624	65,6714859	73,745371	83,3117496	94,7257021	108,446953	125,077259	145,413753
30	48,5143164	0,30240789			67,8043354	75,6498119	84,8520864	95,7122428	108,613879	124,050435	142,663286	165,295601
32,5	51,0143164	0,31984037			79,9218694	89,0456894	99,7003422	112,214648	127,004567	144,601083	165,688675	191,159129
35	53,5143164	0,34063288			96,3817364	107,157364	119,674868	134,293907	151,465657	171,760892	195,90828	224,84727

Tabla A-2. Presión osmótica de la solución extractora concentrada para una salinidad de 0,025 kg/kg. (Las celdas rosas indican los procesos de ósmosis directa no espontánea; las celdas rojas indican valores cuya concentración excede los límites impuestos por los datos experimentales; las celdas amarillas son valores válidos).

$\Delta\pi_{dil}$ (bar)	π_{DSd} (bar)	w_{DSd}	π_{DSc} (bar)						
			0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
2,5	28,7896432	0,23149249		32,2889781	36,0056505	40,4401441	45,7734203	52,2430735	60,1648415
5	31,2896432	0,23794931		34,7106932	38,7305385	43,5199129	49,270639	56,2338621	64,7423073
7,5	33,7896432	0,24427128		37,2250131	41,5558385	46,7083117	52,8849844	60,3503218	69,4536539
10	36,2896432	0,25090134		40,0192269	44,6912605	50,2411094	56,8826487	64,894331	74,642823
12,5	38,7896432	0,25828247		43,3259636	48,3960317	54,4081608	61,5888826	70,232197	80,7239181
15	41,2896432	0,26685762		47,4364075	52,992924	59,5682532	67,4036452	76,8110616	88,1982746
17,5	43,7896432	0,27706974		52,7237411	58,8931305	66,1754321	74,8293593	85,1880172	97,6847913
20	46,2896432	0,28936181		59,6795381	66,6346162	74,8192789	84,5130234	96,0738712	109,965049
22,5	48,7896432	0,30417677		68,9669283	76,9375467	86,2824371	97,3055615	110,393904	126,044869
25	51,2896432	0,32195759		81,4958076	90,781619	101,619631	114,341925	129,368229	147,233839
27,5	53,7896432	0,34314722		98,5271028	109,51146	122,263315	137,145857	154,614235	175,243628
30	56,2896432	0,36818863		121,815039	134,977552	150,161699	167,763119	188,272738	212,30439
32,5	58,7896432	0,39752478		153,798375	169,721176	187,954915	208,926036	233,157676	261,296014
35	61,2896432	0,43159862		197,853535	217,212398	239,194323	264,250253	292,926221	325,887404

Tabla A-3. Presión osmótica de la solución extractora concentrada para una salinidad de 0,035 kg/kg. (Las celdas rosas indican los procesos de ósmosis directa no espontánea; las celdas rojas indican valores cuya concentración excede los límites impuestos por los datos experimentales; las celdas amarillas son valores válidos).

			π_{DSc} (bar)							
$\Delta\pi_{dil}$ (bar)	π_{DSd} (bar)	w_{DSd}	r_{FO}							
				0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
2,5	32,7809305	0,24170832			36,1883141	40,3913772	45,3947857	51,3967317	58,6562768	67,5160252
5	35,2809305	0,24816077			38,8443523	43,3734726	48,757009	55,2041487	62,987563	72,4667649
7,5	37,7809305	0,25518554			41,912954	46,8136856	52,6293095	59,581043	67,9563692	78,133092
10	40,2809305	0,26322562			45,6594837	51,0068163	57,3401878	64,894616	73,9744728	84,9782737
12,5	42,7809305	0,27272394			50,4204605	56,3245936	63,3012565	71,6017457	81,5502091	93,5692132
15	45,2809305	0,28412347			56,6343366	63,2482173	71,0415436	80,2849973	91,3260658	104,615406
17,5	47,7809305	0,29786717			64,8873492	72,4163885	81,257602	91,7046279	104,132279	119,023667
20	50,2809305	0,31439801			75,9790955	84,6931378	94,8832851	106,869858	121,058967	137,970251
22,5	52,7809305	0,33415893			91,0141099	101,261071	113,183985	127,133209	143,549397	162,991561
25	55,2809305	0,35759290			111,527592	123,746986	137,880882	154,311823	173,516468	196,093482
27,5	57,7809305	0,38514287			139,655436	154,387988	171,311062	190,83913	213,483089	239,877234
30	60,2809305	0,41725182			178,360714	196,24698	216,628906	239,94868	266,744664	297,676498
32,5	62,7809305	0,45436269			231,730611	253,486539	278,052756	305,889256	337,548286	373,696501
35	65,2809305	0,49691845			305,359292	331,709384	361,158198	394,16648	431,278729	473,141394

Tabla A-4. Presión osmótica de la solución extractora concentrada para una salinidad de 0,040 kg/kg. (Las celdas rosas indican los procesos de ósmosis directa no espontánea; las celdas rojas indican valores cuya concentración excede los límites impuestos por los datos experimentales; las celdas amarillas son valores válidos).

		$\Delta G_{sep}/V^{A^*}$	kWh/m ³							
w_{Dsd}	r_{FO}									
		0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3	0,35	0,4
0,39303077		0,63475471	0,66852864	0,70667997	0,75005394	0,79971243	0,8570042	0,92366321	1,0019484	
0,40704702		0,71013848	0,74871889	0,79224958	0,84167125	0,89816159	0,96321071	1,03872619	1,12718165	
0,41864146		0,77980611	0,82277248	0,87119996	0,92611221	0,988787	1,06083591	1,14431476	1,24187907	
0,42855055		0,84510196	0,89212968	0,94508216	1,00505668	1,07341943	1,15188874	1,24264995	1,34851653	
0,43745203		0,90865018	0,9595851	1,01688289	1,08170896	1,15551101	1,24010535	1,33779562	1,45153861	
0,44598019		0,97419123	1,02910982	1,09083035	1,16058523	1,23990196	1,33069233	1,43537471	1,55704416	
0,45473372		1,04653113	1,10579367	1,17232869	1,24743892	1,33273535	1,43022924	1,54245783	1,67265862	
0,46427708		1,13165672	1,19596207	1,26807586	1,3493792	1,4415757	1,54678643	1,66767917	1,8076468	
0,47513646		1,23706509	1,30751555	1,38641348	1,4752311	1,57577913	1,69030489	1,82162528	1,97330942	
0,48779127		1,37236159	1,45054659	1,53796272	1,63619051	1,74716724	1,87328845	2,01754468	2,18370842	
0,50266220		1,55020031	1,63830647	1,7366175	1,84684339	1,97107165	2,11187219	2,27243789	2,45677543	
0,52009739		1,78767109	1,88862406	2,00099407	2,12664462	2,26783962	2,42735154	2,60860538	2,81587247	
0,54035832		2,10827926	2,2259177	2,356472	2,50198392	2,66491969	2,84828086	3,05575051	3,29188841	
0,56360739		2,54471643	2,6839885	2,83800339	3,00900287	3,19967649	3,41327386	3,65375115	3,92596455	

Tabla A-5. Energía mínima de separación por unidad de volumen de disolvente producto. Caso de salinidad 0,025 kg/kg.

		$\Delta G_{sep}/V^{A^*}$	kWh/m ³					
w_{Dsd}	r_{FO}							
		0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
0,23149249		0,85212753	0,89958939	0,95302508	1,01353957	1,08250826	1,16166058	
0,23794931		0,91569268	0,96705788	1,02483374	1,09019301	1,16459219	1,24985809	
0,24427128		0,98172727	1,03710096	1,09932628	1,16964315	1,24958796	1,34108317	
0,25090134		1,05515821	1,11493517	1,18203977	1,25778291	1,34378523	1,44206945	
0,25828247		1,14211818	1,20703825	1,27983136	1,36188796	1,45492264	1,56106948	
0,26685762		1,25030166	1,32151626	1,40125677	1,4910064	1,59258877	1,70826637	
0,27706974		1,38959661	1,46875501	1,55724163	1,65665012	1,7689331	1,89650396	
0,28936181		1,57306833	1,662431	1,76211946	1,87385941	1,99975645	2,14240143	
0,30417677		1,81840377	1,92098784	2,03513912	2,16273956	2,30607412	2,46793927	
0,32195759		2,14996759	2,26972405	2,40258085	2,55060085	2,71627397	2,90262835	
0,34314722		2,60167475	2,74368616	2,90066291	3,0748698	3,26902185	3,48639654	
0,36818863		3,22094591	3,39161478	3,57946494	3,78697479	4,01709165	4,27334304	
0,39752478		4,07408207	4,28124678	4,5081368	4,75743745	5,03231294	5,33651314	
0,43159862		5,25346873	5,50633197	5,78169612	6,08241783	6,41182807	6,77383036	

Tabla A-6. Energía mínima de separación por unidad de volumen de disolvente producto. Caso de salinidad 0,035 kg/kg.

		$\Delta G_{sep}/V^{A^*}$	kWh/m ³					
w_{Dsd}	r_{FO}							
		0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
0,24170832		0,95449529	1,00822159	1,0686192	1,13690072	1,21457012	1,30351105	
0,24816077		1,02427717	1,0822092	1,14727048	1,22074249	1,30421102	1,39965735	
0,25518554		1,10495125	1,16768245	1,23805592	1,31742869	1,40747592	1,51028504	
0,26322562		1,2035228	1,27202942	1,34878301	1,43522744	1,53314022	1,6447296	
0,27272394		1,32889818	1,40461667	1,48931881	1,58455131	1,69221205	1,81465052	
0,28412347		1,49271571	1,57764429	1,67246956	1,77886116	1,89885989	2,0349816	
0,29786717		1,71058854	1,80741939	1,91528407	2,03599846	2,17177197	2,32531471	
0,31439801		2,00389255	2,1161768	2,24090483	2,38006364	2,5360576	2,71181862	
0,33415893		2,402281	2,53462047	2,68113095	2,84399366	3,025831	3,22981859	
0,35759290		2,94716674	3,10541141	3,27990124	3,47302799	3,68764559	3,9271821	
0,38514287		3,69647896	3,88788255	4,09794958	4,32928428	4,58496714	4,86866399	
0,41725182		4,73107495	4,96431728	5,21892312	5,49768665	5,80388031	6,14135705	
0,45436269		6,16326302	6,44817957	6,75728225	7,09349664	7,4602106	7,86136531	
0,49691845		8,1479708	8,49472687	8,86831352	9,2716826	9,70820934	10,1817678	

Tabla A-7. Energía mínima de separación por unidad de volumen de disolvente producto. Caso de salinidad 0,040 kg/kg.

