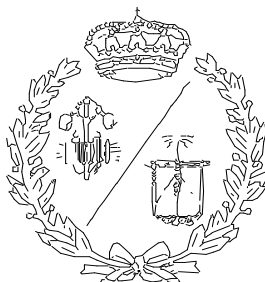


ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIEROS
INDUSTRIALES Y DE TELECOMUNICACIÓN

UNIVERSIDAD DE CANTABRIA



Trabajo Fin de Carrera

**CONTRIBUCIÓN AL DISEÑO
DE PROCESOS AVANZADOS DE SEPARACIÓN MEDIANTE
ÓSMOSIS DIRECTA**

(Contribution to the design of advanced separation processes
by forward osmosis)

Para acceder al Título de
INGENIERO QUÍMICO

Autor: Maria Cora Quintana Portilla

Julio - 2013

ÍNDICE

1. PLANTEAMIENTO:	7
1.1. DESARROLLO HISTÓRICO DE LAS MEMBRANAS:	8
1.2. TECNOLOGÍAS DE MEMBRANA:	9
1.3. ÓSMOSIS DIRECTA:	12
1.3.1. Aplicaciones:	14
1.3.2. Membranas:	25
1.3.3. Draw solutions:	28
1.3.4. Limitaciones del proceso:	30
1.4. OBJETIVO:	36
2. DESARROLLO:	39
2.1. MATERIAL Y SISTEMA EXPERIMENTAL:	39
2.1.1. Material:	39
2.1.2. Equipos:	42
2.1.3. Programas Informáticos:	45
2.2. SISTEMA EXPERIMENTAL Y METODOLOGÍA:	45
2.2.1. Desarrollo de un experimento:	48
2.3. CONDICIONES EXPERIMENTALES:	49
2.4. FUNDAMENTO EXPERIMENTAL:	51
2.4.1. Ecuaciones de Transporte:	51
2.4.2. Ecuación de Rechazo de Solute:	54
2.4.3. Ecuación de la Presión Osmótica:	54
2.4.4. Polarización por concentración:	56
3. RESULTADOS:	63
3.1. PROCESADO DE DATOS:	63
3.2. RESULTADOS:	64
3.2.1. Discusión de resultados en función de la membrana utilizada:....	66
3.2.2. Discusión de resultados en función del modo de operación (orientación de la membrana):	70
3.2.3. Comparación con datos bibliográficos:	73
3.2.4. Resultados estimación paramétrica:	74
4. CONCLUSIONES:	79
5. BIBLIOGRAFÍA:	82

Índice de Tablas

Tabla 1. Propiedades básicas de los procesos de separación con membranas.....	10
Tabla 2. Principales aplicaciones de la ósmosis directa.....	14
Tabla 3. Cronología del desarrollo de membranas de ósmosis directa.	25
Tabla 4. Resumen de solutos/draw solutions utilizados en ósmosis directa y sus métodos de recuperación.	28
Tabla 5. Características generales de las draw solutions que afectan al rendimiento del proceso de ósmosis directa y su impacto en el proceso.....	30
Tabla 6. Características principales de las membranas utilizadas.	41
Tabla 7. Datos técnicos de la balanza analítica.	44
Tabla 8. Resumen y nomenclatura de los experimentos realizados.....	51
Tabla 9. Resultados de los experimentos (valores medios).	65
Tabla 10. Resultados experimentales vs. bibliográficos.....	73
Tabla 11. Comparación de los parámetros estimados con los valores de la bibliografía.....	73
Tabla 12. Resultados de la estimación paramétrica del modelado matemático.	76

Índice de Figuras

Figura 1. Espectro de filtración de diferentes tecnologías de membrana.	11
Figura 2. Dirección del flujo de disolvente en función de la presión aplicada: FO, PRO y RO.....	12
Figura 3. Diseño de un proceso de una planta de energía con pressure retarded osmosis.	15
Figura 4. Diagrama de flujo del tratamiento de lixiviados de vertedero con ósmosis directa.....	16
Figura 5. Diagrama de flujo de la unidad original DOC de pruebas de la NASA. ...	18
Figura 6. Hydropack y X-pack de HTI.	19
Figura 7. Proceso de FO con draw solution amoníaco-dióxido de carbono.....	20
Figura 8. Representación de la aplicación de FO para aumentar la disponibilidad de agua para irrigación.	22
Figura 9. Esquema de las secciones que componen un sistema DUROS®	24
Figura 10. Corte transversal con microscopio electrónico de la membrana de menor espesor de ósmosis directa de HTI.....	26
Figura 11. Fenómeno de transporte en una membrana asimétrica de ósmosis directa. Capa soporte de la membrana enfrentada a la draw solution (izquierda) y a la alimentación (derecha).....	31
Figura 12. Polarización por concentración interna concentrativa (izquierda) y polarización por concentración interna dilutiva (derecha) en una membrana asimétrica de ósmosis directa.....	33
Figura 13. Metodología de estudio Osmosis directa en cuatro etapas	37
Figura 14. HTI OsMem CTA-ES. (a) Imagen SEM de un corte transversal de la membrana, (b) Imagen SEM de la cara de atrás (soporte) de la membrana, (c) Imagen SEM de la superficie activa. [30]	40
Figura 15. HTI OsMem CTA-NW. Imagen SEM de un corte transversal de la membrana. [31]	40
Figura 16. Malla espaciadora de polipropileno.....	42
Figura 17. Modelo CF042 de STERLITECH.	43
Figura 18. Agitador electromagnético.	43
Figura 19. Bomba Watson Marlow 323 (Draw solution) y bomba Watson Marlow 520S (alimentación).....	44
Figura 20. Balanza de precisión.....	44
Figura 21. Conductivímetro Crison pH 25.	45
Figura 22. Esquema del sistema experimental utilizado.....	46

Figura 23. Calibrado de la conductividad.	47
Figura 24. Polarización por concentración interna dilutiva en una membrana asimétrica de FO.	57
Figura 25. Polarización por concentración interna concentrativa en una membrana asimétrica de FO.	59
Figura 26. Ejemplo de una evolución de una masa de agua de una draw solution con el tiempo.	63
Figura 27. Ejemplo de una evolución de una conductividad de una alimentación con el tiempo.	64
Figura 28. Variación del flujo de agua, del flujo de soluto y del rechazo (membrana CTA-NW)	66
Figura 29. Variación del flujo de agua, del flujo de soluto y del rechazo (membrana CTA-ES)	67
Figura 30. Variación del flujo de agua, del flujo de soluto y del rechazo (membrana TFC-ES)	68
Figura 31. Variación del flujo de agua, del flujo de soluto y del rechazo en la orientación AL-FS.	70
Figura 32. Variación del flujo de agua, del flujo de soluto y del rechazo en la orientación AL-DS.....	71
Figura 33. Variación del flujo de agua y del flujo de soluto frente a la concentración de la draw solution de la membrana CTA-NW en la orientación AL-FS.	74
Figura 34. Variación del flujo de agua y del flujo de soluto frente a la concentración de la draw solution de la membrana CTA-NW en la orientación AL-DS.....	75
Figura 35. Variación del flujo de agua y del flujo de soluto frente a la concentración de la draw solution de la membrana CTA-ES en la orientación AL-FS.....	75
Figura 36. Variación del flujo de agua y del flujo de soluto frente a la concentración de la draw solution de la membrana CTA-ES en la orientación AL-DS.	75
Figura 37. Variación del flujo de agua y del flujo de soluto frente a la concentración de la draw solution de la membrana TFC-ES en la orientación AL-FS.....	76
Figura 38. Variación del flujo de agua y del flujo de soluto frente a la concentración de la draw solution de la membrana TFC-ES en la orientación AL-DS.	76

1. Planteamiento

1. PLANTEAMIENTO:

La separación, concentración y purificación de mezclas moleculares representan grandes problemas en la industria, siendo necesarios procesos eficientes de separación para:

- Obtener productos de alta calidad en las industrias alimentarias y farmacéuticas.
- Suministrar a la sociedad y a la industria agua de alta calidad.
- Eliminar componentes tóxicos o recuperar componentes valiosos de efluentes industriales.

Para esta tarea se han estado utilizando diversas técnicas de separación como destilación, precipitación, cristalización, extracción, adsorción e intercambio iónico. Actualmente, se apuesta por la sustitución de estos métodos de separación convencionales por procesos avanzados de separación que utilizan tecnologías de membranas minimizando el consumo de materias primas, el consumo de energía, emisiones, efluentes y residuos en el proceso.

También son componentes clave en sistemas de conversión de energía, en órganos artificiales y en sistemas de transporte de medicamentos. [1]

Las membranas difieren ampliamente en estructura, función y forma de operación. Sin embargo, todas ellas poseen características en común que las convierten en herramientas atractivas para la separación de mezclas moleculares. La más importante es que la separación se realiza con medios físicos a temperatura ambiente sin alterar químicamente los constituyentes de una mezcla (característica obligatoria en aplicaciones médicas y alimentarias). Además, los procesos con membranas son a menudo más sencillos técnicamente y más eficientes energéticamente que las técnicas de separación convencionales y se pueden emplear tanto para operaciones a gran escala en continuo como para operaciones en discontinuo para cantidades pequeñas.

1.1. DESARROLLO HISTÓRICO DE LAS MEMBRANAS:

Los primeros estudios sobre membranas se remontan al siglo XVIII cuando Nollet (1752) descubrió que una vejiga de cerdo permitía el paso preferencial de etanol cuando se ponía en contacto con una mezcla de agua-etanol en un lado y agua pura en el otro. Otros estudios sobre el transporte de materia en membranas se llevaron a cabo por Graham (1866) que estudió la difusión de gases a través de diferentes medios. Más estudios se llevaron a cabo con materiales naturales (vejigas de animales, goma).

Traube (1867) fue el primero en elaborar una membrana semipermeable artificial precipitando ferrocianuro cúprico en una capa fina de porcelana porosa. Esta membrana fue utilizada por Pfeffer (1877) para el estudio de la ósmosis.

La interpretación del fenómeno osmótico y el transporte de materia a través de membranas se basa en los estudios de Fick (1855), que interpretó la difusión de líquidos como función de un gradiente de concentración, y de Van't Hoff (1887) que proporcionó una explicación termodinámica de la presión osmótica. Posteriormente, Nernst (1888) y Planck (1890) introdujeron la ecuación de flujo para electrolitos bajo la fuerza impulsora de un gradiente de concentración o potencial eléctrico. La historia preliminar de la ciencia sobre membranas con los fenómenos básicos descritos e interpretados culmina con Donnan (1911) que describe la teoría del equilibrio de membrana y los potenciales de membrana en presencia de electrolitos. [1]

En el siglo XX, la ciencia y tecnología de membranas avanza con Bechhold (1908) que desarrolla el primer método para crear membranas sintéticas impregnando un filtro de papel con una disolución de nitrocelulosa en ácido acético glacial. Estas membranas de nitrocelulosa fueron empleadas por otros investigadores hasta el desarrollo del primer dispositivo de hemodiálisis (1944) que implicó el uso de membranas en aplicaciones médicas de gran escala.

A partir de 1950, se desarrolló una industria basada en las membranas con el interés de su uso práctico en aplicaciones técnicas importantes. El avance en la química de polímeros implicó la creación de un gran número de polímeros sintéticos disponibles para la síntesis de nuevas membranas. Además, se desarrollaron teorías para describir las propiedades de transporte de las membranas y se estudiaron las propiedades de las membranas de intercambio iónico.

Un acontecimiento importante fue el desarrollo por Loeb y colaboradores (1964) de una membrana de estructura asimétrica para ósmosis inversa basada en acetato de celulosa mediante un proceso de inversión de fase. Además del acetato de celulosa, se probaron otros polímeros sintéticos para la preparación de membranas hasta el desarrollo de membranas compuestas polimerizadas por Cadotte (1981) y Riley (1967) y colaboradores. Poco después del desarrollo eficiente de membranas, se idearon módulos en los que empaquetarlas y recogerlas.

En los años setenta, las membranas sintéticas y su utilización a escala industrial comenzaron a aplicarse en la desalinización y purificación de agua para producir agua potable y de gran calidad. A partir de entonces, se convirtieron en una herramienta usada ampliamente en ingeniería de procesos con un impacto importante técnico y comercial.

Actualmente, los procesos de membrana se utilizan en tres áreas principales: desalinización de agua de mar y purificación de aguas residuales, producción de agua ultrapura o la separación de mezclas moleculares en la industria alimentaria y médica, y aplicaciones de membrana en órganos artificiales y sistemas terapéuticos.

1.2. TECNOLOGÍAS DE MEMBRANA:

Se entiende como membrana una barrera selectiva que separa dos fases adyacentes y permite el intercambio de materia o energía entre las fases de manera específica. [1]

A la hora de atravesar las membranas, los fluidos requieren energía que se consigue mediante una fuerza impulsora. Los procesos de separación con membranas se pueden agrupar en función de su fuerza impulsora:

- Presión hidrostática: microfiltración (MF), ultrafiltración (UF), nanofiltración (NF), ósmosis inversa (OI), separación de gases (GS) y pervaporación (PV)
- Gradiente de concentración o de potencial químico: diálisis (D), pervaporación (PV) y la ósmosis directa (OD)
- Potencial eléctrico: electrodiálisis (ED)
- Gradiente de temperatura: destilación con membranas (MD)

En la Tabla 1 se muestran la fuerza impulsora y el método de transporte de los procesos de separación con membranas.

Tabla 1. Propiedades básicas de los procesos de separación con membranas.

Proceso	Gradiente Impulsor	Método de transporte
MF	ΔP	Exclusión de tamaño
UF	ΔP	Exclusión de tamaño
NF	ΔP	Exclusión de tamaño
OI	ΔP	Solución-Difusión
GS	ΔP	Solución-Difusión
PV	ΔC	Solución-Difusión
ED	ΔV	Exclusión de Donnan
D	ΔC	Difusión
OD	ΔC	Solución-Difusión
MD	ΔT	Difusión

Dentro de los procesos de separación con membranas con la presión como gradiente impulsor, se distinguen las tecnologías de microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración y ósmosis, cuyas diferencias radican en la presión hidráulica que se aplica y en el tamaño de poro de las membranas utilizadas. El gradiente de presión empleado es de 0,1 a 5 bares en el caso de la microfiltración, de 1 a 10 bares en ultrafiltración, de 3 a 30 bares en nanofiltración y de 10 a 100 bares en el caso de la ósmosis inversa.

Para la obtención de aguas para consumo humano, donde es imprescindible una alta calidad de las mismas, se hace necesario el uso de membranas de

separación de rango iónico pertenecientes a la tecnología de ósmosis para evitar el paso de los contaminantes más pequeños. En la Figura 1, se muestra el rango de tamaños de operación que presentan las tecnologías de microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración y ósmosis inversa.

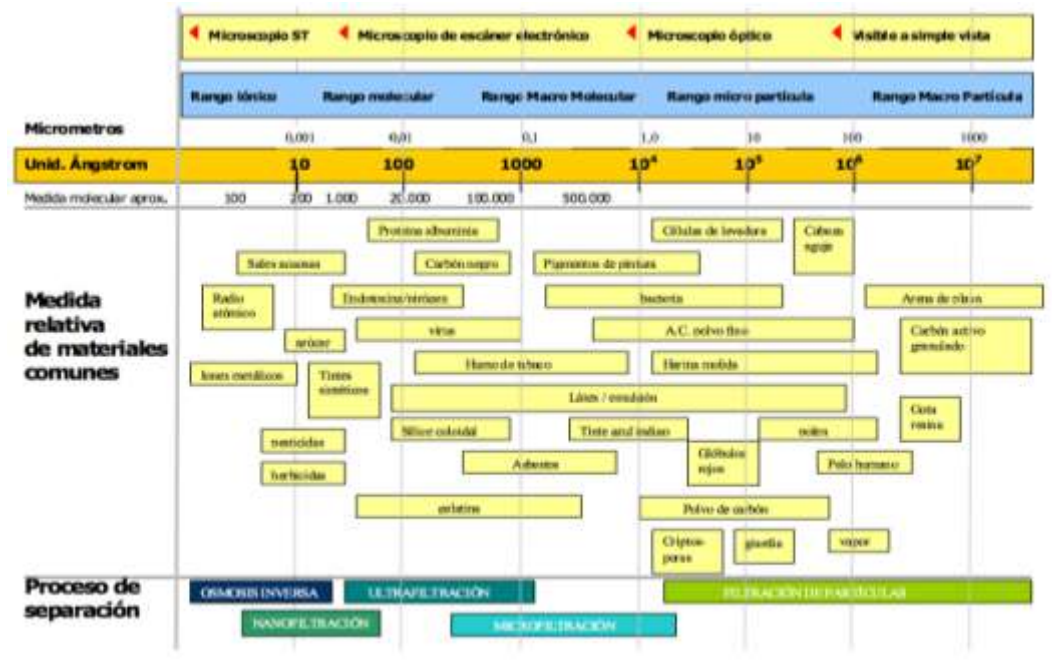


Figura 1. Espectro de filtración de diferentes tecnologías de membrana.

La ósmosis es un fenómeno físico-químico que hace referencia al paso de disolvente, pero no de soluto, entre dos disoluciones de distinta concentración separadas por una membrana semipermeable.

En función de la magnitud y sentido de la presión aplicada (ΔP) al sistema, se pueden diferenciar tres procesos:

- **Ósmosis directa (OD):** No utiliza presión hidráulica ($\Delta P = 0$). La fuerza impulsora es la presión osmótica entre disoluciones.
- **Pressure Retarded Osmosis (PRO):** Utiliza presión hidráulica sin exceder a la presión osmótica ($\Delta \pi > \Delta P$). La fuerza impulsora es la diferencia entre la presión osmótica entre disoluciones y la presión hidráulica aplicada.
- **Ósmosis inversa (OI):** Utiliza presión hidráulica excediendo a la presión osmótica ($\Delta P > \Delta \pi$). La fuerza impulsora es la diferencia entre la presión hidráulica aplicada y la presión osmótica entre disoluciones.

Un esquema del flujo de agua y su sentido en función de la presión aplicada para estos tres procesos se puede observar en la Figura 2.

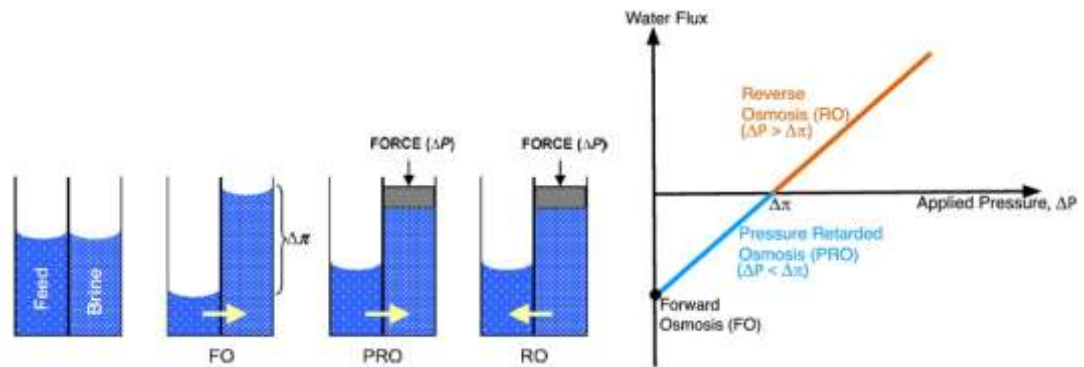


Figura 2. Dirección del flujo de disolvente en función de la presión aplicada: FO, PRO y RO.

El proceso de ósmosis directa posee la ventaja de no precisar de un aporte de presión hidráulica, por lo que el consumo de energía es bajo, reduciéndose por tanto los costes. Al no necesitar presión hidráulica, presenta una menor tendencia al ensuciamiento que implica un ahorro en los costes de limpieza. Además, presenta alto rechazo para una amplia gama de contaminantes y debido al elevado gradiente de presión osmótica a través de la membrana, se alcanzan altos flujos y altos grados de recuperación del agua. [3]

Esta serie de ventajas hacen a la tecnología de ósmosis directa más competitiva frente a la ósmosis inversa.

1.3. ÓSMOSIS DIRECTA:

Consiste en la difusión de un disolvente a través de una membrana selectiva semipermeable producida por un gradiente de presión osmótica, estableciéndose un flujo de disolvente desde la disolución diluida hacia la disolución concentrada. A la disolución diluida se le denomina “disolución de alimentación”. A la disolución concentrada se le denomina “draw solution”.

La ecuación de transporte que caracteriza el proceso de la ósmosis (eq. 1) tiene en cuenta el mecanismo de solución-difusión y, de acuerdo a la ley de Fick, se puede expresar como:

$$J_w = A * (\Delta\pi - \Delta P) \quad (\text{eq. 1})$$

En la que:

- J_w es el flujo de agua.
- A la constante de permeabilidad al agua de la membrana.
- $\Delta\pi$ la diferencia de presión osmótica a través de la membrana.
- ΔP la presión hidráulica aplicada.

La diferencia $(\Delta\pi - \Delta P)$ representa la fuerza impulsora efectiva.

En la ósmosis directa, la presión aplicada es cero y la fuerza impulsora proviene de la diferencia de presión osmótica entre la draw solution y la disolución de alimentación. Por tanto, el flujo de agua (eq. 2) se puede expresar como:

$$J_w = A * (\pi_{draw\ solution} - \pi_{alimentación}) \quad (\text{eq. 2})$$

Siendo $\pi_{draw\ solution}$ y $\pi_{alimentación}$ las presiones osmóticas de la draw solution y alimentación respectivamente. [5]

De manera similar, de acuerdo a la ley de Fick, se puede expresar el flujo de soluto (eq. 3) como:

$$J_s = B * (C_{draw\ solution} - C_{alimentación}) \quad (\text{eq. 3})$$

Donde:

- J_s el flujo de soluto.
- B el coeficiente de permeabilidad al soluto de la membrana.
- $C_{draw\ solution}$ la concentración de soluto en la interfase membrana-disolución en el lado de la draw solution.
- $C_{alimentación}$ la concentración de soluto en la interfase membrana-disolución en el lado de la alimentación.

1.3.1. Aplicaciones:

En la Tabla 2 se recogen las principales aplicaciones de la tecnología de ósmosis directa. [2], [3].

Tabla 2. Principales aplicaciones de la ósmosis directa.

Agua	Trat. de aguas residuales y purificación de agua	Conc. de aguas residuales Conc. de lixiviados de vertedero Conc. de lodos digestores Sistemas avanzados de soporte de vida Bolsas de hidratación
	Desalación de agua de mar	Producción de agua potable Producción de agua para agricultura
Energía	Producción de Energía	Celda de combustible microbiana Biocombustibles Pressure Retarded Osmosis
Industria	Industria Farmacéutica	Conc. de proteínas y principios activos Regeneración del fluido de diálisis Liberación controlada de medicamentos
	Procesado de Alimentos	Conc. de zumos

Producción de energía:

En 1954 se propuso por primera vez generar energía renovable y de manera sostenible aprovechando la diferencia de presión osmótica, teniendo en cuenta que la salinidad del agua de mar produce presiones osmóticas de aproximadamente 2.7 MPa y que la presión osmótica del agua de río es relativamente insignificante.

En 2009 la compañía Statkraft puso en marcha el primer prototipo de planta osmótica de producción de energía en el mundo, localizado en Tofte, Noruega. [9]

En la Figura 3 se ilustra el empleo de la tecnología de pressure retarded osmosis (PRO) para la obtención de energía.

El agua dulce se bombea a un módulo que contiene membranas semipermeables, donde difunde hacia el lado que contiene el agua de mar que se encuentra presurizado. El agua de mar diluido y presurizado se

divide en dos corrientes: una que es despresurizada en una turbina produciendo energía, y otra que pasa a través de un intercambiador de presión para ayudar en la presurización del agua de mar entrante.

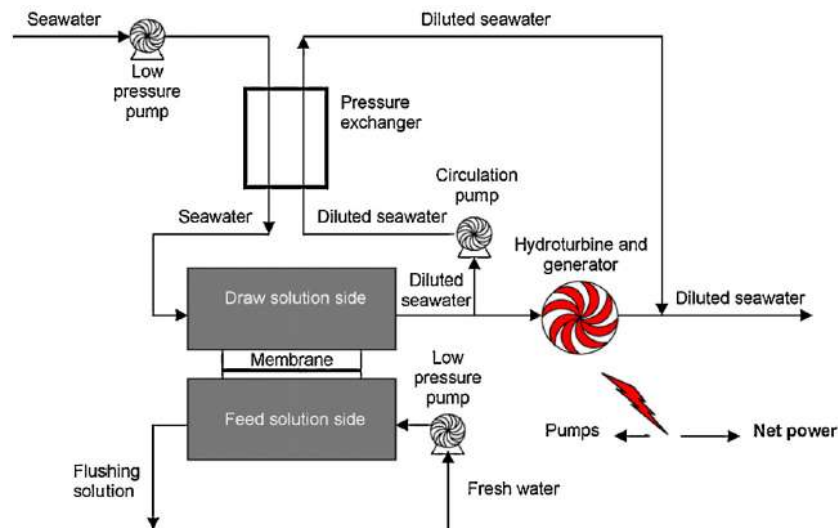


Figura 3. Diseño de un proceso de una planta de energía con pressure retarded osmosis.

Se define la densidad de potencia (W), como la energía generada por unidad de área de membrana (eq. 4) y representa la eficiencia de conversión de energía de la membrana.

$$W = J_w * \Delta P \quad (\text{eq. 4})$$

Tratamiento de aguas residuales y purificación de agua:

Se usa la ósmosis directa como un proceso de baja energía para tratar aguas residuales con muy bajas concentraciones de metales pesados para posible reutilización.

Concentración de lixiviados de vertedero:

El lixiviado de vertedero es una solución compleja compuesta por cuatro tipos generales de contaminantes: compuestos orgánicos, metales pesados disueltos, nitrógeno orgánico e inorgánico y sólidos disueltos totales.

Normalmente, se procesa en instalaciones de tratamiento de aguas residuales donde, a menudo, carecen de tratamiento para eliminar los sólidos disueltos totales. [8]

El lixiviado puro se recoge y se pre-trata anteriormente a la extracción de agua en seis etapas con celdas de ósmosis directa. Se utiliza una disolución de cloruro sódico (NaCl) como draw solution.

Posteriormente, un sistema de ósmosis inversa de tres etapas trata el permeado de la ósmosis directa, produciéndose una corriente de agua pura y una corriente de draw solution reconcentrada.

El lixiviado concentrado procedente de las celdas de ósmosis directa se solidifica con cemento Portland y se devuelve al vertedero. Se puede ver un esquema del proceso en la Figura 4.

El grado de recuperación de agua oscila entre el 90-95%.

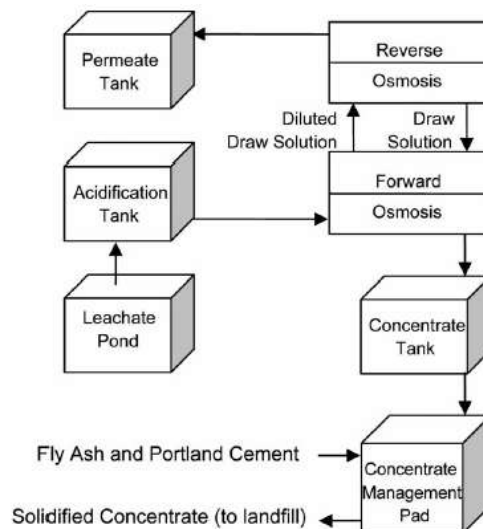


Figura 4. Diagrama de flujo del tratamiento de lixiviados de vertedero con ósmosis directa.

Concentración de lodos digestores:

Los lodos producidos en las instalaciones de tratamiento de aguas residuales son, en general, tratados en digestores anaeróbicos para una degradación más a fondo de los sólidos orgánicos recalcitrantes y para la estabilización del lodo. Tras la digestión, se elimina el agua del lodo

mediante centrifugación, produciéndose biosólidos concentrados y una corriente líquida.

Esta corriente líquida contiene altas concentraciones de nutrientes (amoníaco, ortofosfato, nitrógeno orgánico), metales pesados, TOC, TDS, color y TSS. Existen dos opciones, su utilización como fertilizante de suelos o retorna a la instalación de tratamiento de aguas residuales para tratarlo de nuevo. Al volver a la instalación, algunos de sus constituyentes son recalcitrantes y terminan en el efluente como especies con nitrógeno y fósforo.

Como proceso alternativo para la concentración de la corriente líquida se está investigando el empleo de la ósmosis directa con cloruro sódico como draw solution, siendo necesaria antes de la ósmosis directa una etapa de filtración de la corriente líquida. Los objetivos son: determinar las ventajas y aplicaciones del uso de esta corriente concentrada, diseñar un sistema híbrido con ósmosis directa como pretratamiento para la concentración de la corriente líquida con ósmosis inversa, desarrollar un modelo económico para determinar la efectividad del coste del proceso de ósmosis directa y evaluar el potencial del uso para la agricultura de la corriente concentrada como fertilizante.

Se alcanzan rechazos de aproximadamente un 99% del fósforo, 87% del amoníaco y 92% del nitrógeno. Además, el color y el olor se eliminaron completamente.

Sistemas avanzados de soporte de vida:

Las misiones espaciales de largo tiempo requieren un suministro continuo y autosuficiente de agua dulce para consumición, higiene y mantenimiento. Dependen de un sistema de tratamiento del agua que recupere agua potable del agua residual generada a bordo de la nave o en el hábitat planetario. El sistema para tratar estas aguas residuales ha de ser fiable, duradero, ligero y capaz de recuperar un alto porcentaje de las aguas residuales. Adicionalmente, el sistema debería ser autónomo, con poco mantenimiento y consumir poca energía. [8]

Una de las varias tecnologías para la reutilización de agua potable en el espacio que están siendo evaluadas por la Administración Nacional de Aeronáutica y del Espacio de los Estados Unidos recibe el nombre de concentración osmótica directa (DOC). Se ilustra un esquema del mismo en la Figura 5.

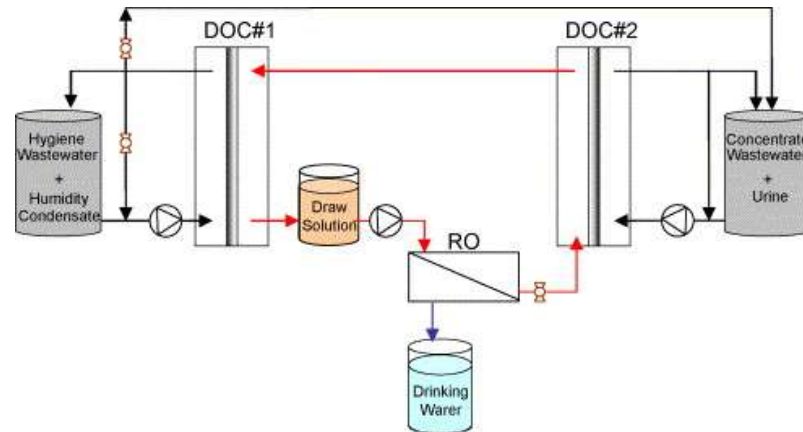


Figura 5. Diagrama de flujo de la unidad original DOC de pruebas de la NASA.

Consistía de una cascada de permeado en etapas de ósmosis inversa y dos subsistemas de pretratamiento. El primer subsistema (DOC#1) utilizaba un proceso de ósmosis directa y el segundo (DOC#2) utilizaba una técnica combinada de destilación osmótica y ósmosis directa.

Bolsas de hidratación:

Una draw solution comestible (por ejemplo: azúcar o bebida en polvo) se almacena en una bolsa cerrada hecha de una membrana semipermeable de ósmosis directa. Tras la inmersión de la bolsa en una disolución acuosa, el agua difunde hacia la bolsa debido a la diferencia de presión osmótica y diluye lentamente la draw solution inicialmente sólida. Al final del proceso, la draw solution diluida se puede consumir como una bebida dulce conteniendo nutrientes y minerales.

A pesar de ser más lentas que otros dispositivos de purificación de agua, no necesitan energía y ensucian muy poco la membrana incluso cuando se usan con agua con barro.

La alta selectividad de la membrana de ósmosis directa asegura, en la mayoría de las situaciones y para la mayor parte de las fuentes de agua, que el agua que permea está libre de microorganismos, macromoléculas y la mayor parte de iones.

Las bolsas de hidratación se pueden colocar directamente en la fuente de agua o pueden estar insertadas en otra bolsa de plástico sellada que contenga la fuente de agua a ser tratada permitiendo una mayor movilidad y autonomía del usuario.

El producto ha sido usado con éxito como asistencia para los desastres de los terremotos de 2010 en Haití y Chile, además de Kenia como la mejor alternativa al agua embotellada para la fase inicial de operaciones de asistencia de desastres. [8]

Estas bolsas de hidratación están disponibles comercialmente por la compañía HTI. Una imagen de ellas se ilustra en la Figura 6.



Figura 6. Hydropack y X-pack de HTI.

Desalación de agua de mar:

Producción de agua potable:

Los procesos de desalinización con ósmosis directa incluyen dos etapas: la dilución de la draw solution y recuperación de agua de la draw solution diluida. En función de los diferentes métodos para obtener el agua final, los procesos de desalinización por ósmosis directa se pueden clasificar en dos tipos:

- Uso de disoluciones de arrastre termolíticas (cuando se añade calor, las sales se descomponen en gases volátiles)
- Uso de sales o partículas solubles en agua como solutos de arrastre.

Un ejemplo del primer caso es la draw solution creada mezclando en proporciones específicas carbonato de amonio e hidróxido de amonio formándose especies salinas como carbonato de amonio, bicarbonato de amonio y carbamato de amonio. Estas sales son altamente solubles, crean presiones osmóticas elevadas, se difunden relativamente rápido en disolución, son rechazadas por las membranas semipermeables y se pueden eliminar de la disolución con la adición de calor debido a que son termolíticas. [10]

Un esquema de este proceso de ósmosis directa se ilustra en la Figura 7.

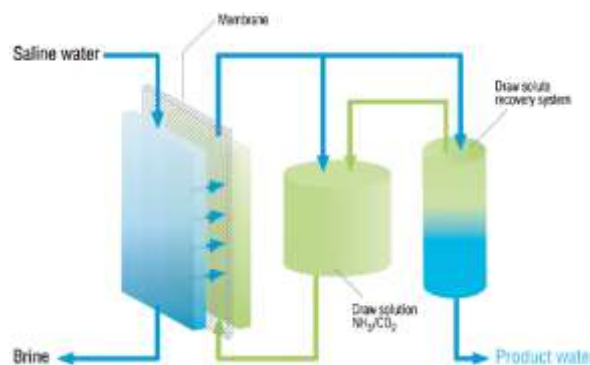


Figura 7. Proceso de FO con draw solution amoníaco-dióxido de carbono.

A medida que el agua procedente del agua de mar atraviesa la membrana, sus sales y los solutos de la draw solution son rechazados tal que el agua de mar se concentra y la draw solution se diluye.

Calentando la draw solution moderadamente (cerca de 60°C), ésta se descompone en amoníaco y dióxido de carbono. La separación del agua dulce producto de la draw solution diluida se puede llevar a cabo por varios métodos de separación (ej. columnas de destilación o destilación con membranas) obteniéndose agua pura y una draw solution reconcentrada disponible para reutilización en el proceso.

En el segundo caso, el agua dulce procedente de la draw solution diluida se genera por otros métodos. Distintos investigadores han propuesto la utilización de energía solar, sistemas híbridos de ósmosis directa con nanofiltración o sistemas híbridos con ósmosis directa y ósmosis inversa, actuando la ósmosis directa en estos últimos procesos híbridos como un proceso de pretratamiento.

La compañía Modern Water de Reino Unido ha sido la única en llevar a cabo la implantación y comercialización exitosa a gran escala de plantas desalinizadoras con ósmosis directa. En concreto, la primera fue en Gibraltar (operativa desde Mayo 2009), la segunda fue en Al Khaluf en Omán (operativa desde Noviembre 2009) y la tercera fue en Al Naghdah en Omán (contrato en Junio 2011) [13], [14].

Para que la desalinización con ósmosis directa sea más competitiva que el proceso convencional de desalinización con ósmosis inversa para la producción de agua potable, es esencial que el proceso de separación sea de bajo coste de operación y que consuma poca energía. Por eso, se necesita seguir investigando para encontrar una draw solution que cumpla estos requerimientos.

Producción de agua para agricultura:

Con el aumento creciente de población además de las limitaciones de los recursos de agua y de energía, también se limitan los recursos alimentarios, siendo necesarias mejoras tecnológicas para la irrigación aumentando la disponibilidad de agua para la agricultura. [11]

Las salinidades de agua por encima de la tolerancia de una cosecha pueden impedir su crecimiento y disminuir su calidad, restringiendo esta tolerancia el uso y las fuentes de irrigación para la mayoría de los cultivos.

Debido a estas restricciones y a la disponibilidad limitada de agua dulce, está aumentando la desalinización del agua subterránea salada para su uso en irrigación. En esta aplicación se utiliza una disolución ampliamente concentrada de fertilizante como draw solution y agua salada como alimentación. El agua permea a través la membrana diluyendo la disolución

de fertilizante. Si se necesita, la draw solution inicial puede ser mezclada con agua dulce para alcanzar la concentración deseada de fertilizante. [12]

Finalmente, la disolución de fertilizante diluida se lleva a los cultivos a través del sistema de irrigación constituyendo un proceso llamado fertigación (aplicación de nutrientes fertilizados en forma disuelta o suspendida a las cosechas con agua de irrigación en vez de su aplicación de manera individual) Un esquema de este proceso se ilustra en la Figura 8.

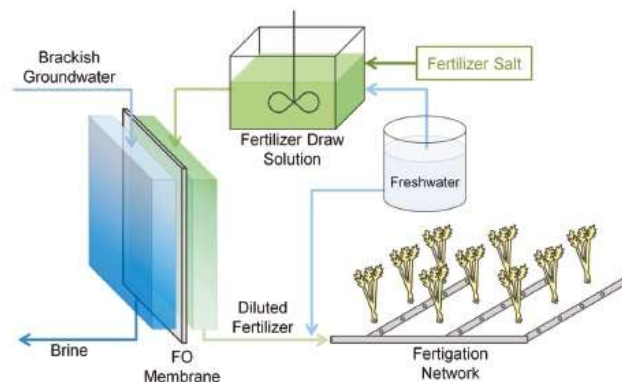


Figura 8. Representación de la aplicación de FO para aumentar la disponibilidad de agua para irrigación.

En función de las propiedades físico-químicas (solubilidad, compatibilidad de pH, tipo de especies formadas en la disolución, peso molecular y presión osmótica) se considera o no adecuado a un fertilizante para su uso como soluto de la draw solution. Algunas de las draw solution que se han utilizado son: cloruro de amonio, cloruro de potasio, sulfato de amonio, nitrato de calcio, nitrato de amonio, nitrato de sodio, sulfato de potasio, nitrato de potasio y bicarbonato de amonio. [12]

La mayor ventaja de esta aplicación reside en que la draw solution diluida puede ser usada directamente, no existiendo la necesidad de separar y recuperar los solutos de la misma.

Industria farmacéutica:

Concentración de proteínas y principios activos:

El proceso es similar al de concentración de alimentos, debido al hecho de que estos productos farmacéuticos son sensibles al calor y tienen tamaños moleculares grandes. Por eso, la ósmosis directa puede presentar ventajas sobre los métodos convencionales químicos o térmicos. Además, presenta un alto potencial en la concentración de productos debido a la falta de necesidad de separar el agua de la draw solution diluida.

Se ha aplicado la ósmosis directa para la concentración de proteínas (antocianina) y lisozimas obteniéndose alta estabilidad, pureza y evitando que las proteínas se desnaturalizaran.

Liberación controlada de medicamentos:

Existen distintos tipos de sistemas que se basan en el principio de la ósmosis: pastillas o cápsulas recubiertas de membranas semipermeables que contienen microporos, sistemas de matriz polimérica de medicamentos y bombas osmóticas. Se han diseñado para administración oral y han sido ampliamente utilizados en diferentes campos de la medicina.

La liberación controlada de medicamentos presenta, entre otras ventajas, la disminución de la frecuencia de dosis, una concentración regular de medicamento en la corriente sanguínea, un aumento de la biodisponibilidad y menores efectos secundarios.

Uno de los ejemplos de las bombas osmóticas aplicadas a la terapia humana es el sistema DUROS[®] que puede administrar medicamentos de manera continuada durante un año.

Los principales componentes de un sistema común de liberación de medicamentos osmótico se muestran en la Figura 9. La bomba osmótica se encuentra alojada en un depósito cilíndrico de una aleación de titanio que protege las moléculas del medicamento de las enzimas, de la humedad del cuerpo y de los componentes celulares que podrían desactivar el medicamento antes de su liberación. Una membrana semipermeable de poliuretano recubre un extremo del depósito. El motor osmótico (la draw solution) se encuentra detrás de la membrana.

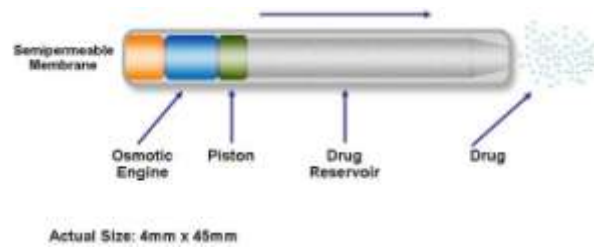


Figura 9. Esquema de las secciones que componen un sistema DUROS®.

Normalmente, la draw solution es cloruro sódico y una pequeña cantidad de excipientes farmacéuticos en forma de pastilla. Un pistón separa la draw solution de la formulación medicinal, que puede ser una disolución o una suspensión acuosa o no acuosa y debe ser estable a temperatura corporal (37°C)

Cuando la bomba osmótica contacta con una solución acuosa, el agua difunde a través de la membrana hacia el compartimento de la draw solution. A medida que aumenta la presión, se expande y empuja al pistón con lo que se libera el medicamento por un orificio.

Procesado de alimentos:

En la industria alimentaria, a menudo es necesario eliminar agua de alimentos para aumentar su estabilidad y reducir los costes de almacenamiento y transporte.

La ósmosis directa actúa como un proceso de deshidratación para eliminar agua de alimentos manteniendo sus propiedades físicas de los alimentos (color, sabor, aroma y nutrientes) y sin deteriorar su calidad. Por el contrario, las técnicas convencionales afectan perjudicialmente a compuestos claves responsables del sabor, aroma y compuestos esenciales para mantener las características de frescor en concentrados de calidad.

Su uso está ampliamente extendido a escala de laboratorio para concentrar alimentos que contienen agua tales como zumo de tomate, champiñones, zumo de frutas, peras, zanahorias, papayas, patatas, albaricoques, fresas, piñas y pimientos. Como excepción, la empresa HTI dispone de una planta piloto de para la concentración de productos sensibles al calor a baja temperatura y baja presión. [15]

1.3.2. Membranas:

En las primeras etapas de investigación, se utilizó cualquier tipo de material disponible como vejigas de animales, nitrocelulosa, goma y porcelana.

En los años setenta y posteriores los estudios de ósmosis directa se realizaron con membranas de ósmosis inversa, tras el desarrollo del proceso de Loeb-Sourirajan para fabricar membranas anisotrópicas de ósmosis inversa en el año 1960.

Durante los años noventa, una membrana específica para ósmosis directa fue desarrollada por la compañía HTI (Hydration Technologies) hecha de triacetato de celulosa (CTA).

En los últimos años, han aumentado las investigaciones sobre el desarrollo de membranas de ósmosis directa, mostrándose un resumen de estos avances en la Tabla 3. [2]

Tabla 3. Cronología del desarrollo de membranas de ósmosis directa.

Year	Membranes	Materials	Preparation methods
2005	Capsule wall membrane	Cellulose acetate or ethyl cellulose	Dip-coating, phase inversion
2007	Hollow fiber NF	Polybenzimidazole (PBI)	Dry-jet wet phase inversion
2008	Flat sheet cellulose acetate membrane	Cellulose acetate	Phase inversion and then annealing at 80–95 °C
2009	Dual-layer hollow fiber NF	PBI-PES/PVP	Dry-jet wet phase inversion (i.e. coextrusion technology)
2010	Hollow fiber	PES substrates, polyamide active layer	Dry-jet wet spinning and interfacial polymerization (IP)
2010	Hollow fiber NF	Cellulose acetate	Dry-jet wet spinning
2010	Flat sheet double-skinned	Cellulose acetate	Phase inversion, and then annealing at 85 °C
2010	Flat sheet TFC membrane	Polysulfone (PSf) support, Polyamide active layer	Phase inversion and IP
2010	Double dense-layer membrane	Cellulose acetate	Phase inversion
2011	Modified RO	PSf support modified by polydopamine	Chemical coating
2011	Flat sheet composite	Cellulose acetate cast on a nylon fabric	Phase inversion
2011	Flat sheet composite	PAN substrate, multiple PAH/PSS polyelectrolyte layers	Layer-by-layer assembly
2011	Positively charged hollow fiber	PAI substrate treated by PEI	Chemical modification
2011	Positively charged flat sheet	PAI substrate treated by PEI	Chemical modification
2011	Flat sheet TFC polyamide	PES/SPSf substrate, Polyamide active layer	Phase inversion and IP
2011	Flat sheet TFC polyamide	PES/sulfonated polymer substrate, Polyamide active layer	Phase inversion and IP
2011	Flat sheet TFC	PSf support, polyamide active layer	Phase inversion and IP
2011	Nanoporous PES	PES cast on PET fabric	Phase inversion
2011	Cellulose ester membrane	Cellulose ester	Phase inversion
2011	Flat sheet TFC polyamide	PES nanofiber support, polyamide active layer	Electrospinning and IP
2011	Flat sheet TFC polyamide	PSf nanofiber support, polyamide active layer	Electrospinning and IP

En función de los métodos de fabricación, se pueden clasificar en:

- Membranas celulósicas formadas por inversión de fase.
- Membranas compuestas de película delgada.
- Membranas modificadas químicamente.

Las membranas celulósicas formadas por inversión de fase se desarrollaron para liberación controlada de medicamentos, y posteriormente fueron aplicadas para el tratamiento de agua. Se preparan de la forma convencional de inversión de fase utilizando acetato de celulosa como polímero de recubrimiento.

El acetato de celulosa ha sido ampliamente utilizado para preparar membranas mediante inversión de fase debido a sus ventajas en comparación con otros polímeros. Entre ellas se incluyen: alto rechazo de sales, hidrofiliidad elevada (alto flujo de agua y baja tendencia al ensuciamiento), alta resistencia mecánica, amplia disponibilidad y buena resistencia a la degradación frente al cloro y otros oxidantes, sin embargo, presenta poca resistencia a la hidrólisis y al ataque biológico. Es conveniente trabajar en un intervalo de pH de 4-6, tanto en la disolución de alimentación como en la draw solution, y mantener la temperatura de trabajo por debajo de 35 °C [2]

En cuanto a las membranas compuestas de película delgada, actualmente, solamente la compañía Hydration Technologies (HTI) cuenta con membranas disponibles comercialmente. Son membranas compuestas de múltiples capas. Existen dos tipos: una con un espesor menor de cincuenta micrómetros y otra con un espesor mayor de cien micrómetros. Las dos son asimétricas y compuestas de triacetato de celulosa. Una imagen de un corte transversal de las membranas se muestra en la Figura 10.



Figura 10. Corte transversal con microscopio electrónico de la membrana de menor espesor de ósmosis directa de HTI.

La membrana de menor espesor consta de tres partes: una capa delgada densa selectiva por un lado, una capa de soporte relativamente suelta en el

otro lado y una malla entretejida en el medio. Difiere de las membranas compuestas de película delgada convencionales en que el soporte mecánico lo aporta la malla de poliéster que se encuentra entretejida en el material polimérico en lugar de una capa gruesa de soporte como las membranas de ósmosis inversa.

La membrana de mayor espesor, presenta una estructura similar a una membrana compuesta de película delgada convencional y consta de tres partes: una capa delgada hecha de material polimérico, una capa porosa que aporta estructura y una capa soporte hidrofílica tejida.

Hasta ahora se han fabricado membranas compuestas de película delgada de poliamida y membranas de fibras huecas para aplicaciones de ósmosis directa.

En cuanto a las membranas modificadas químicamente, se están desarrollando nuevos métodos de fabricación como: revestimiento de polielectrolitos, ensamblaje capa por capa y fotografiado ultravioleta.

Adicionalmente, existen otros tipos de membranas a escala de laboratorio. Sin embargo, la mayoría de los métodos de fabricación se basan en técnicas convencionales que se han usado para la preparación de membranas con presión como fuerza impulsora (ej. ósmosis inversa y nanofiltración) durante décadas.

Las características deseadas para membranas de ósmosis directa deberían ser: [7]

- Capa activa fina y de alta densidad para que exista elevado flujo de agua y alto rechazo de soluto.
- Membrana fina con elevada porosidad de la capa soporte para minimizar la polarización por concentración interna y mayor flujo de agua.
- Hidrofilicidad de la capa activa para mejorar el flujo y reducir la tendencia al ensuciamiento de la membrana.
- Alta resistencia mecánica para soportar la presión hidráulica si se utilizan para la producción de energía.

1.3.3. Draw solutions:

Existen varios factores que pueden influenciar el resultado del proceso de ósmosis directa y, en general, están relacionados con las características de las draw solutions, las propiedades de la membrana y las condiciones de operación.

Durante las últimas décadas, una amplia variedad de draw solutions han sido investigadas con sus respectivos métodos de recuperación. En la Tabla 4, se muestra un breve compendio de los avances en el uso de distintas draw solutions desde principios de los años 60 hasta la actualidad. [6]

Tabla 4. Resumen de solutos/draw solutions utilizados en ósmosis directa y sus métodos de recuperación.

Año	Draw solution	Método de Recuperación
1965	Solutos volátiles (SO_2)	Calentamiento o Retirada de aire
1965	Mezcla de agua con gas (SO_2) o líquido (alcoholes alifáticos)	Destilación
1972	Al_2SO_4	Precipitación por dopaje $\text{Ca}(\text{OH})_2$
1975	Glucosa	Ninguno
1976	Disolución de nutrientes	Ninguno
1989	Fructosa	Ninguno
1992	Ázucar	RO
2002	KNO_3 y (SO_2)	SO_2 es reciclado mediante métodos estándares
2005-2007	NH_3 y CO_2 (NH_4HCO_3)	Calentamiento moderado (60°C)
2007	Nanopartículas Magnéticas	Capturado con un separador
2007	Dendrímeros	Ajustando pH o UF
2007	Albumina	Desnaturalización y solidificación mediante calentamiento
2010	Solutos basados en 2-Metilimidazol	FO-MD
2010-2011	Nanopartículas Magnéticas	Reciclado con campo magnético
2011	Hidrogeles poliméricos receptivos a estímulos	Deshinchamiento de los hidrogeles poliméricos
2011	Fertilizantes	Innecesario
2011	Nanopartículas Hidrofílicas	UF

Se pueden agrupar en tres categorías: con base inorgánica, con base orgánica y otras (nanopartículas magnéticas, salmuera de ósmosis inversa, partículas hidrogel poliméricas, micelas, dendrimeros) Una sub-clasificación incluiría disoluciones electrolíticas o no electrolíticas en función de si la disolución presenta iones cargados o no cargados/neutros respectivamente. [4], [7].

A la hora de seleccionar una draw solution concreta, hay que tener en consideración una serie de características:

- Presente alta presión osmótica (mayor que la alimentación)
- Sea sencillo y barato reconcentrarla (tras haber sido diluida)
- Sea sencillo y barato alcanzar alto grado de recuperación (para evitar pérdidas)
- Muestre mínima tendencia a producir polarización por concentración interna (pequeño tamaño de partícula de soluto, alto coeficiente de difusión y baja viscosidad)
- Baja permeabilidad inversa del soluto.
- Ausencia de toxicidad.
- Buena resistencia al ensuciamiento biológico.
- No dañe a la membrana y sea estable e inerte a pH neutro.

También es importante conocer el efecto de las características principales de las draw solutions sobre el rendimiento global del proceso (Tabla 5).

Por último, se debe considerar el proceso en el que se va a aplicar la tecnología de ósmosis directa para poder seleccionar una draw solution adecuada.

En ciertas aplicaciones específicas y tras el proceso de ósmosis, la draw solution diluida se puede usar directamente sin la necesidad de ningún proceso de separación, reduciéndose el coste de energía del proceso. Algunas de estas aplicaciones incluyen:

- Suministro de agua de emergencia.
- Dilución de la corriente de entrada a una planta desaladora de ósmosis inversa.

- Dilución de salmueras de ósmosis inversa previa descarga al medio ambiente.
- Limpieza osmótica de membranas sucias de ósmosis inversa.
- Producción de biocombustible a partir de algas.
- Irrigación directa.

Tabla 5. Características generales de las draw solutions que afectan al rendimiento del proceso de ósmosis directa y su impacto en el proceso. [4]

Características	Impacto sobre un proceso de ósmosis directa
Presión Osmótica	Una alta presión osmótica de la draw solution y una baja presión osmótica de la alimentación inducen altos flujos de agua a través de la membrana.
Solubilidad al agua	Alta solubilidad induce alta presión osmótica y por tanto, alto flujo de agua y altas tasas de recuperación.
Viscosidad / Difusividad	Baja viscosidad y alta difusividad inducen a altos flujos de agua.
Peso Molecular (Pmol)	Solutos de bajo Pmol producen presiones osmóticas mayores que solutos de alto Pmol para la misma masa de draw solution pero inducen mayor flujo inverso de soluto que solutos de alto peso molecular
Concentración	El flujo de agua aumenta a mayores concentraciones de draw solution pero el incremento no es lineal. A mayor concentración de la draw solution, la polarización por la concentración dilutiva se incrementa resultando en una mejora del flujo de agua menos efectiva.
Temperatura	Alta temperatura debería no sólo aportar altos flujos iniciales y altas recuperaciones de agua, sino también inducir efectos adversos más severos en el escalado y la limpieza de las membranas.
Otras	Características específicas pueden influenciar el rendimiento del proceso.

1.3.4. Limitaciones del proceso:

Existen tres fenómenos inherentes al proceso de ósmosis directa que limitan su potencial y provocan una disminución del flujo de agua contribuyendo a un menor rendimiento del proceso.

Polarización por concentración:

Acumulación o disminución de solutos cerca de la superficie de la membrana. Como las membranas asimétricas de ósmosis directa constan de una capa activa densa encima de una capa soporte porosa, la

polarización por concentración sucede externamente en las interfases disolución-superficie de la membrana e internamente en la capa de soporte porosa de la membrana.

Polarización por concentración externa (ECP):

Cuando la alimentación fluye sobre la capa activa de la membrana, se acumulan solutos en la capa activa. Esa acumulación de solutos produce un aumento en la concentración de la alimentación en la interfase alimentación-capa activa. A este fenómeno se le denomina polarización por concentración externa concentrativa. Ocurre cuando la capa soporte porosa de la membrana está enfrentada a la draw solution.

Cuando la draw solution fluye sobre la capa activa de la membrana, es diluida en la interfase draw solution-capa activa por el agua permeante procedente de la disolución de alimentación. A este fenómeno se le denomina polarización por concentración externa dilutiva. Ocurre cuando la capa soporte porosa de la membrana está enfrentada a la alimentación.

Un esquema de los fenómenos de polarización por concentración externa se ilustra en la Figura 11.

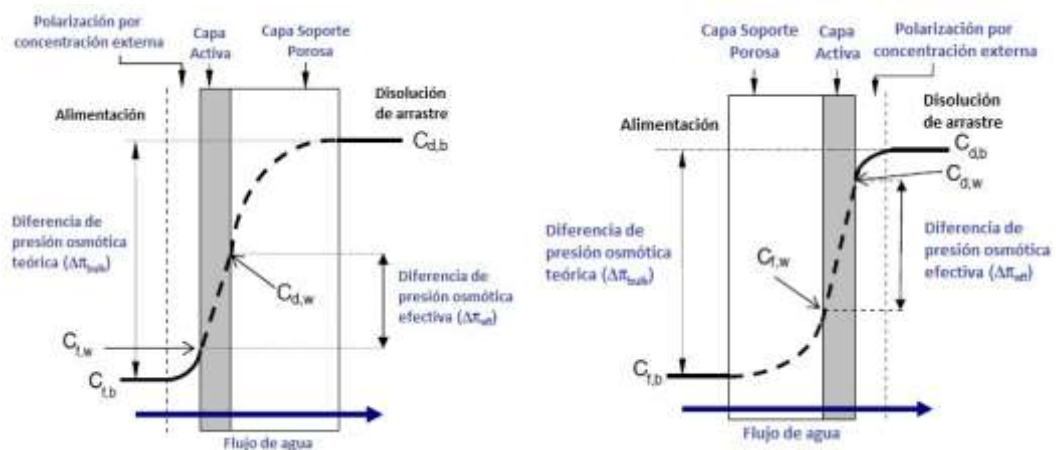


Figura 11. Fenómeno de transporte en una membrana asimétrica de ósmosis directa. Capa soporte de la membrana enfrentada a la draw solution (izquierda) y a la alimentación (derecha).

Ambos fenómenos de polarización por concentración provocan una disminución de la presión osmótica efectiva, debido a:

- un aumento de la presión osmótica en la interfase de la capa activa-disolución de alimentación. (ECP concentrativa)
- una disminución de la presión osmótica en la interfase de la capa activa-draw solution. (ECP dilutiva)

Con ello, se obtiene menor flujo de agua que el esperado [16], pudiéndose minimizar este fenómeno aumentando la velocidad de las disoluciones y la turbulencia en la superficie de la membrana.

La polarización por concentración externa afecta a una delgada capa de fluido que está en contacto en la interfase de la membrana. Dentro de esta delgada capa de fluido, el transporte de agua y otros solutos se basa sólo en la advección (perpendicular a la superficie de la membrana) y en la difusión molecular.

Polarización por concentración interna (ICP):

Se distinguen dos fenómenos en función de la orientación de la membrana.

Si la capa soporte porosa de la membrana está enfrentada a la alimentación, se establece una capa polarizada junto al interior de la capa densa activa a medida que el agua y el soluto se propagan y acumulan en la capa porosa. Este fenómeno se denomina polarización por concentración interna concentrativa.

Cuando la capa soporte porosa de la membrana está enfrentada a la draw solution, a medida que el agua permea a través de la capa activa, la draw solution en la subestructura porosa se va diluyendo. Este fenómeno se denomina polarización por concentración interna dilutiva.

Un esquema de los fenómenos de polarización por concentración interna se ilustra en la Figura 12.

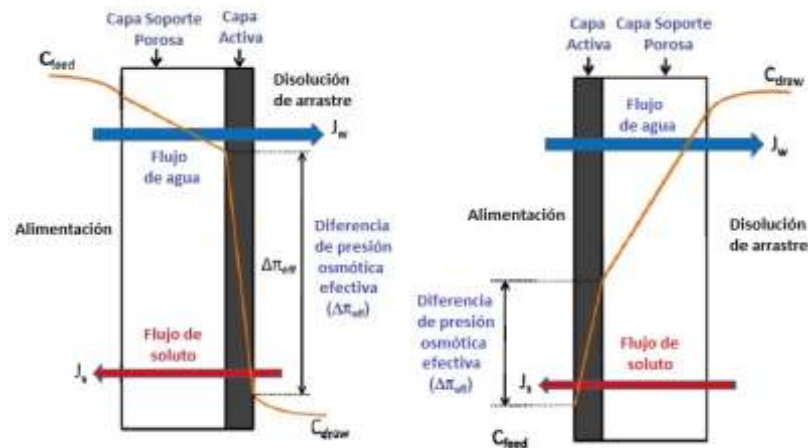


Figura 12. Polarización por concentración interna concentrativa (izquierda) y polarización por concentración interna dilutiva (derecha) en una membrana asimétrica de ósmosis directa.

La diferencia de presión osmótica entre el seno de la alimentación y el seno de la draw solution ($\Delta\pi_{bulk}$) es mayor que la diferencia de presión osmótica a través de la membrana ($\Delta\pi_m$) debido a la polarización por concentración externa. Además, la diferencia de presión osmótica efectiva ($\Delta\pi_{eff}$) es aún menor debido a la polarización por concentración interna.

El efecto de la polarización por concentración interna muestra un impacto más severo en la reducción del flujo de agua en el proceso de ósmosis directa que la polarización por concentración externa debido a que también existe un flujo axial de una disolución salina dentro de la capa porosa de la membrana asimétrica. [16]

Los solutos que entran y salen la capa porosa son llevados por un flujo advectivo de agua y difusión directa. Como solamente una mínima cantidad de soluto puede penetrar la capa densa activa, ocurrirá una difusión inversa y una acumulación de soluto en la capa porosa contribuyendo a la formación del efecto de polarización por concentración interna.

Además, como la polarización por concentración interna ocurre en la capa porosa, su efecto no se ve mitigado alterando condiciones hidrodinámicas como aumentar la velocidad de flujo o la turbulencia.

Difusión inversa del soluto:

Es la difusión de soluto desde la draw solution hasta la disolución de alimentación a través de la membrana debido a la diferencia de concentraciones. Una membrana semipermeable ideal, prevendría la permeación de cualquier soluto disuelto de la draw solution hacia la alimentación. Sin embargo, ninguna membrana es una barrera perfecta y una pequeña cantidad de soluto disuelto se transportará a través de la membrana. [21]

El flujo de soluto inverso específico se define como la proporción de flujo inverso de soluto al flujo directo de agua (J_s/J_w) Una proporción elevada, refleja un descenso en la selectividad de la membrana y una eficiencia del proceso de ósmosis directa menor.

Se ha demostrado que este parámetro está determinado por la selectividad de la capa activa de la membrana. Sin embargo, es independiente de la concentración de la draw solution y de la estructura de la capa soporte porosa de la membrana. [17]

Alta selectividad de la capa activa de la membrana puede minimizar la difusión inversa de soluto con lo que se mejora el resultado del proceso de ósmosis directa.

Tendencia al ensuciamiento de las membranas:

Es un fenómeno inevitable en todos los procesos de membrana y se hace visible en largos periodos de operación. Sin embargo, esta tendencia al ensuciamiento de los procesos de membrana con el principio de la ósmosis como fuerza impulsora, es menor que la que se produce en procesos de membrana con presión como fuerza impulsora debido a la baja presión hidráulica empleada.

Baja tendencia al ensuciamiento implica más agua como producto, menor necesidad de limpieza y vida más larga de la membrana. Con ello, se reducen los costes de capital y de operación.

Tanto la tendencia al ensuciamiento orgánico como la tendencia al ensuciamiento inorgánico han sido estudiadas [22], [23], llegándose a las siguientes conclusiones:

- La adhesión entre moléculas y el ensuciamiento orgánico están relacionados.
- La tendencia al ensuciamiento en la ósmosis directa está gobernada por el efecto combinado de interacciones químicas e hidrodinámicas.
- Los materiales de la membrana influyen en la tendencia al ensuciamiento orgánico y limpieza.
- Ambas tendencias al ensuciamiento son prácticamente reversibles con lavado y aclarado con agua sugiriendo la ausencia de una limpieza química.

Cuando la draw solution está enfrentada a la capa porosa soporte de la membrana, el soluto de la draw solution se acumula en la superficie de la capa activa mediante difusión inversa provocando un aumento de la polarización por concentración, reduciendo la fuerza impulsora osmótica neta y agravando la tendencia al ensuciamiento.

También se ha encontrado que una alta temperatura de trabajo puede aportar efectos adversos en la limpieza de un proceso de ósmosis directa. [18]

Por otro lado, la tendencia al ensuciamiento puede influenciar al rechazo de soluto de la membrana. Ensuciamientos orgánicos en la capa activa de la membrana podrían mejorar la propiedad de carga negativa e hidrofiliidad de la superficie y aumentar la capacidad de absorción de compuestos hidrofílicos. Con ello, se mejoraría el rechazo de contaminantes (trazas de compuestos orgánicos) como compuestos iónicos hidrofílicos o compuestos neutros hidrofóbicos [19] y el rechazo de contaminantes inorgánicos (boro y arsénico) [20]

Tanto la tendencia al ensuciamiento como la polarización por la concentración aumentan la resistencia y reducen la permeabilidad de la membrana.

Es necesario seguir investigando a escala de laboratorio como paso previo a la realización de pruebas a gran escala hasta que se puedan mejorar inconvenientes que aún quedan por solucionar. Algunos de estos inconvenientes son:

- Inexistencia de una draw solution ideal.
- Necesidad de mejora y optimización de las membranas de ósmosis directa.
- Falta de desarrollo de un método de separación de agua de la draw solution diluida fácil y económico.
- Necesidad de diseño de modelado teórico y predicción del comportamiento de los sistemas.
- Existencia de datos limitados para evaluar la viabilidad de las aplicaciones.
- Carencia de análisis energético exhaustivo.
- Comparación de costes con las tecnologías existentes.

1.4. OBJETIVO:

Este Trabajo Fin de Carrera (TFC) se enmarca en un proyecto de investigación más amplio que tiene como objetivo el diseño de procesos de separación basados en ósmosis directa en los que se emplean como draw solutions, suspensiones de nanopartículas magnéticas (NPMs). El principal beneficio del proyecto se asocia al ahorro energético esperable de la etapa de regeneración de la draw solution que en este caso se regeneraría mediante un campo magnético externo. La mayor ventaja de las NPMs es su extremada alta relación de área superficial a volumen y sus grandes tamaños (comparados con las sales inorgánicas y moléculas orgánicas) que facilitan su recuperación mediante el uso de campos magnéticos y procesos de membrana de baja presión como la microfiltración o la nanofiltración. Además, producen una elevada presión osmótica mucho mayor que la del agua de mar lo que las convierte en alternativas atractivas para la desalinización de aguas. Las tareas del TFC se han llevado a cabo en el

grupo de Procesos Avanzados de Separación (PAS) del departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Cantabria.

La Figura 13 muestra la metodología planteada en el proyecto y que consta de cuatro etapas diferenciadas: test de membranas, síntesis de nanopartículas magnéticas, caracterización de dichas partículas y la aplicación de la tecnología de ósmosis directa con nanopartículas magnéticas.

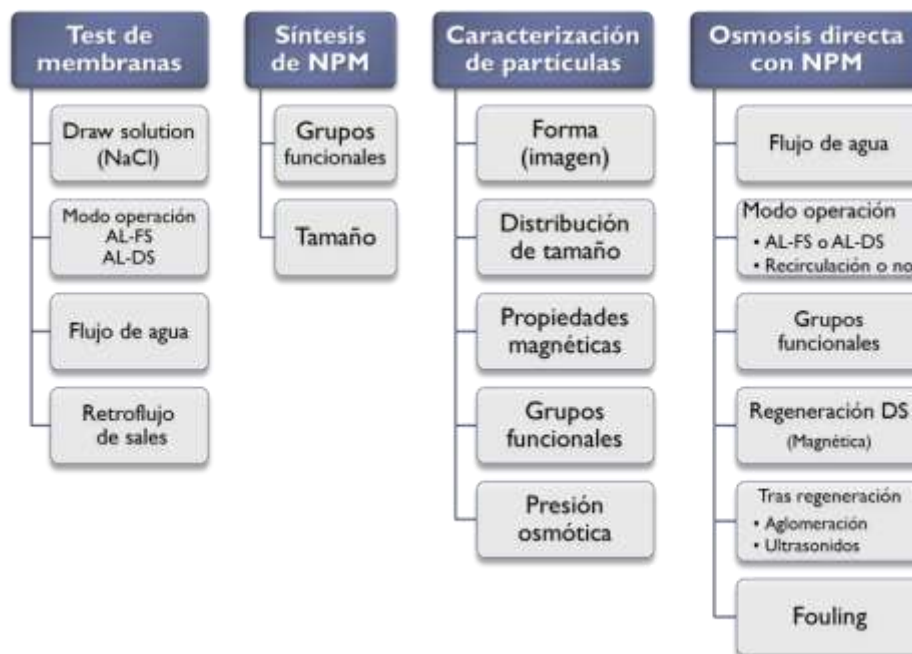


Figura 13. Metodología de estudio ósmosis directa en cuatro etapas.

En concreto, en este TFC se plantean los siguientes objetivos concretos enmarcados en la primera de las etapas metodológicas planteadas:

- Profundizar en el conocimiento de los procesos avanzados de separación mediante ósmosis directa.
- Llevar a cabo la evaluación técnica de diferentes membranas comerciales de ósmosis directa (CTA-NW, CTA-ES y TFC-ES) mediante la cuantificación del flujo de agua y el retroflujo de sales empleando para ello disoluciones de cloruro sódico con diferente concentración (0.5, 1.3 y 2 M) como draw solutions. Dicha evaluación técnica se llevará a cabo, tanto a nivel experimental como a nivel teórico.
- Seleccionar la membrana que proporciona mejores resultados en términos de máximo flujo de permeado y máximo rechazo de sales.

2. Desarrollo

2. DESARROLLO:

2.1. MATERIAL Y SISTEMA EXPERIMENTAL:

2.1.1. Material:

A la hora de llevar a cabo los experimentos, se han empleado: una disolución de alimentación, una draw solution, membranas, una malla espaciadora, material de vidrio y material de plástico.

Como disolución de alimentación se ha utilizado 500 mL de agua Milli-Q ultrapura con una resistividad de 18.2 MΩcm.

Como draw solution se han utilizado disoluciones de 500 mL de cloruro sódico (NaCl) a tres concentraciones distintas: 0.5, 1.3 y 2.0 molar. El empleo de NaCl como soluto de la draw solution se debe mayoritariamente a su extendido uso en estudios de ósmosis directa, facilitando la comparación de los resultados obtenidos con la bibliografía existente. Además de ser un reactivo barato que presenta una alta solubilidad en agua, alta presión osmótica y sus propiedades termodinámicas han sido ampliamente investigadas.

Las membranas utilizadas han sido:

HTI OsMemTM CTA-ES:

Membrana de triacetato de celulosa con soporte de una malla de poliéster entretejido.

En la Figura 14, se muestra una imagen con microscopio electrónico de ambos lados de la membrana junto con un corte transversal de la misma. En la imagen (a), se puede ver como la membrana está soportada mecánicamente por una malla entretejida. Esta malla compuesta por fibras de poliéster dispuestas ortogonalmente con un espaciado aproximado de 0,12 mm también es visible desde la cara de atrás (soporte) de la membrana (b).

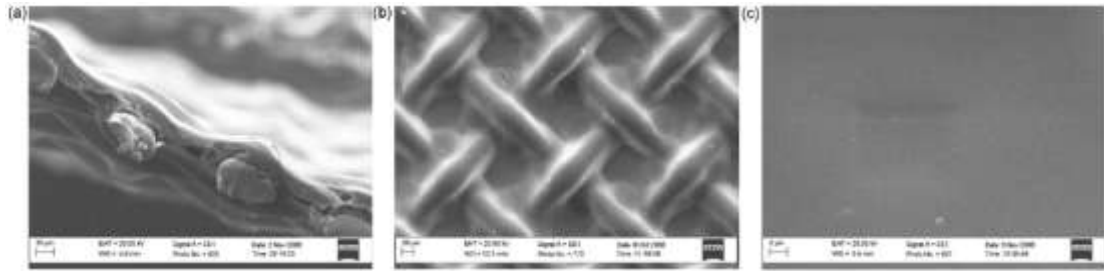


Figura 14. HTI OsMem CTA-ES. (a) Imagen SEM de un corte transversal de la membrana, (b) Imagen SEM de la cara de atrás (soporte) de la membrana, (c) Imagen SEM de la superficie activa. [30]

El espesor de la membrana varía desde aproximadamente 30 hasta 50 μm dependiendo de la posición relativa de las fibras de poliéster. [30]

HTI OsMemTM CTA-NW:

Membrana de triacetato de celulosa sobre una capa soporte no entretejida consistente de fibras de poliéster individualmente recubiertas con polietileno.

En la Figura 15 se muestra una imagen con microscopio electrónico de un corte transversal de la membrana. El espesor de la membrana es mayor de 100 μm . [31]



Figura 15. HTI OsMem CTA-NW. Imagen SEM corte transversal de la membrana. [31]

HTI OsMemTM TFC-ES:

Membrana compuesta de película delgada de poliamida sobre polisulfona con soporte entretejido.

Todas las membranas utilizadas son membranas comerciales adquiridas a la compañía Hydration Technology Innovations (HTI).

La compañía HTI es la desarrolladora de tecnologías de membranas de filtración de agua y aguas residuales más avanzadas del mundo. Presenta más de veinte años de experiencia en investigación y desarrollo en la producción de membranas avanzadas de separación y en reciclado y filtración de agua. Es líder y pionera a nivel mundial en la fabricación de membranas comerciales de ósmosis directa y líder mundial en la integración e instalación de sistemas de filtración con membranas para el tratamiento de aguas residuales. También ha hecho un extensivo trabajo en: pressure retarded osmosis para la producción de energía, ósmosis directa para la desalinización de aguas y biorreactores osmóticos de membrana. La tecnología de membranas de ósmosis directa crea nuevas posibilidades para una desalinización eficiente energéticamente, aumenta las oportunidades para reutilización y reciclado de agua y redefine literalmente los límites de la tecnología de separación de membrana de líquidos y gases. [29]

A la hora de su recepción, las membranas CTA-ES y CTA-NW vienen empapadas en glicerina de base vegetal y la membrana TFC-ES rociada con una disolución de metabisulfito de sodio.

Previo a su uso, se sumergen en agua ultrapura durante 24 horas, y tras su acondicionamiento, deben mantenerse siempre húmedas (sumergidas en agua ultrapura) alejadas de la exposición directa del sol.

Tabla 6. Características principales de las membranas utilizadas.

Parámetros	CTA-ES	CTA-NW	TFC-ES
Máxima Temperatura de Operación	71 °C	71 °C	49 °C
Máxima Presión Transmembranal	70 kPa	70 kPa	70 kPa
Rango de pH	3 a 8	3 a 8	2 a 11
Cloro máximo	2 ppm	2 ppm	< 0,1 ppm

Las características principales de las tres membranas utilizadas se muestran en la Tabla 6. Para una información más detallada, se pueden consultar las hojas técnicas de las membranas en los ANEXOS.

Se ha utilizado una malla espaciadora de polipropileno (Figura 16) sobre la capa activa de la membrana con la intención de generar turbulencia en la superficie de la membrana y disminuir la polarización por concentración externa lo máximo posible.



Figura 16. Malla espaciadora de polipropileno.

Como material de vidrio se han utilizado:

- Dos vasos de precipitados de 1 L de capacidad para contener las disoluciones de alimentación y de arrastre durante el experimento.
- Tres matraces aforados de 1 L para preparar las distintas disoluciones de NaCl.
- Un vaso de precipitados de 100 mL para pesar el soluto de NaCl.
- Una probeta de 500 mL para tomar dicho volumen de las disoluciones.

Como material de plástico se han utilizado tubos semirígidos de poliamida para establecer las conexiones del circuito.

2.1.2. Equipos:

Dentro de los equipos utilizados se pueden distinguir: un módulo, un agitador magnético, dos bombas peristálticas, una balanza de precisión, un ordenador y un conductivímetro.

El módulo o celda se trata del modelo CF042-P modificado de la casa comercial STERLITECH con un área efectiva de membrana de 42 cm². Una imagen del mismo se ilustra en la Figura 17.



Figura 17. Modelo CF042 de STERLITECH.

La celda está constituida por dos placas de politetrafluoroetileno (PTFE, teflón) montadas la una sobre la otra con cuatro puertos (dos de entrada y dos de salida) por los que circulan la disolución de alimentación y la draw solution.

Se colocan dos placas metálicas de acero inoxidable una en la zona superior y otra en la zona inferior del módulo. Se introducen los tornillos y se ajustan con cuatro tuercas. La función de las placas metálicas es soportar la presión del módulo evitando que las dos placas se separen.

En concreto, la presión y las temperaturas máximas soportadas por el módulo son 300 psi (20 bar) y 80°C respectivamente.

El agitador magnético (Figura 18) se sitúa debajo del vaso de precipitados que contiene a la alimentación con la finalidad de mantener la disolución constantemente en movimiento para conseguir su homogeneización.



Figura 18. Agitador electromagnético.

Las bombas peristálticas (Figura 19) se encargan de impulsar la disolución de alimentación y la draw solution desde el vaso de precipitados hasta el módulo. Los dos modelos empleados han sido: Bomba de manguera Watson Marlow 323 y Bomba de proceso Watson Marlow 520S.



Figura 19. Bombas peristálticas Watson Marlow 323 (Draw solution) y Watson Marlow 520S (alimentación).

La balanza de precisión (Figura 20) se utiliza para hacer un seguimiento de la variación del volumen con el tiempo. Sobre ella se coloca el vaso de precipitados conteniendo a la draw solution. Posee un puerto usb mediante el que se conecta con un ordenador para la recogida de datos automática.



Figura 20. Balanza de precisión.

El modelo empleado ha sido el PS 6000/X de la casa comercial Radweg cuyas características se muestran en la Tabla 7.

Tabla 7. Datos técnicos de la balanza analítica.

Capacidad máxima	6000	g
Carga mínima	0,5	g
Legibilidad	0,01	g
Rango de tara	-6000	g
Repetitividad	0,015	g
Linealidad	±0,03	g
Tamaño de la bandeja	195 x 195	mm
Tiempo de estabilización	1,5	s
Sensibilidad	2 ppm/°C en temperatura 15° - 35 °C	
Temperatura de trabajo	10° - 40 °C	
Suministro de potencia	13,5 16 V DC / 2,1 A	
Ajuste/Calibración	interna (automática)	
Monitor	gráfico con luz	
Interfase	RS 232	
Peso neto/Peso bruto	4,8/6,3	kg
Tamaño de embalaje	470x380x336	mm

El conductivímetro se coloca en el interior del vaso de precipitados conteniendo a la alimentación con el objetivo de seguir la evolución de su concentración con el tiempo. El modelo utilizado ha sido pH 25 de la marca Crison cuya imagen se ilustra en la Figura 21.



Figura 21. Conductivímetro Crison pH 25.

2.1.3. Programas Informáticos:

El programa Pomiar Win v 4.0.5 de Radwag se trata del software proporcionado con la balanza analítica cuya función es la recogida automática de datos.

El programa Aspen Custom Modeler se ha utilizado como herramienta para la determinación de los parámetros característicos de las membranas, mediante el ajuste de los datos experimentales a un modelo matemático.

2.2. SISTEMA EXPERIMENTAL Y METODOLOGÍA:

El sistema experimental utilizado para la realización de este trabajo se encuentra ubicado en el laboratorio 456 en la planta -4 de la ETSIIT, en el departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Cantabria. En la Figura 22, se ilustra un esquema de la disposición y funcionamiento del montaje llevado a cabo para la realización de los experimentos.

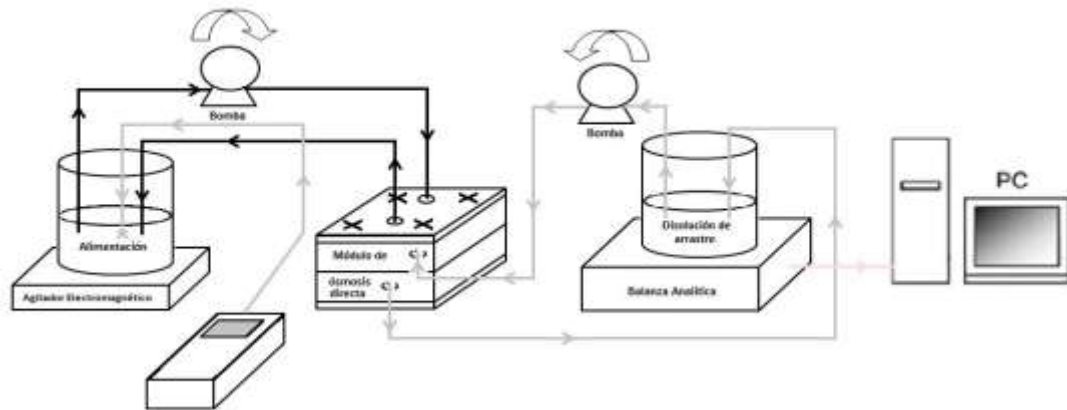


Figura 22. Esquema del sistema experimental utilizado.

Previo a la realización de los experimentos se deben realizar las siguientes tareas: calibrado del conductivímetro, medición del caudal de las bombas y preparación de la draw solution con la concentración deseada.

Calibrado del conductivímetro:

Se preparan una serie de disoluciones de distintas concentraciones de cloruro sódico (Panreac 99% pureza) utilizando agua Milli-Q ultrapura con una resistividad de 18.2 MΩ/cm como disolvente.

Con el conductivímetro, se mide la conductividad de todas ellas, y se representa gráficamente (Figura 23) la concentración de NaCl frente a la conductividad medida.

Se realiza el ajuste de los datos para las distintas concentraciones obteniéndose como resultado una regresión lineal que relaciona conductividad con concentración. Esta regresión se utilizará posteriormente para el cálculo de la concentración de NaCl en la disolución de alimentación y por tanto, el retroflujo de sales.

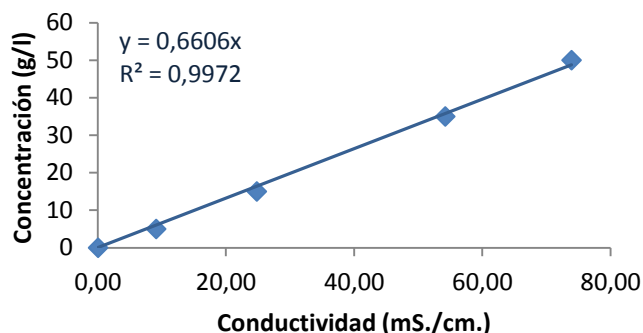


Figura 23. Calibrado de la conductividad.

Medición del caudal de las bombas:

Se pone en marcha la bomba a unas revoluciones por minuto determinadas y se cronometra el tiempo necesario para alcanzar un volumen determinado de agua en una probeta. En cuanto se alcanza el volumen fijado, se paran el cronómetro y la bomba. Se obtiene el caudal dividiendo el volumen entre el tiempo. Se realiza por triplicado y se toma la media como medida representativa. Se expresa el caudal en L/min.

Preparación de la draw solution:

En función de la concentración molar deseada, el volumen del matraz aforado a utilizar y teniendo en cuenta el peso molecular del cloruro sódico ($P_{mol} = 58,44 \text{ g/mol}$) se calcula la cantidad de masa a pesar (eq. 5). Se aplica la siguiente fórmula:

$$M = \frac{n}{V_{dón}} = \frac{m/P_{mol}}{V_{dón}} \rightarrow m = M * V_{dón} * P_{mol} \quad (eq. 5)$$

Donde:

- M representa la molaridad en mol/L.
- n representa el número de moles.
- $V_{dón}$ es el volumen en litros de la disolución.
- m es la masa de cloruro sódico en gramos.

Se coge un vaso de precipitados y se coloca sobre una balanza analítica. Se tara y se pesa la cantidad de masa calculada previamente. Se añade agua

Milli-Q ultrapura con una resistividad de 18.2 M Ω /cm para ir disolviendo el soluto y se vierte en el matraz aforado. Se repite la operación hasta limpiar todo el soluto del vaso de precipitados.

Una vez vertido todo el soluto con agua en el matraz aforado, se enrasa con agua Milli-Q ultrapura con una resistividad de 18.2 M Ω y se homogeniza. Se agita durante unos minutos en un agitador magnético.

2.2.1. Desarrollo de un experimento:

Se introduce la membrana deseada en el módulo de ósmosis directa con la capa activa en la orientación deseada, colocando la malla espaciadora sobre la capa activa de la membrana y se cierra el módulo. Se vierte la alimentación y la draw solution en sus respectivos vasos de precipitados. En la disolución de alimentación, colocada sobre el agitador magnético, se introduce el conductivímetro.

Se encienden el agitador, el conductivímetro, la balanza y el software del ordenador. Se tara la balanza y se anota la conductividad inicial de la alimentación y su temperatura.

La puesta en marcha del sistema se inicia con el arranque de la bomba de alimentación. Una vez se ha llenado el circuito, se procede con el arranque de la bomba de la draw solution. El cronómetro y la toma de datos del programa informático comienzan simultáneamente.

La alimentación y la draw solution se introducen a través de los puertos de entrada en el módulo de ósmosis directa hacia la cavidad del módulo que aloja a la membrana. Dentro de esta cavidad, cada disolución fluye tangencialmente bien sobre la malla espaciadora de la capa activa o bien sobre el soporte poroso de la membrana. Ambas disoluciones fluyen en el mismo sentido a lo largo del módulo y parte de la alimentación va permeando a través de la membrana hacia la draw solution. Una vez han atravesado longitudinalmente el módulo, las dos corrientes regresan a los depósitos iniciales de alimentación y draw solution.

Se trata de un sistema donde tanto la corriente de alimentación como la corriente de la draw solution fluyen en paralelo (en el mismo sentido y en la misma dirección) a lo largo del módulo y se encuentran recirculándose continuamente durante todo el experimento.

Por tanto, la alimentación va a ir disminuyendo su volumen progresivamente a la vez que se va ir concentrando ligeramente debido a la difusión inversa del soluto. Por otro lado, la draw solution se va diluyendo al ir aumentando su volumen a la vez que va disminuyendo su concentración debido al transporte de soluto a través de la membrana.

Durante todo el proceso, el software Pomiar Win v 4.0.5 de Radwag se encarga de la adquisición de los datos de la variación en el peso de la draw solution.

A pesar de la toma de datos informática, también se realiza una toma de datos manual del experimento anotando: tiempo, peso de la draw solution y conductividad y temperatura de la alimentación. Durante los diez primeros minutos, se anotan datos cada minuto para tener un mayor control del inicio del experimento. El tiempo restante hasta la finalización del experimento se anotan datos en intervalos de cinco minutos.

Finalizado el tiempo de experimentación, se paran el cronómetro y el programa informático y se apaga la bomba de la draw solution y la bomba de la alimentación. Se anotan los datos correspondientes a tiempo final, se limpia el conductivímetro con agua Milli-Q ultrapura y se vacía el sistema.

Se realiza una limpieza de la membrana y del sistema experimental mediante un lavado con agua ultrapura durante cuarenta minutos.

2.3. CONDICIONES EXPERIMENTALES:

Los experimentos realizados se han llevado a cabo modificando las siguientes variables y bajo las siguientes condiciones de operación:

- Variables
 - Clase de membrana
 - Orientación de la membrana
 - Concentración de la draw solution
- Condiciones de operación
 - Caudal de circulación de la alimentación
 - Caudal de circulación de la draw solution
 - Tiempo de experimentación

En cuanto a la clase de membrana, se han considerado las tres membranas: CTA-ES, CTA-NW y TFC-ES mencionadas en el apartado 2.1.1.

Las concentraciones de la draw solution utilizadas han sido: 0.5 M., 1.3 M. y 2.0 M. de cloruro sódico.

Existen dos modos de operación según la orientación de la capa activa de la membrana:

- AL-FS (Active Layer – Feed Solution): La alimentación se encuentra en contacto con la capa activa de la membrana y la draw solution con la capa soporte porosa de la membrana.
- AL-DS (Active Layer – Draw Solution): La draw solution se encuentra en contacto con la capa activa de la membrana y la alimentación está enfrentada con la capa soporte porosa de la membrana.

Los caudales de circulación a los que se ha operado han sido de 3.3 L/min en el caso de la bomba de alimentación y de 0.44 L/min en la bomba de la draw solution. Estas condiciones de experimentación son similares a las indicadas en las hojas de especificaciones de las membranas.

El tiempo de experimentación para el estudio del flujo de agua y sales a través de la membrana ha sido de cien minutos como representativo de la tendencia de la evolución del transporte a través de la membrana.

En la Tabla 8 se recogen los dieciocho experimentos realizados teniendo en cuenta que tanto el tiempo de experimentación como los caudales de

circulación de la alimentación y de la draw solution han permanecido constantes en todos ellos.

Tabla 8. Resumen y nomenclatura de los experimentos realizados.

Orientación	[NaCl]	Membrana		
		CTA-NW	CTA-ES	TFC-ES
AL-FS	0,5 M	1	7	13
	1,3 M	2	8	14
	2,0 M	3	9	15
AL-DS	0,5 M	4	10	16
	1,3 M	5	11	17
	2,0 M	6	12	18

2.4. FUNDAMENTO EXPERIMENTAL:

2.4.1. Ecuaciones de Transporte:

Para determinar el flujo de agua (eq. 6) con los datos experimentales obtenidos del cambio de peso de la draw solution con el tiempo, se recurre a:

$$J_w = \frac{\Delta V_{draw\ solution}}{A_m * \Delta t} = \frac{\Delta m_{draw\ solution} / \rho_{draw\ solution}}{A_m * \Delta t} \quad (eq. 6)$$

Siendo:

- J_w el flujo de agua en $L/(m^2 * h)$
- $\Delta m_{draw\ solution}$ el incremento de masa de la draw solution en g
- $\rho_{draw\ solution}$ la densidad de la draw solution en g/L
- A_m el área efectiva de la membrana en m^2
- Δt el incremento de tiempo en h

Para la determinación del flujo de agua, se representa la evolución de la masa de agua transferida frente al tiempo. Esta representación dará lugar a una recta de la cual se obtendrá una regresión lineal con la forma: $[m_{H_2O} (g) = pdte (g/min) \times t (min)]$

Con esta pendiente se halla el flujo de agua (eq. 7) mediante la siguiente ecuación:

$$J_w = \frac{m_{H_2O}/\rho_{alimentación}}{A_m * t} = \frac{(pdte * t)/\rho_{alimentación}}{A_m * t} \quad (\text{eq. 7})$$

Siendo:

- J_w el flujo de agua en $L/(m^2 * h)$
- m_{H_2O} la masa de agua transferida a la draw solution en g
- $\rho_{alimentación}$ la densidad de la disolución de alimentación en g/L
- A_m el área efectiva de la membrana en m^2
- t el tiempo de experimentación en h

Para determinar el flujo de soluto (eq. 8) se calcula la diferencia en el contenido de cloruro sódico de la alimentación con los datos experimentales obtenidos de la medida de la conductividad con el tiempo y con la cantidad de agua transferida a la draw solution:

$$J_s = \frac{V_f * C_f - V_0 * C_0}{A_m * \Delta t} \quad (\text{eq. 8})$$

Siendo:

- J_s el flujo de soluto en $g/(m^2 * h)$
- V_f el volumen final de la alimentación en L
- C_f la concentración final de la alimentación en g/L
- V_0 el volumen inicial de la alimentación en L
- C_0 la concentración inicial de la alimentación en g/L
- A_m el área efectiva de la membrana en m^2
- Δt el incremento de tiempo en h

El volumen final de la alimentación (eq. 9) se halla como la diferencia entre el volumen inicial de la alimentación y el volumen de agua transferido a la draw solution:

$$V_f = V_0 - \frac{m_{H_2O}}{\rho_{alimentación}} \quad (eq. 9)$$

Siendo:

- V_f el volumen final de la alimentación en L
- V_0 el volumen inicial de la alimentación en L
- m_{H_2O} la masa de agua transferida a la draw solution en g
- $\rho_{alimentación}$ la densidad de la disolución de alimentación en g/L

Para el cálculo de la concentración de la alimentación (eq. 10) con los datos experimentales obtenidos del cambio de la conductividad con el tiempo, se recurre a:

$$C = 0,6606 * \frac{conduct.}{1000} \quad (eq. 10)$$

Siendo:

- C la concentración de la alimentación en g/L
- conduct. la conductividad de la alimentación medida en $\mu S/cm$
- 0,6606 la pendiente de la recta de calibrado de la conductividad en $(g*cm)/(mS*L)$

Para la determinación de la concentración de la alimentación se representa la evolución de la conductividad frente al tiempo. Esta representación dará lugar a una recta de la cual se obtendrá su regresión lineal con la forma: [conductividad = a + b*t]

Posteriormente, se halla la concentración de la alimentación (eq. 11) mediante la siguiente ecuación:

$$C = 0,6606 * \frac{a + (b * t)}{1000} \quad (eq. 11)$$

Siendo:

- C la concentración de la alimentación en g/L

- 0,6606 la pendiente de la recta de calibrado de la conductividad en $(g \cdot cm)/(mS \cdot L)$
- a la ordenada en el origen de la recta de la conductividad frente al tiempo en $\mu S/cm$
- b la pendiente de la recta de la conductividad frente al tiempo en $\mu S/(cm \cdot min)$
- t el tiempo transcurrido del experimento donde se quiere calcular la concentración de la alimentación en min

2.4.2. Ecuación de Rechazo de Solutos:

Para determinar el rechazo de sal de la membrana (eq. 12, eq. 13) se calcula la diferencia entre todo el soluto existente menos la cantidad de soluto que se transfiere desde la draw solution a la alimentación por litro de agua eliminado:

$$R(\%) = 100 * \left[1 - \left(\frac{\text{moles de NaCl transferidos a la alimentación}}{L \text{ de agua eliminada}} / [M_{draw}] \right) \right] \quad (eq. 12)$$

$$R(\%) = 100 * \left[1 - \left(\frac{\frac{V_f * C_f}{P_{mol}} - \frac{V_0 * C_0}{P_{mol}}}{(V_0 - V_f) * M_{draw}} \right) \right] \quad (eq. 13)$$

Siendo:

- V_f el volumen final de la alimentación en L
- C_f la concentración final de la alimentación en g/L
- V_0 el volumen inicial de la alimentación en L
- C_0 la concentración inicial de la alimentación en g/L
- P_{mol} el peso molecular de cloruro sódico en g/mol
- M_{draw} la concentración de la draw solution en mol/L

2.4.3. Ecuación de la Presión Osmótica:

La presión osmótica es la presión que se necesita para detener el flujo de disolvente entre dos disoluciones de distinta concentración separadas por una membrana semipermeable. Es una propiedad coligativa que indica el potencial químico de un disolvente en disolución. No depende de la naturaleza del soluto, sólo de su concentración. [32]

La presión osmótica de una disolución diluida ideal se puede calcular mediante la ecuación de Van't Hoff (eq. 14):

$$\Pi = n * M * R * T \quad (eq. 14)$$

Siendo:

- Π la presión osmótica en atm
- n el factor de Van't Hoff (n° de partículas individuales de los compuestos disueltos en la disolución)
- M la concentración molar de la disolución en mol/L
- R la constante de los gases en (atm*L)/(K*mol)
- T la temperatura absoluta de la disolución en K

A altas concentraciones de iones, las interacciones electrostáticas entre los iones aumentan y se convierte en una disolución no ideal. Sólo es aplicable para disoluciones muy diluidas.

Para disoluciones en general, la presión osmótica se puede determinar mediante la ecuación virial (eq. 15):

$$\frac{\Pi}{c} = R * T * \left[\frac{1}{M_w} + B * c + C * c^2 + D * c^3 + \dots \right] \quad (eq. 15)$$

Siendo:

- c la concentración en g/L
- B , C y D los coeficientes viriales que son función de la temperatura y el potencial químico de las especies en la disolución de sal.

En nuestro caso, para el cálculo de la presión osmótica se ha recurrido a la estimación de Applegate (eq. 16): [24], [25].

$$\Pi = 1,12 * T * \sum m_j \quad (\text{eq. 16})$$

Siendo:

- Π la presión osmótica en psi
- T la temperatura media de experimentación en K
- $\sum m_j$ la suma de la concentración molar de todas las especies iónicas y no iónicas disueltas en la disolución.

La concentración molar (eq. 17) se define como:

$$m = \frac{n^{\circ} \text{ de moles}}{\text{kg de disolvente}} = \frac{n^{\circ} \text{ de moles} * 1000}{\text{g de disolvente}}$$

$$\rightarrow \frac{\frac{n^{\circ} \text{ de moles}}{L} * 1000}{\frac{\text{g de disolvente}}{L}} \quad (\text{eq. 17})$$

2.4.4. Polarización por concentración:

En los experimentos realizados debido a la malla espaciadora situada sobre la capa activa de la membrana y al caudal de bombeo empleado se asumen despreciables los efectos causados por la polarización por concentración externa.

Por tanto, solo se va a tener en consideración los efectos de disminución de flujo de agua debido a una disminución de la presión osmótica efectiva producidos por la polarización por concentración interna.

A la hora de su modelado se recurre a la teoría clásica de disolución-difusión. [26], [27].

ICP dilutiva – Orientación de la membrana AL-FS: (Figura 24)

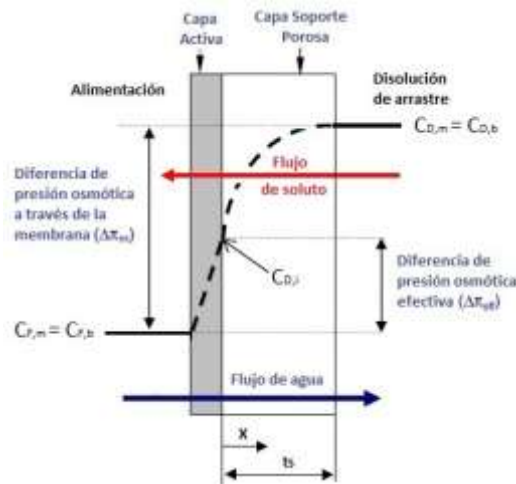


Figura 24. Polarización por concentración interna dilutiva en una membrana simétrica de FO.

Capa activa:

Se define el flujo de agua (eq. 18):

$$J_w = A * (\pi_{D,i} - \pi_{F,m} - \Delta P) \quad (\text{eq. 18})$$

Siendo:

- J_w el flujo de agua.
- A el coeficiente de permeabilidad al agua de la membrana.
- $\pi_{D,i}$ la presión osmótica de la draw solution en la interfase capa activa – soporte de la membrana.
- $\pi_{F,m}$ la presión osmótica de la alimentación en la membrana.
- ΔP el incremento de presión hidráulica aplicada.

Se define el flujo de sales (eq. 19):

$$J_s = B * (C_{D,i} - C_{F,m}) \quad (\text{eq. 19})$$

Siendo:

- J_s el flujo de sales.
- B el coeficiente de permeabilidad al soluto de la membrana.
- $C_{D,i}$ la concentración de la draw solution en la interfase capa activa – soporte de la membrana.
- $C_{F,m}$ la concentración de la alimentación en la membrana.

Soporte:

Se realiza un balance de materia en estado estacionario (eq. 20):

$$J_S = -J_w * C + D^S * \frac{dC}{dx} \quad \begin{matrix} x = 0 \rightarrow C = C_{D,i} \\ x = t_s \rightarrow C = C_{D,m} \end{matrix} \quad (eq. 20)$$

El soluto que pasa a través de la membrana se iguala al flujo convectivo de soluto hacia la membrana más el flujo difusivo de soluto fuera de la membrana.

Siendo:

- J_S el flujo de sales.
- J_w el flujo de agua.
- D^S la difusión efectiva de los solutos de la draw solution.
- C la concentración de soluto.
- t_s el espesor de la capa soporte de la membrana.
- $C_{D,i}$ la concentración de la draw solution en la interfase capa activa – soporte de la membrana.
- $C_{D,m}$ la concentración de la draw solution en la membrana.

Definiendo el coeficiente de transferencia de materia (eq. 21):

$$K_m = \frac{D^S}{t_s} = \frac{D * \varepsilon}{t_s * \tau} \quad (eq. 21)$$

Siendo:

- K_m el coeficiente de transferencia de materia.
- D el coeficiente de difusión del soluto.
- ε la porosidad de la capa soporte de la membrana.
- t_s el espesor de la capa soporte de la membrana.
- τ la tortuosidad de la capa soporte de la membrana.

Integrando la (eq. 20) y agrupando y sustituyendo K_m se obtiene (eq. 22):

$$J_w = K_m * \ln \left(\frac{J_S + J_w * C_{D,m}}{J_S + J_w * C_{D,i}} \right) \quad (eq. 22)$$

Como se desconoce la concentración de la draw solution en la interfase capa activa-soporte de la membrana ($C_{D,i}$), se sustituye J_S de la (eq. 19) y $\Pi_{D,i}$ de la (eq. 18) en la (eq. 22) (expresándose la concentración en forma de presión osmótica mediante la ecuación de Van't Hoff) obteniéndose (eq. 23):

$$J_w = K_m * \ln \left(\frac{B * \left(\frac{A * \Delta P}{J_w} + 1 \right) + A * \pi_{D,m}}{B * \left(\frac{A * \Delta P}{J_w} + 1 \right) + (J_w + A * \pi_{F,m} + A * \Delta P)} \right) \quad (eq. 23)$$

Como $\Delta P = 0$ (no hay presión hidráulica), el flujo de agua (eq. 24) se expresa finalmente como:

$$J_w = K_m * \ln \left(\frac{B + A * \pi_{D,m}}{B + J_w + A * \pi_{F,m}} \right) \quad (eq. 24)$$

ICP concentrativa – Orientación de la membrana AL-DS: (Figura 25)

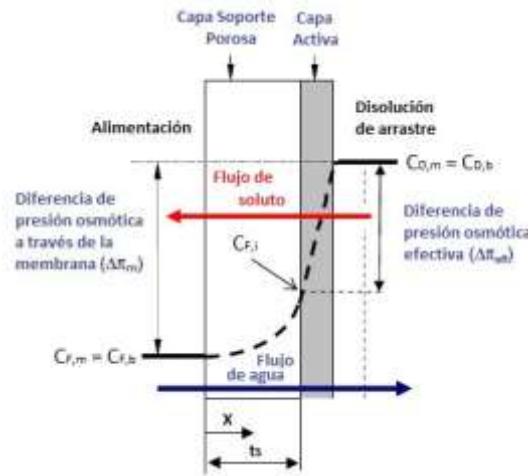


Figura 25. Polarización por concentración interna concentrativa en una membrana asimétrica de FO.

Capa activa:

Se define el flujo de agua (eq. 25):

$$J_w = A * (\pi_{D,m} - \pi_{F,i} - \Delta P) \quad (eq. 25)$$

Siendo:

- J_w el flujo de agua.
- A el coeficiente de permeabilidad al agua de la membrana.
- $\Pi_{D,m}$ la presión osmótica de la draw solution en la membrana.
- $\Pi_{F,i}$ la presión osmótica de la alimentación en la interfase capa activa – soporte de la membrana.
- ΔP el incremento de presión hidráulica aplicada.

Se define el flujo de sales (eq. 26):

$$J_S = B * (C_{D,m} - C_{F,i}) \quad (\text{eq. 26})$$

Siendo:

- J_S el flujo de sales.
- B el coeficiente de permeabilidad al soluto de la membrana.
- $C_{D,m}$ la concentración de la draw solution en la membrana.
- $C_{F,i}$ la concentración de la alimentación en la interfase capa activa – soporte de la membrana.

Soporte:

Al igual que en el caso de la ICP dilutiva, se realiza un balance de materia (eq. 27) en estado estacionario:

$$J_S = -J_w * C + D^S * \frac{dC}{dx} \quad \begin{matrix} x = 0 \rightarrow C = C_{F,m} \\ x = t_s \rightarrow C = C_{F,i} \end{matrix} \quad (\text{eq. 27})$$

Siendo:

- J_S el flujo de sales.
- J_w el flujo de agua.
- D^S la difusión efectiva de los solutos de la draw solution.
- C la concentración de soluto.
- t_s el espesor de la capa soporte de la membrana.
- $C_{F,m}$ la concentración de la alimentación en la membrana.
- $C_{F,i}$ la concentración de la alimentación en la interfase capa activa – soporte de la membrana.

Integrando la (eq. 27) y agrupando y sustituyendo K_m de la (eq. 21) se obtiene (eq. 28):

$$J_w = K_m * \ln \left(\frac{J_s + J_w * C_{F,i}}{J_s + J_w * C_{F,m}} \right) \quad (eq. 28)$$

Como se desconoce la concentración de la alimentación en la interfaz capa activa-soporte de la membrana ($C_{F,i}$), se sustituye J_s de la (eq. 26) y $\Pi_{F,i}$ de la (eq. 25) en la (eq. 28) (expresándose la concentración en forma de presión osmótica mediante la ecuación de Van't Hoff) obteniéndose (eq. 29):

$$J_w = K_m * \ln \left(\frac{B * \left(\frac{A * \Delta P}{J_w} + 1 \right) + (A * \pi_{D,m} + A * \Delta P - J_w)}{B * \left(\frac{A * \Delta P}{J_w} + 1 \right) + A * \pi_{F,m}} \right) \quad (eq. 29)$$

Como $\Delta P = 0$ (no hay presión hidráulica), el flujo de agua (eq. 30) se expresa finalmente como:

$$J_w = K_m * \ln \left(\frac{B + A * \pi_{D,m} - J_w}{B + A * \pi_{F,m}} \right) \quad (eq. 30)$$

Estimación Paramétrica:

Se realiza una estimación paramétrica mediante el programa informático Aspen Custom Modeler teniendo en cuenta, al igual que antes, sólo la polarización por concentración interna con el objetivo de obtener:

- A coeficiente de permeabilidad al agua de la membrana en m/(s Pa)
- B coeficiente de permeabilidad al soluto de la membrana en m/s
- K_m coeficiente de transferencia de materia en m/s

Para ello, se introducen los datos de J_s y J_w obtenidos en las diferentes condiciones de los experimentos realizados para cada membrana, también se introducirá una estimación inicial de los parámetros que se quieren estimar. Como estimación inicial se utilizarán unos valores de A, B y K_m encontrados en la bibliografía. [28]

Por otro lado, se fijarán los datos de presión hidráulica (cero), concentración molar inicial de la alimentación (cero) y temperatura (T).

3. Resultados

3. RESULTADOS:

En este apartado se van a analizar los resultados obtenidos en los experimentos realizados con la tecnología de ósmosis directa.

En total se realizaron dieciocho experimentos correspondientes a los tres tipos diferentes de membrana por las dos orientaciones posibles de cada membrana por las tres concentraciones molares evaluadas de la draw solution. Además, cada uno de estos experimentos se llevo a cabo por triplicado con el fin de obtener un resultado representativo válido.

En cada experimento se ha observado la variación con el tiempo del peso de la draw solution y de la conductividad de la alimentación.

3.1. PROCESADO DE DATOS:

Con la variación con el tiempo de masa de agua de la draw solution se realiza una gráfica (Figura 26). Esta gráfica representa el cambio de volumen experimentado por la draw solution a medida que transcurre el experimento (considerando la densidad de la disolución 1g/mL)

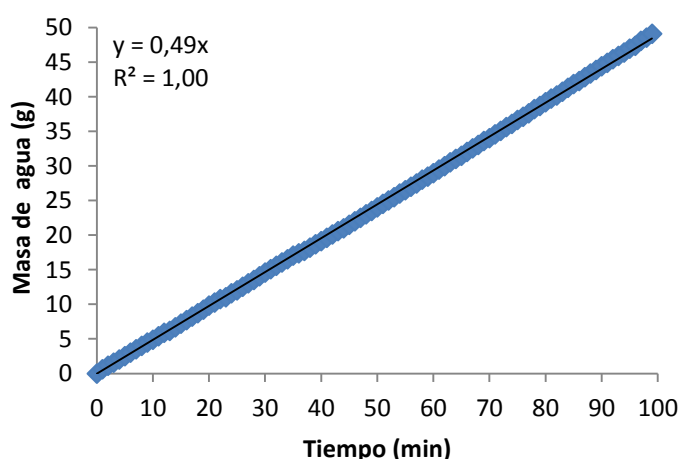


Figura 26. Evolución de la masa de agua de la draw solution con el tiempo.

Con la temperatura media de la alimentación se calcula la densidad de la disolución de alimentación (eq. 31) de acuerdo a la siguiente fórmula:

$$\rho = -0,0052 * T_m^2 + 0,0001 * T_m + 1000,3 \quad (eq. 31)$$

Siendo:

- ρ la densidad de la alimentación en g/L
- T_m la temperatura media del experimento en °C

Mediante la representación del cambio de conductividad experimentado por la alimentación a medida que transcurre el experimento (Figura 27) se calculan: el flujo de agua (J_w), el flujo de sales (J_s), el rechazo ($R(\%)$) y la presión osmótica (Π) del experimento de la manera descrita en el apartado 2.4.

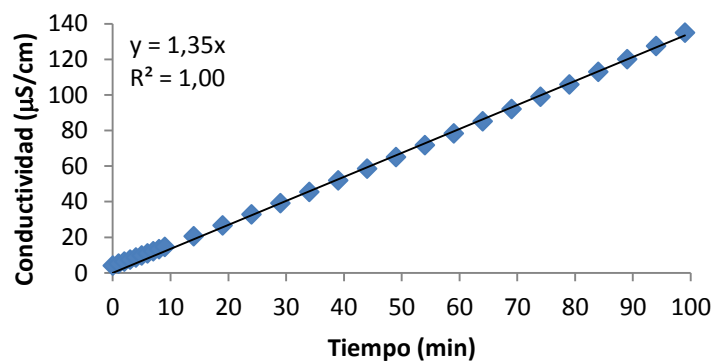


Figura 27. Evolución de la conductividad de la alimentación con el tiempo.

Finalmente, como cada experimento se ha realizado por triplicado, se realiza la media, la desviación estándar y la desviación estándar relativa de los datos calculados.

3.2. RESULTADOS:

En la

Tabla 9 se recoge un resumen de los dieciocho experimentos realizados correspondientes a los tres tipos de membrana por tres concentraciones de la draw solution por dos orientaciones de membrana. Las desviaciones estándar relativas de las variables estudiadas (J_w , J_s y R) presentan valores inferiores al 10% en todos los experimentos realizados.

Tabla 9. Resultados de los experimentos (valores medios).

Orientación	[NaCl]	Variable	Membrana		
			CTA-NW	CTA-ES	TFC-ES
AL-FS	0,5 M	Experimento	1	7	13
		Jw (LMH)	4,5	5,1	5,6
		Js (gMH)	3,3	14,4	50,7
		R (%)	97,5	91,8	68,9
		T ^a (°C)	23,8	22,9	23,2
	1,3 M	Experimento	2	8	14
		Jw (LMH)	6,8	9,9	9,6
		Js (gMH)	5,6	29,1	86,9
		R (%)	98,9	96,1	88,0
		T ^a (°C)	23,7	21,2	25,3
	2,0 M	Experimento	3	9	15
		Jw (LMH)	8,6	13,0	12,3
		Js (gMH)	6,9	42,9	114,8
		R (%)	99,3	97,2	92,0
		T ^a (°C)	23,6	23,8	22,8
AL-DS	0,5 M	Experimento	4	10	16
		Jw (LMH)	7,8	8,7	8,5
		Js (gMH)	6,1	9,8	77,8
		R (%)	97,3	96,1	68,6
		T ^a (°C)	24,0	23,8	23,5
	1,3 M	Experimento	5	11	17
		Jw (LMH)	15,4	19,2	15,2
		Js (gMH)	12,3	20,8	148,8
		R (%)	98,9	98,6	87,1
		T ^a (°C)	23,2	22,2	22,7
	2,0 M	Experimento	6	12	18
		Jw (LMH)	20,0	25,6	18,4
		Js (gMH)	16,3	26,9	187,4
		R (%)	99,3	99,1	91,3
		T ^a (°C)	23,1	23,0	21,6

A continuación, se van a desglosar los resultados en función de la membrana utilizada y de la orientación en la que se ha trabajado para su mejor comprensión.

3.2.1. Discusión de resultados en función de la membrana utilizada:

Membrana CTA-NW:

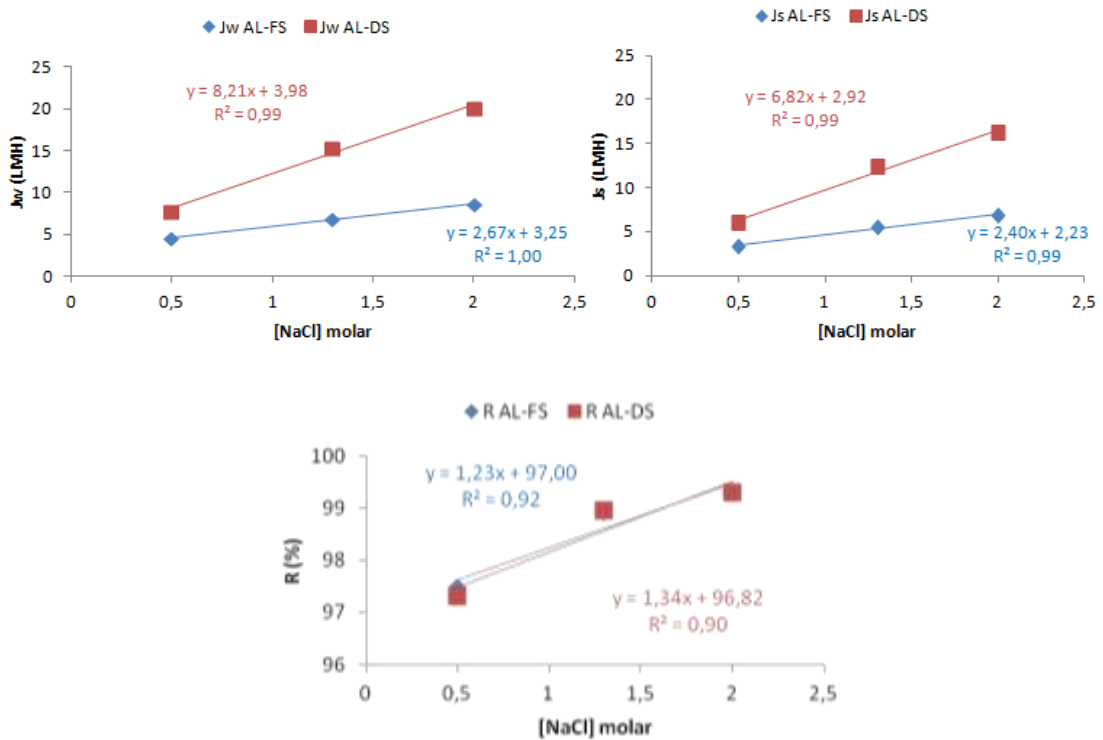


Figura 28. Variación del flujo de agua, del flujo de soluto y del rechazo (CTA-NW)

Como se observa en la Figura 28, tanto el flujo de agua como el flujo de soluto aumentan a medida que se incrementa la concentración de la draw solution. Además, esta tendencia es considerablemente mayor si se opera con la capa activa enfrentada a la draw solution (AL-DS) y presenta un efecto más notorio en el caso del flujo de agua.

El rechazo de esta membrana es siempre superior al 97% independientemente de la orientación de la membrana y de la concentración de la draw solution. También presenta una tendencia a aumentar a medida que se incrementa la concentración de la draw solution. Los valores de rechazo a una concentración determinada son prácticamente idénticos en las dos orientaciones de la membrana.

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos, a la hora de trabajar con esta membrana se seleccionará el modo de operación en el que la capa activa se halla enfrentada a la draw solution (AL-DS).

Se escoge este modo de operación porque en comparación con el modo de operación AL-FS, a rechazos similares, presenta mayores flujos de agua. También es cierto, que presenta mayores flujos de solutos. Pero, teniendo en cuenta que los flujos de agua son mayores que los flujos de soluto y su diferencia es mayor que operando en la orientación AL-FS, ese margen es el que condiciona la selección del modo de operación.

Membrana CTA-ES:

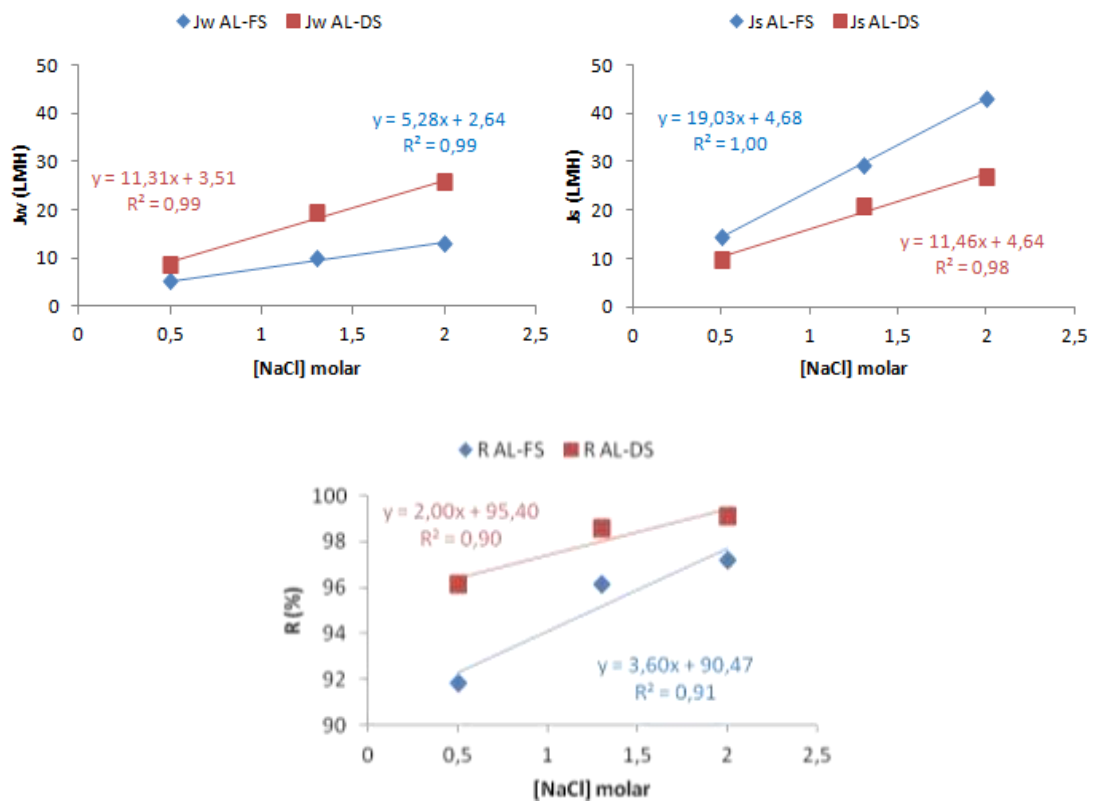


Figura 29. Variación del flujo de agua, del flujo de soluto y del rechazo (CTA-ES)

El flujo de agua (Figura 29) aumenta a medida que se incrementa la concentración de la draw solution. Esta tendencia es considerablemente mayor si se opera con la capa activa enfrentada a la draw solution (AL-DS).

El flujo de soluto aumenta a medida que se incrementa la concentración de la draw solution. Sin embargo, a diferencia del flujo de agua, esta tendencia del flujo de soluto es notoriamente mayor si se opera con la capa activa enfrentada a la alimentación (AL-FS) y presenta un efecto más acuciado que en el caso del flujo de agua.

El rechazo de esta membrana es siempre superior al 91 % independientemente de la orientación de la membrana y de la concentración de la draw solution. Al igual que el flujo de agua y el flujo de soluto, presenta una tendencia a aumentar a medida que se incrementa la concentración de la draw solution. Pese a que el rechazo es menor si se opera con la capa activa enfrentada a la alimentación (AL-FS), su tendencia a aumentar con la concentración es mayor.

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos, a la hora de trabajar con esta membrana se seleccionará el modo de operación en el que la capa activa se halla enfrentada a la draw solution (AL-DS)

Se escoge este modo de operación porque en comparación con el modo de operación AL-FS presenta mayores flujos de agua, mayores rechazos y menores flujos de sales.

Membrana TFC-ES:

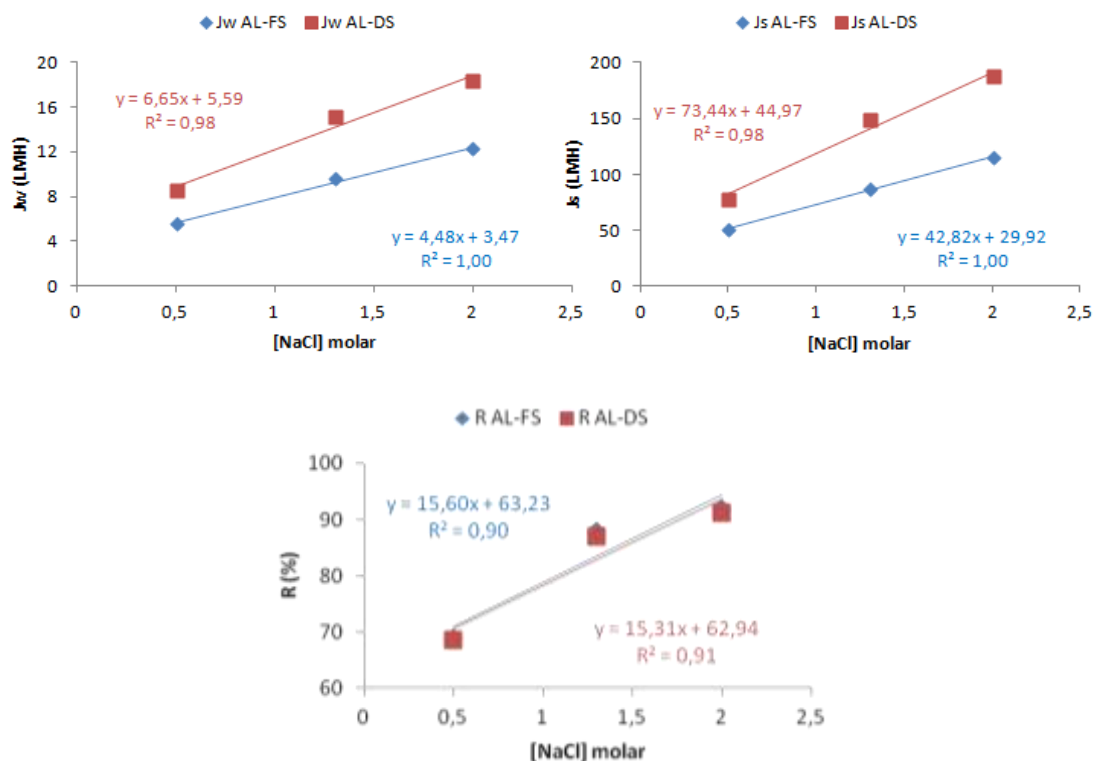


Figura 30. Variación del flujo de agua, del flujo de soluto y del rechazo (TFC-ES)

Como se observa en la Figura 30, tanto el flujo de agua como el flujo de soluto aumentan a medida que se incrementa la concentración de la draw solution. Esta tendencia es notoriamente mayor si se opera con la capa activa enfrentada a la draw solution (AL-DS) y presenta un efecto más reseñable en el caso del flujo de soluto.

El rechazo de esta membrana es de un 69% a concentraciones bajas de la draw solution. A medida que se incrementa la concentración de la draw solution, el rechazo aumenta notoriamente hasta alcanzar valores en torno al 92%.

Los valores de rechazo para una misma concentración son bastante similares en las dos orientaciones de la membrana, siendo ligeramente superiores si la capa activa está enfrentada a la alimentación (AL-FS).

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos, a la hora de trabajar con esta membrana se seleccionará el modo de operación en el que la capa activa se halla enfrentada a la alimentación (AL-FS).

Se escoge este modo de operación porque en comparación con el modo de operación AL-DS, a rechazos similares, presenta menores flujos de solutos. También es cierto, que presenta menores flujos de agua. Pero, teniendo en cuenta que los flujos de soluto son notoriamente mayores que los flujos de agua y su diferencia es menor que operando en AL-DS, ese margen es el que condiciona la selección del modo de operación.

3.2.2. Discusión de resultados en función del modo de operación (orientación de la membrana):

Orientación AL-FS:

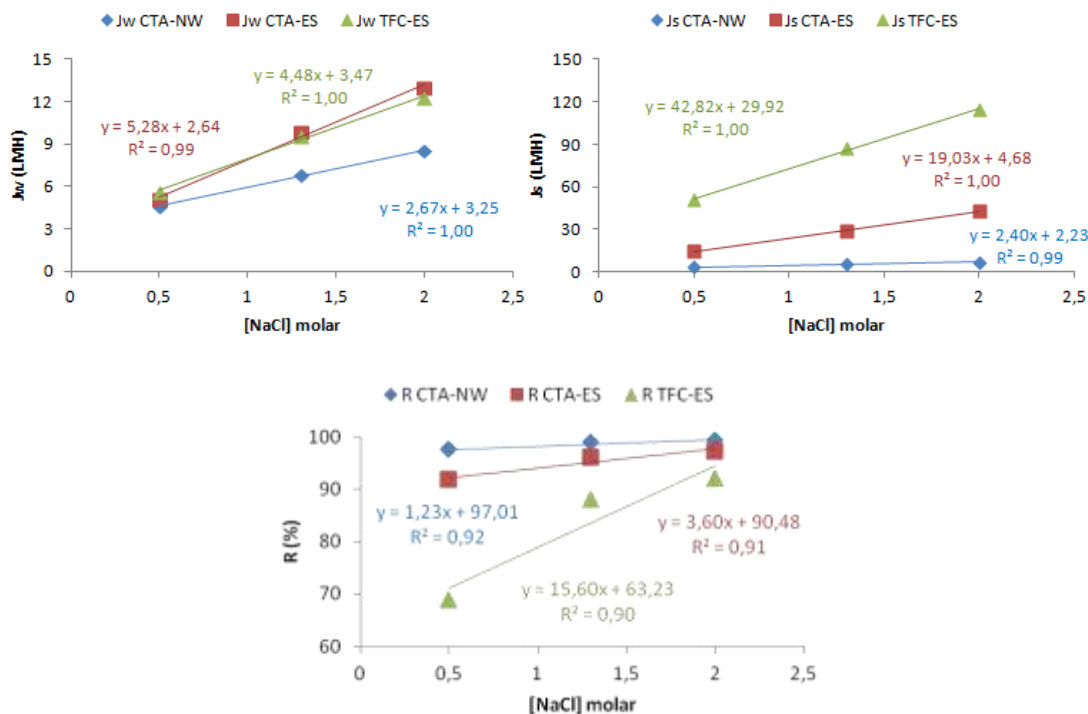


Figura 31. Variación del flujo de agua, del flujo de soluto y del rechazo en la orientación AL-FS.

Como se observa en la Figura 31 el flujo de agua aumenta a medida que se incrementa la concentración de la draw solution. Esta tendencia es menor en el caso de la membrana CTA-NW y mayor en el caso de las otras membranas, sobretodo en la CTA-ES.

A bajas concentraciones de la draw solution (0.5M), el flujo de agua es similar en las tres membranas. Para concentraciones de la draw solution mayores de 1M, la membrana CTA-ES presenta siempre mayor flujo de agua.

El flujo de soluto aumenta a medida que se incrementa la concentración de la draw solution. Esta tendencia es bastante menor en el caso de la membrana CTA-NW y notablemente mayor en el caso de la membrana TFC-ES.

El rechazo también aumenta a medida que se incrementa la concentración de la draw solution. Esta tendencia es mayor en el caso de la membrana TFC-ES en comparación con las otras membranas, a pesar de presentar los menores valores de rechazo. La membrana que presenta el mayor rechazo de soluto independientemente de la concentración de la draw solution se trata de la CTA-NW (por encima del 97%)

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos, a la hora de operar con esta orientación de la membrana, sobre todo a elevadas concentraciones de la draw solution, se seleccionará la membrana CTA-ES porque presenta flujos de agua mayores y rechazos y flujos de soluto intermedios en comparación con las otras dos. En el caso de concentraciones de draw solution bajas (en torno a 0.5 M) a la hora de operar con esta orientación de la membrana se podría considerar seleccionar la membrana CTA-NW porque teniendo un flujo de agua muy similar a las otras membranas, presenta el mayor rechazo y el menor flujo de soluto.

Orientación AL-DS:

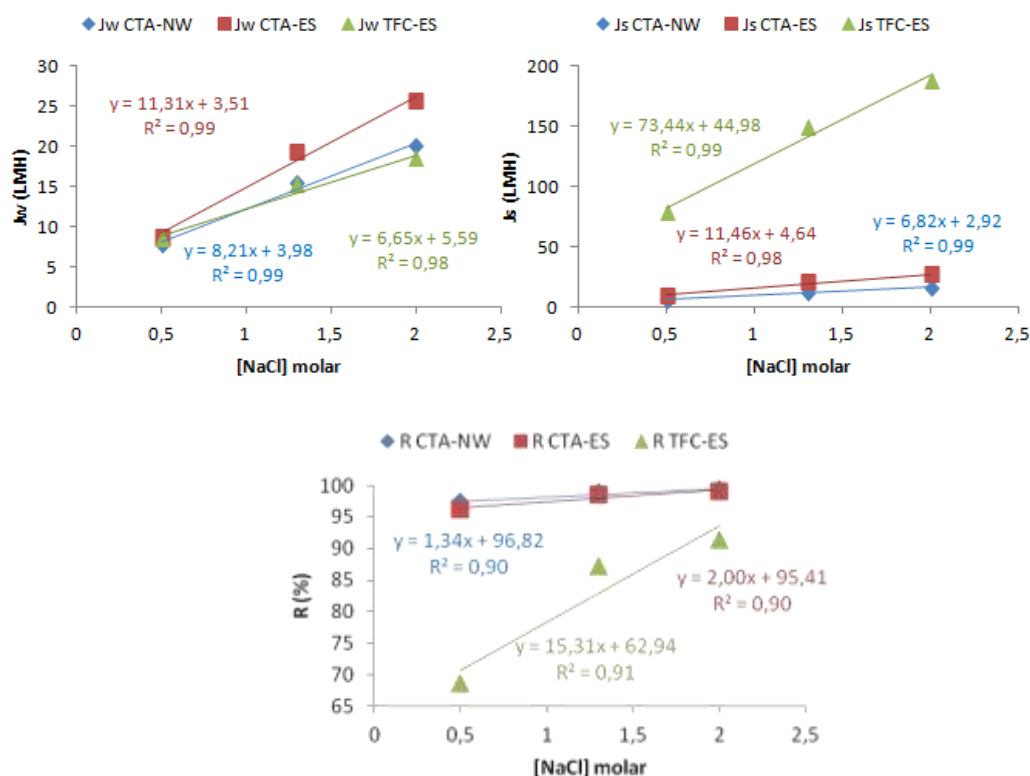


Figura 32. Variación del flujo de agua, del flujo de soluto y del rechazo en la orientación AL-DS.

En la Figura 32, se aprecia que el flujo de agua aumenta a medida que se incrementa la concentración de la draw solution. Esta tendencia es mayor en el caso de la membrana CTA-ES en comparación con las otras membranas.

Aunque a bajas concentraciones de la draw solution (en las proximidades de 0.5M) el flujo de agua es muy parecido en las tres membranas, la membrana CTA-ES presenta siempre mayor flujo de agua independientemente de la concentración de la draw solution.

El flujo de soluto aumenta a medida que se incrementa la concentración de la draw solution. Esta tendencia es considerablemente mayor en el caso de la membrana TFC-ES. Además, esta membrana presenta el mayor flujo de soluto, independientemente de la concentración de la draw solution, en comparación con las otras membranas.

El rechazo aumenta a medida que se incrementa la concentración de la draw solution. Esta tendencia es mayor en el caso de la membrana TFC-ES a pesar de presentar menores valores de rechazo en comparación con las otras membranas.

La membrana que presenta el mayor rechazo de soluto independientemente de la concentración de la draw solution se trata de la CTA-NW (por encima del 97 %)

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos, a la hora de operar con esta orientación de membrana, se seleccionará la membrana CTA-ES. Se selecciona esta membrana porque presenta flujos de agua mayores y rechazos y flujos de soluto intermedios en comparación con las otras dos.

A bajas concentraciones de la draw solution (en torno a 0,5M), el flujo de agua es bastante similar en las tres membranas. También, el rechazo y el flujo de soluto son muy parecidos en las membranas CTA-ES y CTA-NW.

Se considera aceptable su elección frente a la membrana TFC-ES debido a sus mayores flujos de agua, mayores rechazos y menores flujos de solutos.

Asimismo, se considera aceptable su elección frente a la membrana CTA-NW debido a su mayor flujo de agua y similares rechazos de soluto, aunque se comprometan en cierto grado los flujos de soluto.

3.2.3. Comparación con datos bibliográficos:

Tras la consulta de los resultados proporcionados por la bibliografía, se realiza una comparación de los mismos con los datos obtenidos experimentalmente y con los datos estimados mediante el modelado informático.

Tabla 10. Resultados experimentales vs. bibliográficos. [28]

Orientación	[NaCl]	Membrana	Variable			
			Jw (LMH) bbg.	Jw (LMH) exp.	Js (gMH) bbg.	Js (gMH) exp.
AL-FS	0,5 M	CTA-NW	4,4	4,5	2,9	3,3
		CTA-ES	5,0	5,1	5,3	14,4
	2,0M	CTA-NW	8,5	8,6	-	6,9
		CTA-ES	12,1	13,0	-	42,9
AL-DS	0,5 M	CTA-NW	8,2	7,8	2,8	6,1
		CTA-ES	6,6	8,7	4,8	9,8
	2,0M	CTA-NW	21,8	20,0	-	16,3
		CTA-ES	22,9	25,6	-	26,9

En la Tabla 10, se observa que los resultados experimentales de flujo de agua se asemejan bastante sobretodo en la orientación AL-FS. Sin embargo, los resultados experimentales de flujo de soluto difieren bastante.

De las dos membranas que se han podido comparar, la que presenta los valores más semejantes con la bibliografía se trata de la CTA-NW.

Tabla 11. Comparación de los parámetros estimados con los valores de la bibliografía. [28]

Membrana	Variable			
	A (m/(s*Pa)) bbg.	A (m/(s*Pa)) exp.	B (m/s) bbg.	B (m/s) exp.
CTA-NW	1,3 E-12	1,1 E-12	2,7 E-8	6,7 E-8
CTA-ES	0,9 E-12	1,2 E-12	4,0 E-8	4,0 E-7

El coeficiente de permeabilidad al agua de la membrana (A) muestra valores semejantes a los proporcionados por la bibliografía en las dos membranas comparadas.

Mientras que, el coeficiente de permeabilidad al soluto de la membrana (B) difiere frente al valor de la bibliografía. Sobre todo en el caso de la membrana CTA-ES, donde la diferencia es de un orden de magnitud mayor.

3.2.4. Resultados estimación paramétrica:

Mediante las ecuaciones del modelo matemático que describen el fenómeno de ósmosis directa descritas en el apartado 2 y utilizando como herramienta informática el software Aspen Custom Modeler, se han estimado los parámetros característicos (A coeficiente de permeabilidad al agua de la membrana, B coeficiente de permeabilidad al soluto de la membrana y K_m coeficiente de transferencia de materia) de las tres membranas seleccionadas en este proyecto

Membrana CTA-NW:

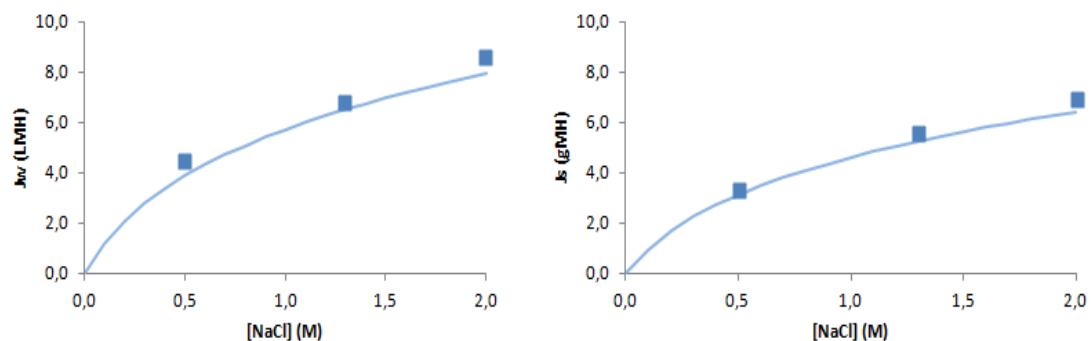


Figura 33. Variación del flujo de agua y del flujo de soluto frente a la concentración de la draw solution de la membrana CTA-NW en la orientación AL-FS.

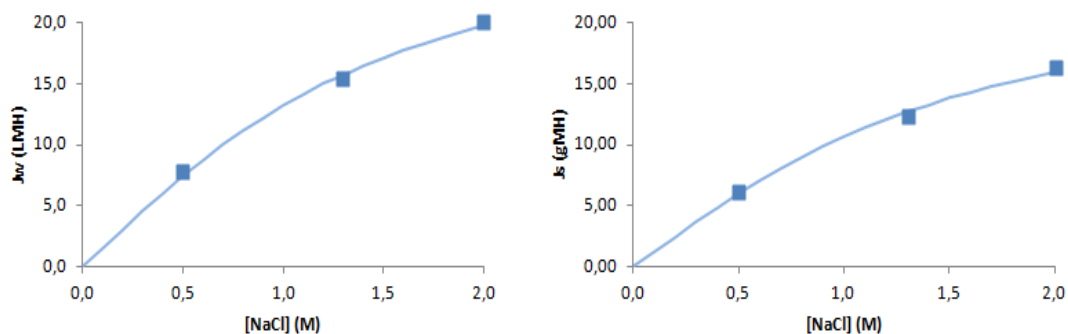


Figura 34. Variación del flujo de agua y del flujo de soluto frente a la concentración de la draw solution de la membrana CTA-NW en la orientación AL-DS.

Membrana CTA-ES:

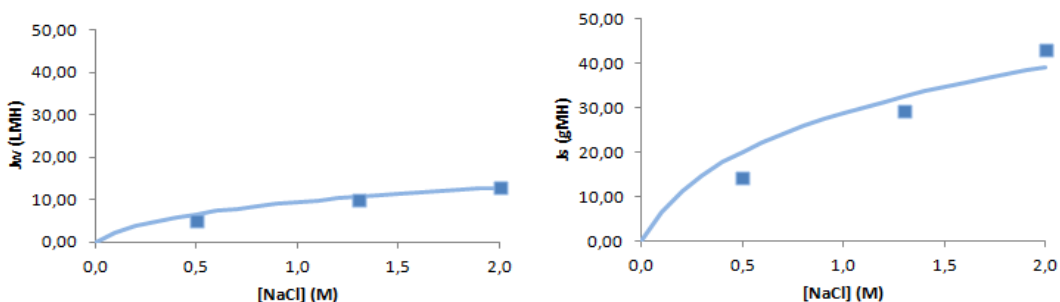


Figura 35. Variación del flujo de agua y del flujo de soluto frente a la concentración de la draw solution de la membrana CTA-ES en la orientación AL-FS.

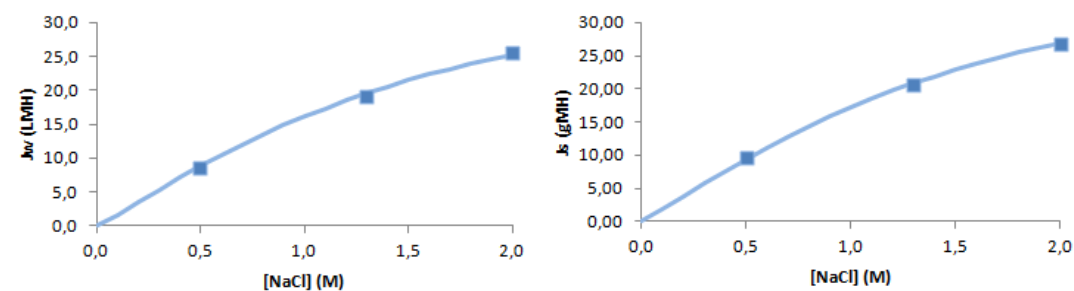


Figura 36. Variación del flujo de agua y del flujo de soluto frente a la concentración de la draw solution de la membrana CTA-ES en la orientación AL-DS.

Membrana TFC-ES:

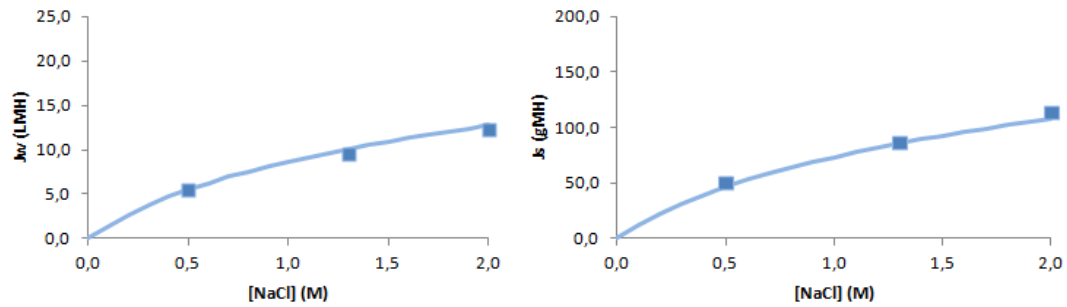


Figura 37. Variación del flujo de agua y del flujo de soluto frente a la concentración de la draw solution de la membrana TFC-ES en la orientación AL-FS.

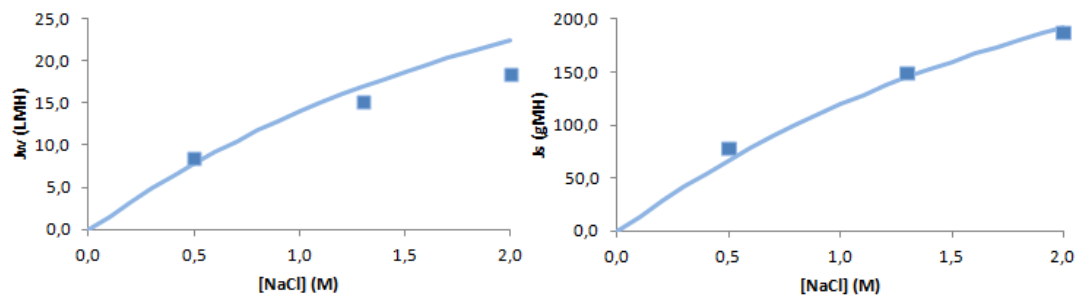


Figura 38. Variación del flujo de agua y del flujo de soluto frente a la concentración de la draw solution de la membrana TFC-ES en la orientación AL-DS.

Se puede apreciar como el modelo se ajusta bien a prácticamente todos los resultados experimentales obtenidos de flujo de agua y flujo de soluto.

El coeficiente de permeabilidad al agua de la membrana (A), el coeficiente de permeabilidad al soluto de la membrana (B) y el coeficiente de transferencia de materia (K_m) obtenidos con la estimación paramétrica del modelado matemático se resumen en la Tabla 12.

Tabla 12. Resultados de la estimación paramétrica del modelado matemático.

Variable	Membrana		
	CTA-NW	CTA-ES	TFC-ES
A (m/(s*Pa))	1,06 E-12	1,23 E-12	1,51 E-12
B (m/s)	6,67 E-8	4,00 E-7	1,00 E-6
		1,03 E-7	
Km (m/s)	1,43 E-6	1,95 E-6	2,77 E-6

En el caso de la membrana CTA-ES, para que el modelo explique los resultados experimentales, el coeficiente de permeabilidad al soluto de la membrana es diferente en función de la orientación de la membrana que se utilice presentando un valor de $4\text{e-}7$ m/s si la capa activa está enfrentada a la alimentación (AL-FS) y un valor de $1,03\text{e-}7$ m/s si la capa activa se halla enfrentada a la draw solution (AL-DS). Sin embargo, los parámetros están dentro del mismo orden de magnitud.

4. Conclusiones

4. CONCLUSIONES:

El presente TFC se enmarca en un proyecto que tiene como objetivo contribuir al diseño de procesos de separación basados en ósmosis directa y empleando draw solutions conteniendo nanopartículas magnéticas capaces de aportar presión osmótica y fácilmente separables y re-concentrables mediante la aplicación de un campo magnético externo. En particular en el TFC, desarrollado en el grupo de investigación Procesos Avanzados de Separación de la Universidad de Cantabria, se han evaluado en términos de flujo de permeado y de rechazo de sales diferentes membranas de ósmosis empleando como draw solutions disoluciones de cloruro sódico de diferente concentración

A partir de la discusión de los resultados obtenidos se pueden extraer las siguientes conclusiones:

- Al aumentar la concentración de NaCl en la draw solution se observa:
 - Un incremento del flujo de agua independientemente del modo de operación y del tipo de membrana empleada. Con el aumento de la concentración de la draw solution, aumenta su presión osmótica. El flujo de agua es directamente proporcional a la presión osmótica. Por tanto, con el aumento de la concentración de la draw solution, el flujo de agua también aumentará.
 - Un aumento del retroflujo de soluto independientemente del modo de operación y del tipo de membrana empleada. El flujo de soluto es directamente proporcional a la concentración de la draw solution. Por tanto, con el aumento de la concentración de la draw solution, el flujo de soluto también aumentará.
 - Un aumento del rechazo. Con el aumento de la concentración de la draw solution, disminuye la cantidad de soluto que se transfiere a la alimentación por unidad de volumen de permeado.

- Trabajando con la membrana en la orientación AL-DS se alcanzan mayores valores de flujo de agua en todas las membranas y mayores valores de flujo de soluto para todas las membranas excepto para la CTA-ES. La mejora en el flujo de permeado compensa los mayores flujos de soluto haciendo que no haya grandes diferencias en los valores del rechazo.
- Independientemente de la orientación de la membrana y de la concentración de la draw solution, la membrana TFC-ES es la menos recomendable. En comparación con las otras dos membranas, sus rechazos son bajos y sus valores de flujo de soluto son muy elevados.

Desde el punto de vista de diseño del proceso la decisión de la selección de la membrana, la orientación de la capa activa y la concentración de la draw solution deberá realizarse de acuerdo el compromiso de maximizar el flujo de permeado teniendo en cuenta las limitaciones de retroflujo de sales impuestas por la aplicación concreta.

En el caso de emplear draw solutions con nanopartículas magnéticas el fenómeno de retroflujo no sería en principio un problema ya que las partículas tienen un tamaño suficientemente grande para no atravesar la membrana.

5. Bibliografía

5. BIBLIOGRAFÍA:

- [1] H. Strathmann, L. Giorno and E. Drioli. 2006. "An Introduction to Membrane Science and Technology". Italia: B&T Multimedia. ISBN 88-8080-063-9.
- [2] S. Zhao, L. Zou, C. Y. Tang, and D. Mulcahy, "Recent developments in forward osmosis: Opportunities and challenges", *Journal of Membrane Science*, vol. 396, pp. 1–21, Apr. 2012.
- [3] T. Cath, a Childress, and M. Elimelech, "Forward osmosis: Principles, applications, and recent developments", *Journal of Membrane Science*, vol. 281, no. 1–2, pp. 70–87, Sep. 2006.
- [4] L. Chekli, S. Phuntsho, H. K. Shon, S. Vigneswaran, J. Kandasamy, and A. Chanan, "A review of draw solutes in forward osmosis process and their use in modern applications", *Desalination and Water Treatment*, vol. 43, no. 1–3, pp. 167–184, Apr. 2012.
- [5] M. Qasim. 2013. "Performance of forward osmosis using various membranes". Khaled Assaleh (dir.). Master Thesis. Faculty of the American University of Sharjah College of Engineering.
- [6] A. Achilli, T. Y. Cath, and A. E. Childress, "Selection of inorganic-based draw solutions for forward osmosis applications", *Journal of Membrane Science*, vol. 364, no. 1–2, pp. 233–241, Nov. 2010.
- [7] Q. Jian-Jun, W. C. L. Lay and K. A. Kreke, "Recent developments and future challenges of forward osmosis for desalination: a review", *Desalination and Water Treatment*, vol. 39, no. 1-3, pp. 123-136, Feb. 2012.
- [8] HYDRATION TECHNOLOGY INNOVATIONS. 2013. *HTI Forward Osmosis Solutions*. [sitio web]. [Consulta: 20 abril 2013]. Disponible en: http://www.htiwater.com/technology/forward_osmosis/index.html
- [9] STATKRAFT. 2013. *Tofte Prototype Plant*. [sitio web]. [Consulta: 30 abril 2013]. Disponible en: <http://www.statkraft.com/energy-sources/osmotic-power/prototype/>

- [10] L. A. Hoover, W. A. Phillip, A. Tiraferri, N. Y. Yip and M. Elimelech, "Forward with Osmosis: Emerging Applications for Greater Sustainability", vol. 45, pp. 9824-9830, Oct. 2011.
- [11] R. L. McGinnis and M. Elimelech, "Global Challenges in Energy and Water Supply: The Promise of Engineered Osmosis", *Environmental Science & Technology*, vol. 42, no. 23, pp. 8625-8629, Jan. 2008.
- [12] S. Phuntsho, H. K. Shon, S. Hong, S. Lee, S. Vigneswaran, and J. Kandasamy, "Fertiliser drawn forward osmosis desalination: the concept, performance and limitations for fertigation", *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, vol. 2050, pp. 147–168, Dec. 2011.
- [13] MODERNWATER. 2013. *Membrane Desalination*. [sitio web]. [Consulta: 14 mayo 2013]. Disponible en: <http://www.modernwater.co.uk/membrane-processes/membrane-desalination>
- [14] N. A. Thompson and P. G. Nicoll, "Forward Osmosis Desalination: A Commercial Reality", IDA World Congress – Perth Convention and Exhibition Centre (PCEC), Sep. 2011.
- [15] HYDRATION TECHNOLOGY INNOVATIONS. 2013. *Forward Osmosis Systems: Cold Concentration of Food Products*. [sitio web]. [Consulta: 14 mayo 2013]. Disponible en: http://www.htiwater.com/divisions/industrial_waste/forward_osmosis_systems/case_studies.html
- [16] S. Phuntsho, H. K. Shon, S. Hong, S. Lee, S. Vigneswaran, and J. Kandasamy, "Fertiliser drawn forward osmosis desalination: the concept, performance and limitations for fertigation", *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, vol. 2050, pp. 147–168, Dec. 2011.
- [17] W. A. Philipp, J. S. Yong and M. Elimelech, "Reverse Draw Solute Permeation in Forward Osmosis: Modeling and Experiments", *Environmental Science & Technology*, vol. 44, no. 13, pp. 5170-5176, Jul. 2010.

- [18] S. Zhao and L. Zou, "Effects of working temperature on separation performance, membrane scaling and cleaning in forward osmosis desalination", *Desalination*, vol. 278, no. 1–3, pp. 157–164, Sep. 2011.
- [19] R. Valladares Linares, V. Yangali-Quintanilla, Z. Li, and G. Amy, "Rejection of micropollutants by clean and fouled forward osmosis membrane", *Water research*, vol. 45, no. 20, pp. 6737–44, Dec. 2011.
- [20] X. Jin, Q. She, X. Ang, and C. Y. Tang, "Removal of boron and arsenic by forward osmosis membrane: Influence of membrane orientation and organic fouling", *Journal of Membrane Science*, vol. 389, pp. 182–187, Feb. 2012.
- [21] S. Lee, C. Boo, M. Elimelech, and S. Hong, "Comparison of fouling behavior in forward osmosis (FO) and reverse osmosis (RO)", *Journal of Membrane Science*, vol. 365, no. 1–2, pp. 34–39, Dec. 2010.
- [22] B. Mi and M. Elimelech, "Chemical and physical aspects of organic fouling of forward osmosis membranes", *Journal of Membrane Science*, vol. 320, pp. 292–302, Apr. 2008.
- [23] B. Mi and M. Elimelech, "Organic fouling of forward osmosis membranes: Fouling reversibility and cleaning without chemical reagents", *Journal of Membrane Science*, vol. 348, pp. 337–345, Nov. 2009.
- [24] S. Phuntsho. 2012. "A novel fertiliser drawn forward osmosis desalination for fertigation". Ho Kyong Shong (dir.). Thesis, University of Technology, Sydney.
- [25] Theory & Design. 2004. *Osmotic pressure equation*. [sitio web]. [Consulta: 30 mayo 2013]. Disponible en: <http://chemelab.ucsd.edu/memb04/theory.htm>
- [26] J. R. McCutcheon and M. Elimelech, "Influence of concentrative and dilutive internal concentration polarization on flux behavior in forward osmosis", *Journal of Membrane Science*, vol. 284, no. 1–2, pp. 237–247, Nov. 2006.

- [27] W. C. L. Lay, J. Zhang, C. Tang, R. Wang, Y. Liu, and A. G. Fane, "Factors affecting flux performance of forward osmosis systems", *Journal of Membrane Science*, vol. 394–395, pp. 151–168, Mar. 2012.
- [28] J. Wei, C. Qiu, C. Y. Tang, R. Wang, and A. G. Fane, "Synthesis and characterization of flat-sheet thin film composite forward osmosis membranes", *Journal of Membrane Science*, vol. 372, no. 1–2, pp. 292–302, Apr. 2011.
- [29] HYDRATION TECHNOLOGY INNOVATIONS. 2013. *About HTI*. [sitio web]. [Consulta: 14 mayo 2013]. Disponible en: <http://www.htiwater.com>
- [30] C. Y. Tang, Q. She, W. C. L. Lay, R. Wang, and A. G. Fane, "Coupled effects of internal concentration polarization and fouling on flux behavior of forward osmosis membranes during humic acid filtration", *Journal of Membrane Science*, vol. 354, no. 1–2, pp. 123–133, May 2010.
- [31] R. Wang, L. Shei, C. Y. Tang, S. Chou, C. Qiu,, and A. G. Fane, "Characterization of novel forward osmosis hollow fiber membranes", *Journal of Membrane Science*, vol. 355, pp. 158-167, Mar. 2010.
- [32] Chem1 General Chemistry Virtual Textbook. 2010. *Osmotic pressure definition*. [sitio web]. [Consulta: 19 junio 2013]. Disponible en: <http://www.chem1.com/acad/webtext/solut/solut-4.html>

Anexos



HTI OsMem™ CTA-NW Membrane

Features:

- The OsMem™ CTA-NW Membrane is HTI's fouling resistant and most chlorine resistant FO membrane cast on a weldable nonwoven support.
- The OsMem™ CTA-NW Membrane is used in all hydration pouches (HydroPack, LifePack, X-Pack, and SeaPack).
- The OsMem™ CTA-NW Membrane is cast on 40" (1-m) wide rolls and "dried," where vegetable-based glycerin replaces the water.
- The OsMem™ CTA-NW Membrane coupons are shipped "dry," where vegetable-based glycerin replaces the water.

Typical FO Performance (Rejection Layer Contacting Feed):

- Water Permeation: 2.9 GFD (gallons per square foot each day) (5.0 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99%

Test Conditions: **Feed:** 1 gpm (4 lpm) tap water feed at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.40 gal (1.5 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa). **Draw:** 7 gph (26 lph) 1 M NaCl (58.5 g/L) at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.13 gal (0.5 L). **Membrane Area:** 0.22 ft² (0.020 m²) **Rejection:** $\{1 - [(\text{mol NaCl transferred to feed})/(\text{L water removed})]/(1 \text{ M})\}$

Typical uPRO* Performance (Rejection Layer Contacting Draw Solution):

- Water Permeation: 7 GFD (gallons per square foot each day) (12 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99%

Test Conditions: **Feed:** 7 gph (26 lph) tap water at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.26 gal (1.0 L). **Draw:** 1 gpm (4 lpm) 1 M NaCl (58.5 g/L) at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.2 gal (0.8 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa). **Membrane Area:** 0.22 ft² (0.020 m²) **Rejection:** $\{1 - [(\text{mol NaCl transferred to feed})/(\text{L water removed})]/(1 \text{ M})\}$ ***uPRO:** unpressurized Pressure Retarded Osmosis membrane orientation

HTI OsMem™ CTA-NW Membrane (page 2)



Operating Limits and Guidelines:

• Membrane Requirements	Membrane coupons are shipped in glycerin. Should be soaked in water for 30 minutes prior to use. After glycerin extraction, membrane must be kept moist at all times. Do not allow to freeze. Exercise care in handling
• Membrane Type	Cellulose Triacetate (CTA) on heat- or RF-weldable nonwoven support
• Maximum Operating Temperature	160°F (71°C)
• Maximum Transmembrane Pressure	10 psi (70 kPa), if supported
• pH Range	3 to 8
• Maximum Chlorine	2 ppm
• Cleaning Guidelines	Use only cleaning chemicals approved for CA/CTA RO membranes
• Storage Guidelines	Store out of direct sunlight with a couple mL of water

FO Membrane Notes:

The membrane is initially cast on rolls. On a roll, the rejection layer is to the inside of the roll and is the shiny side away from the nonwoven backing.

FO membranes behave similarly to RO membranes in that dissolved gases are not rejected well. Their ions are rejected, but the (often small) fraction that exists as a dissolved gas is not rejected. Small polar, water-soluble organics, such as urea, methanol, and ethanol, are also not rejected well.

Brief Startup Description:

If the process is being run with the draw solution contacting the rejection layer (uPRO), make sure that there is water in the cell on the supported side to draw from. Start the pump on the unsupported side. Adjust the flowrate with the inlet valve and the exit pressure to 5 psi (35 kPa) with the exit valve. Start the side with the membrane support and adjust to the desired inlet pressure of 2 psi (15 kPa). Monitor volume or weight changes, temperature, and concentrations with time.

Brief Shutdown Descriptions:

Turn off the pumps and drain the high osmotic pressure solution first. Then drain the low osmotic pressure solution. Rinsing is recommended. The membrane can be stored in the cell – preferably drained.



HTI OsMem™ CTA-ES Membrane

Features:

- The OsMem™ CTA-ES Membrane is HTI's fouling resistant and most chlorine resistant FO membrane with an embedded support.
- The OsMem™ CTA-ES Membrane is used in all spiral-wound FO elements that use CTA (Expedition, HydroWell, and 2521FO-CTA, 4040FO-CTA, and 8040FO-CTA).
- The OsMem™ CTA-ES Membrane is cast on 40" (1-m) wide rolls.
- The OsMem™ CTA-ES Membrane coupons are shipped "dry," where vegetable-based glycerin replaces the water.

Typical FO Performance (Rejection Layer Contacting Feed):

- Water Permeation: 5.3 GFD (gallons per square foot each day) (9.0 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99%

Test Conditions: **Feed:** 1 gpm (4 lpm) tap water feed at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.40 gal (1.5 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa).
Draw: 7 gph (26 lph) 1 M NaCl (58.5 g/L) at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.13 gal (0.5 L).
Membrane Area: 0.22 ft² (0.020 m²)
Rejection: $\{1 - [(\text{mol NaCl transferred to feed})/(\text{L water removed})]/(1 \text{ M})\}$

Typical uPRO* Performance (Rejection Layer Contacting Draw Solution):

- Water Permeation: 7 GFD (gallons per square foot each day) (12 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99%

Test Conditions: **Feed:** 7 gph (26 lph) tap water at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.26 gal (1.0 L).
Draw: 1 gpm (4 lpm) 1 M NaCl (58.5 g/L) at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.2 gal (0.8 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa).
Membrane Area: 0.22 ft² (0.020 m²)
Rejection: $\{1 - [(\text{mol NaCl transferred to feed})/(\text{L water removed})]/(1 \text{ M})\}$
***uPRO:** unpressurized Pressure Retarded Osmosis membrane orientation

HTI OsMem™ CTA-ES Membrane (page 2)



Operating Limits and Guidelines:

• Membrane Requirements	Membrane coupons are shipped in glycerin. Should be soaked in water for 30 minutes prior to use. After glycerin extraction, membrane must be kept moist at all times. Do not allow to freeze. Exercise care in handling.
• Membrane Type	Cellulose Triacetate (CTA) with embedded polyester screen support
• Maximum Operating Temperature	160°F (71°C)
• Maximum Transmembrane Pressure	10 psi (70 kPa), if supported
• pH Range	3 to 8
• Maximum Chlorine	2 ppm
• Cleaning Guidelines	Use only cleaning chemicals approved for CA/CTA RO membranes
• Storage Guidelines	Store out of direct sunlight with a couple mL of water

FO Membrane Notes:

The membrane is initially cast on rolls. On a roll, the rejection layer is to the inside of the roll and is the shiny side; on drying, the membrane will curl towards the rejection layer.

FO membranes behave similarly to RO membranes in that dissolved gases are not rejected well. Their ions are rejected, but the (often small) fraction that exists as a dissolved gas is not rejected. Small polar, water-soluble organics, such as urea, methanol, and ethanol, are also not rejected well.

Brief Startup Description:

If the process is being run with the draw solution contacting the rejection layer (uPRO), make sure that there is water in the cell on the supported side to draw from. Start the pump on the unsupported side. Adjust the flowrate with the inlet valve and the exit pressure to 5 psi (35 kPa) with the exit valve. Start the side with the membrane support and adjust to the desired inlet pressure of 2 psi (15 kPa). Monitor volume or weight changes, temperature, and concentrations with time.

Brief Shutdown Descriptions:

Turn off the pumps and drain the high osmotic pressure solution first. Then drain the low osmotic pressure solution. Rinsing is recommended. The membrane can be stored in the cell – preferably drained.



HTI OsMem™ TFC-ES Membrane

Features:

- The OsMem™ TFC-ES Membrane is HTI's fastest and highest rejecting FO membrane.
- The OsMem™ TFC-ES Membrane is used in all spiral-wound FO elements that use TFC (2521FO-TFC, 4040FO-TFC, and 8040FO-TFC).
- The OsMem™ TFC-ES Membrane is cast on 40" (1-m) wide rolls.
- The OsMem™ TFC-ES Membrane coupons are shipped rolled up and sprayed with a 40 ppm sodium metabisulfite solution.

Typical FO Performance (Rejection Layer Contacting Feed):

- Water Permeation: 10 GFD (gallons per square foot each day) (17 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99.3%

Test Conditions: **Feed:** 1 gpm (4 lpm) tap water feed at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.40 gal (1.5 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa).
Draw: 7 gph (26 lph) 1 M NaCl (58.5 g/L) at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.13 gal (0.5 L).
Membrane Area: 0.22 ft² (0.020 m²)
Rejection: $\{1 - [(\text{mol NaCl transferred to feed})/(\text{L water removed})](1 \text{ M})\}$

Typical uPRO* Performance (Rejection Layer Contacting Draw Solution):

- Water Permeation: 18 GFD (gallons per square foot each day) (30 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99.3%

Test Conditions: **Feed:** 7 gph (26 lph) tap water at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.26 gal (1.0 L).
Draw: 1 gpm (4 lpm) 1 M NaCl (58.5 g/L) at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.2 gal (0.8 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa).
Membrane Area: 0.22 ft² (0.020 m²)
Rejection: $\{1 - [(\text{mol NaCl transferred to feed})/(\text{L water removed})](1 \text{ M})\}$
***uPRO:** unpressurized Pressure Retarded Osmosis membrane orientation

HTI OsMem™ TFC-ES Membrane (page 2)



Operating Limits and Guidelines:

• Membrane Requirements	Membrane must be kept wet at all times. Do not allow to freeze. Membrane coupons are shipped rolled up and wetted with a 40 ppm sodium metabisulfite solution. The rejection layer is to the inside of the roll. Exercise care in handling; the rejection layer is easily damaged by handling.
• Membrane Type	Polyamide on polysulfone (thin-film composite – TFC) with embedded support
• Maximum Operating Temperature	120°F (49°C)
• Maximum Transmembrane Pressure	10 psi (70 kPa), if supported
• pH Range	2 to 11
• Maximum Chlorine	<0.1 ppm
• Cleaning Guidelines	Use only cleaning chemicals approved for TFC RO membranes
• Storage Guidelines	Store out of direct sunlight with a couple mL of water

FO Membrane Notes:

The membrane is initially cast on rolls. On a roll, the rejection layer is to the inside of the roll. In the light, the rejection layer will have a slight brownish sheen when viewed at an angle.

FO membranes behave similarly to RO membranes in that dissolved gases are not rejected well. Their ions are rejected, but the (often small) fraction that exists as a dissolved gas is not rejected. Small polar, water-soluble organics, such as urea, methanol, and ethanol, are also not rejected well.

Brief Startup Description:

If the process is being run with the draw solution contacting the rejection layer (uPRO), make sure that there is water in the cell on the supported side to draw from. Start the pump on the unsupported side. Adjust the flowrate with the inlet valve and the exit pressure to 5 psi (35 kPa) with the exit valve. Start the side with the membrane support and adjust to the desired inlet pressure of 2 psi (15 kPa). Monitor volume or weight changes, temperature, and concentrations with time.

Brief Shutdown Descriptions:

Turn off the pumps and drain the high osmotic pressure solution first. Then drain the low osmotic pressure solution. Rinsing is recommended. The membrane can be stored in the cell – preferably drained.

