



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA QUÍMICA-INGENIERÍA Y ADMINISTRACIÓN DE PROYECTOS

EVALUACIÓN TECNOLÓGICA, ECONÓMICA Y AMBIENTAL DE GENERACIÓN
ELÉCTRICA A PARTIR DE GRADIENTES SALINOS, EN MÉXICO

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:
I.Q. EDGAR ARIEL SÁNCHEZ LARA

TUTOR PRINCIPAL
M. I. JOSÉ ANTONIO, ORTIZ, RAMÍREZ, F.Q. UNAM

Ciudad Universitaria, CD. MX.

junio 2021



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: MBA. ELISA ELVIRA GUINEA CORRES

Secretario: M.I. EZEQUIEL MILLAN VELASCO

1 er. Vocal: M.I. JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ

2 do. Vocal: M.A. FERNANDO JOSÉ BAEZ RAMOS

3 er. Vocal: M.I. FABIOLA RODILES AMARO

Lugar donde se realizó la tesis: Universidad Nacional Autónoma de México

TUTOR DE TESIS:

M.I. JOSE ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ

FIRMA

Resumen

Las necesidades energéticas del mundo actual y el deterioro del medio ambiente han hecho necesario implementar procesos que diversifiquen las fuentes de energía. Mundialmente se hacen esfuerzos para explotar fuentes de energía renovable, entre las que se encuentra el mezclado de corrientes con diferente concentración de sal.

En el presente trabajo se realiza un estudio de la variación del flux, y por consiguiente, potencia que puede ofrecer un módulo de membranas en función del factor estructura y permeabilidad del agua. Se encontró una relación inversamente proporcional entre el factor estructura y el flux que puede permear en una membrana; mientras que para el valor de permeabilidad existe un valor óptimo que, si es sobrepasado, los efectos del flux de sal se agravan disminuyendo el flux del agua.

Se desarrolló una metodología para simular la potencia que podría ofrecer un módulo de membranas considerando problemas de transferencia de masa interna, externa, flujo de sal, variación de concentraciones en función de longitud de la membrana, diferentes longitudes del módulo de membranas y los gastos energéticos de equipos auxiliares de un proceso PRO.

En caso de usar agua de mar y agua de río como corrientes a mezclar un módulo de membranas puede producir 5W, lo que en la desembocadura del río Coatzacoalcos representa 15,610 kWh al año; mientras que para el caso de usar como corriente concentrada la salmuera, residuo de desalinizadoras, la producción neta de potencia por membrana es de 223 W, lo que instalado en las desalinizadoras de BCS representa cerca de 3,500,000 kWh.

De igual manera se simuló el proceso a diferentes temperaturas encontrado un aumento lineal en la potencia neta hasta la temperatura de 320°C, valor al cual dicha potencia muestra un comportamiento constante.

Aunado a las simulaciones se calculó el costo anual equivalente para las ubicaciones antes mencionadas llegando a la conclusión de que el sistema más prometedor para ahorrar energía es aquel donde el flujo sólo atraviese una membrana y utilice como corriente salada la salmuera de rechazo de una desalinizadora.

Se calculó el costo anual equivalente para una planta PRO de 687 780 dólares instalada en BCS que podría producir 3.5 GWh a partir 1.62×10^6 L/h de salmuera y que funcione durante 21 años. Siendo este costo mayor al que representaría la compra de energía a la CFE.

Por último, se calcularon los siguientes escenarios posibles para que sea financieramente viable el proyecto de energía osmótica:

- El precio del equipo y terreno no debe exceder los 5 millones de dólares.
- Contar con 10 000 m³/h de salmuera.
- El costo por kwh en el lugar de instalación sea mayor a 3.5 pesos.
- La tasa de aumento en el precio por kwh mayor a 4.5%.
- Que la potencia obtenida por membrana sea de 470 W.

Índice general

Resumen	i
Índice general	iii
Índice de figuras	v
Índice de tablas	vii
Introducción	1
Fuentes de energía renovables	3
Gradiente Salino	4
Necesidades tecnológicas	4
Organización de la tesis.....	5
1 Antecedentes	7
1.1 Equilibrio material	7
1.2 Potencial teórico	9
1.2.1 Fracción de mezclado optima	12
1.3 Procesos para el aprovechamiento de gradiente salino.....	14
1.4 Proceso PRO.....	15
1.5 Módulo de membranas.....	18
1.6 Flux.....	19
1.7 Características de membrana.....	26
1.8 Pretratamiento	28
1.9 Localización.....	30
1.10 Complemento de PRO	32
1.10.1 Calentamiento.....	32
1.11 Plantas pilotos	34

2	Simulaciones	36
2.1	Simulación de flux	36
2.2	Secuencia de cálculo.....	38
2.3	Optimización del proceso PRO.....	43
2.3.1	Proceso base	48
2.3.2	Proceso en serie	53
3	Escalamiento y estudio financiero	55
3.1	Costo Anual Equivalente (CAE).....	57
3.2	Condiciones necesarias para hacer rentable el esquema PRO	65
3.3	Análisis de resultados.....	66
4	Conclusiones	69
5	Apéndices	72
	Apéndice I: Equilibrio material.....	72
	Apéndice II: Presión osmótica.....	75
	Apéndice III: Energía libre de Gibbs de mezclado	79
	Apéndice IV: Optimización numérica	84
	Apéndice V: CAPM	88
6	Referencias	90

Índice de figuras

Figura 1. Emisiones de toneladas de dióxido de carbono equivalente por sector en 2015.....	2
Figura 1-1. Trabajo reversible obtenido del mezclado de volúmenes iguales de disoluciones con diferente concentración de NaCl.....	11
Figura 1-2. Trabajo reversible de mezclado en función de la razón de agua fresca mezclada.	12
Figura 1-3. Diagrama de bloques del proceso PRO.....	16
Figura 1-4. Representación del flujo inducido por gradiente salino a través de una membrana semipermeable en función de la presión hidráulica aplicada.	20
Figura 1-5. a) Esquema de proceso PRO a presión constante. b) variación de presión osmótica con la longitud del módulo de membranas.....	21
Figura 1-6. Perfil de presión osmótica en las vecindades una membrana para PRO.	23
Figura 1-7. Presión hidráulica soportada por membranas de poliamida en función del factor estructura.	27
Figura 1-8. Posible tratamiento de agua para el proceso PRO.	29
Figura 1-9. Layout de una planta de potencia basada en tecnología PRO.	30
Figura 1-10. Representación de estuario con a) mezclado pobre en desembocadura y b) mezclado completo.....	31
Figura 2-1. Flux de agua en función del factor estructura y la permeabilidad del agua.	37
Figura 2-2. Potencia obtenida por metro cuadrado de membrana en función de la permeabilidad del agua y factor estructura.....	38
Figura 2-3. Esquema de la división de la membrana.....	39
Figura 2-4. Secuencia de cálculo	42
Figura 2-5. Diagrama de flujo de proceso PRO.....	44
Figura 2-6. Secuencia de cálculo para la resolución de un módulo de membranas.	47

Figura 2-7. Resultados de simulación de proceso de PRO base, usando como corriente salada agua de mar. a) perfil de concentraciones. b) perfil de flujos. c) volumen permeado en función de longitud de membrana.....	50
Figura 2-8. Resultados de simulación de proceso de PRO base, usando como corriente salada salmuera de desalinizadora. a) perfil de concentraciones. b) perfil de flujos. c) volumen permeado en función de longitud de membrana.....	51
Figura 2-9. Resultados de simulación de proceso de PRO con dos membranas en serie, usando como corriente salada salmuera de desalinizadora. a) perfil de concentraciones. b) perfil de flujos.....	53
Figura 3-1. Variación del CAE. a) en función del costo del equipo. b) en función del flujo de salmuera. c) en función del costo actual por kWh. d) en función de la tasa anual de aumento del precio por kWh.	62
Figura 3-2. Variación del CAE de la situación actual y de la instalación del proceso PRO en función de la tasa de descuento.	64
Figura 3-3. CAE vs Potencia por membrana.	66
Figura 5-1. Sistema aislado con barrera semipermeable	75
Figura 5-2. Representación de interpolación cuadrática.	84
Figura 5-3. Búsqueda univariada.....	86

Índice de tablas

Tabla 1: Eficiencia de equipos	46
Tabla 2: Datos de membrana.	48
Tabla 3: Resultados de la simulación con diferentes fuentes de corriente concentrada.....	52
Tabla 4: Parámetros óptimos para dos membranas en serie	54
Tabla 5: Ríos con mayor descarga en el Golfo de México.	55
Tabla 6: Principales proyectos de desalinizadoras en México.....	56
Tabla 7: Resumen de modelos financieros.....	60

Introducción

La Asamblea General de las Naciones Unidas ha descrito la energía como el hilo conductor que une el crecimiento, la equidad social y la sostenibilidad ambiental (ONU, 2012). Sobre este mismo tema, estudios realizados por la Agencia Internacional de Energía señalan que el consumo *per cápita* energético en un país está relacionado directamente con el Índice de Desarrollo Humano (IEA, 2018).

Actualmente la principal fuente de energía son los combustibles fósiles. A pesar de la importancia de recursos energéticos en el mundo, el sistema actual de producción es insostenible, de acuerdo con Velo García (2006) “por no garantizar la satisfacción de las necesidades de las generaciones futuras”, debido a la escasez de fuentes de hidrocarburos.

Adicional a la escasez de combustibles fósiles, las repercusiones que conllevan la combustión de éstos en el medio ambiente generan preocupación en los gobiernos del mundo, debido a los Gases de Efecto Invernadero (GEI).

De acuerdo con el Inventario Nacional de Emisiones de Gases y Compuestos de Efecto Invernadero (INEGYCEI), la producción de energía a nivel nacional es la principal fuente de GEI (INECC, 2018).

Las emisiones que son consideradas en el INEGYCEI se reportan en gramos de dióxido de carbono equivalentes; es decir, la cantidad de dióxido de carbono que ocasionaría la misma contaminación que cierta cantidad de diferentes partículas contaminantes (metano, óxidos de nitrógeno, etc.).

Solamente en el 2015 se produjeron 481,000,000 de toneladas en el sector de generación eléctrica, el total de emisiones por sector se muestra en la Figura 1.

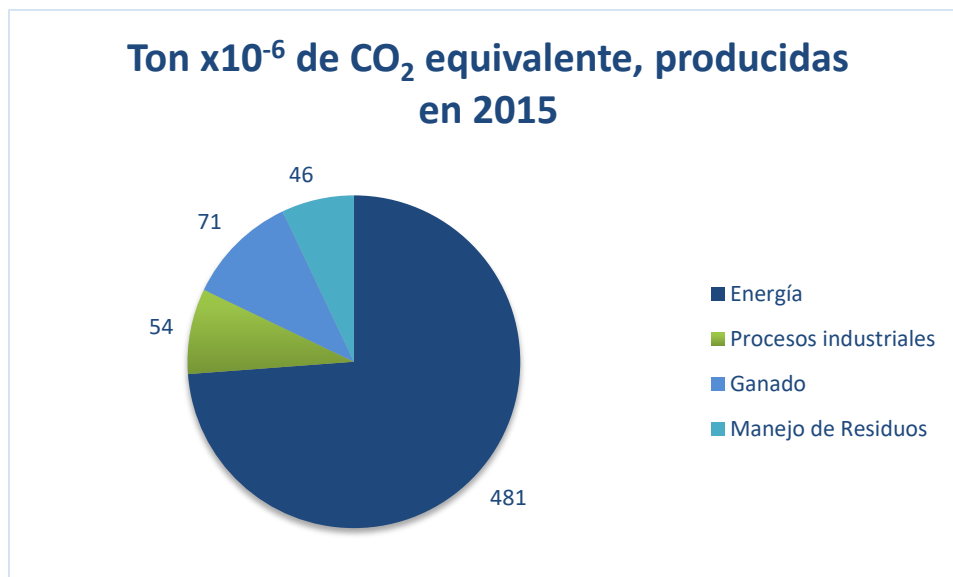


Figura 1. Emisiones de toneladas de dióxido de carbono equivalente por sector en 2015

La escasez y el problema ambiental muestran la urgencia de mejorar los procesos generadores de energía, así como la diversificación de fuentes para cubrir la demanda de la población, sin comprometer el medio ambiente para las generaciones futuras (Cueto León, Zamora Ramos, & Calderón Álvarez, 2020; SENER, 2013).

Fuentes de energía renovables

El incremento en el consumo de energía, junto a las metas de mitigación de GEI, ha forzado a que las fuentes renovables tengan mayor participación en el sector energético (SENER, 2017b).

Las fuentes de energía renovables generan menor cantidad GEI que la combustión de combustibles fósiles, por lo que la obtención de energía eléctrica a través de éstas no agrava el problema de contaminación atmosférica.

Entre las fuentes renovables más conocidas están la solar, biogás, biomasa, eólica, geotérmica y oceánica; siendo la última la menos explorada en la actualidad.

En México hay más de 11,000 kilómetros de litoral, alrededor de 130 lagunas costeras y cerca de 3,000,000 km² de mar territorial, razón por la cual, el potencial del país para el aprovechamiento en energía oceánica es significativo (Pérez Díaz, 2020).

Los fenómenos oceánicos que pueden ser aprovechados para la producción de potencia son: el oleaje, las corrientes mareomotrices, el gradiente térmico y el Gradiente Salino (GS) (CEMIE-Océano, 2017).

Sobre esta idea Enríquez (2017) identifica un alto potencial en México para la energía proveniente de GS debido a las condiciones de viento y marea que favorecen la estabilidad de estos gradientes en las costas de estados como Tabasco y Veracruz.

La tecnología para GS aún no se ha desarrollado en el mundo lo suficiente como para hacerla rentable, por lo que existe un amplio campo de oportunidad para innovar en el proceso que aproveche el mezclado de corrientes.

Gradiente Salino

El proceso espontáneo de mezclado de dos corrientes con diferente concentración de sal puede ser aprovechado para la generación de potencia (Ramon, Feinberg, & Hoek, 2011; Straub, 2017). Dicho mezclado es parte del ciclo natural del agua, y ocurre en la desembocadura de los ríos hacia los océanos (Schaeztle & Buisman, 2015).

Una de las principales ventajas del gradiente salino como fuente de energía renovable, es la amplia distribución geográfica de estuarios (lugares donde hay mezcla natural de disoluciones con diferente concentración); y de acuerdo con el reporte global de desarrollo sustentable realizado por la ONU en 2015, la posibilidad de operación continua, a diferencia de la estacionalidad de la energía solar y eólica (Acuña, 2015; Chiesa, 2015).

La energía obtenida por gradiente salino es considerada una fuente prometedora con un potencial de 1.4 a 2.6 TW (Ramon *et al.*, 2011) (Yip & Elimelech, 2012), lo que considerando las descargas globales anuales representa cerca de 26,400 TWh (Straub, Deshmukh, & Elimelech, 2016).

Necesidades tecnológicas

A nivel nacional el CEMIE-Océano ha identificado necesidades tecnológicas para hacer realidad la explotación de los GS para la generación energética (SENER, 2017a), entre las cuales se encuentran:

- Desarrollar metodologías para escalamiento de los dispositivos de gradiente salino.
- Desarrollar anteproyecto, bases de licitación e IPC para la instalación, puesta en marcha, operación y mantenimiento de una planta de generación eléctrica por gradiente salino a nivel demostrativo.

- Desarrollar tecnologías de gradiente salino híbridas y multipropósito a nivel laboratorio.

Organización de la tesis

Bajo la hipótesis de que se puede aprovechar el proceso de mezcla de agua con diferentes concentraciones para la generación eléctrica en México, a través de un sistema híbrido de energías renovables, el principal objetivo de esta tesis es contribuir a la satisfacción de las necesidades tecnológicas enlistadas en la sección anterior.

Por lo tanto, el alcance de este proyecto es realizar un estudio técnico y económico del proceso de generación a través del gradiente salino. Derivado de lo anterior se propone una metodología que permita el escalamiento de una planta piloto de gradiente salino, así como su evaluación financiera a través del costo anual equivalente.

Para esto se plantean como objetivos particulares:

- Identificar a partir de un estudio bibliográfico los principales parámetros operacionales de la tecnología PRO para el aprovechamiento del gradiente salino.
- Desarrollar el análisis que determine la localización idónea de una planta de gradiente salino, así como su capacidad.
- Evaluar diferentes opciones tecnológicas para modificar el proceso de generación por gradiente salino.
- Con la información recopilada realizar un estudio financiero que muestre la rentabilidad del proyecto de generación por gradiente salino.

En el capítulo de antecedentes se hace una revisión bibliográfica para elegir el proceso a través del cual la cantidad de electricidad obtenida es más prometedora. También se hace un estudio de los principales parámetros de proceso que afectan

el desempeño de la tecnología seleccionada. Adicionalmente se hace un análisis de las características de las membranas, con el fin de la elección de alguna membrana comercial. Por último, en el mismo capítulo se analizan casos de plantas pilotos de gradiente salino y sus posibles adecuaciones para mejorar la energía neta obtenida.

Posteriormente en el capítulo de simulaciones se explica el desarrollo de una metodología que ayude a escalar los resultados de generación eléctrica a través de GS. Para esta metodología se utilizaron características de una membrana comercial, concentraciones promedio de agua dulce, de mar y salmuera, residuo de una planta de desalinización. Entre los valores a optimizar para aumentar la potencia neta están la fracción de mezclado, presión y temperatura. Calculando así su mejora en la potencia neta obtenida.

En el capítulo de escalamiento y estudio financiero se utilizan los datos del capítulo anterior para calcular la potencia que se obtendría de una planta de gradiente salino instalada en la desembocadura de tres ríos, así como en algunos estados con plantas de desalinización de alta capacidad. Con la potencia obtenida en diferentes lugares se presenta un análisis financiero a través del costo anual equivalente, el cual determina en qué ubicaciones es financieramente viable la instalación de la planta. Por último, se hace un análisis de sensibilidad en parámetros financieros que afectan al costo anual equivalente.

Al final, los entregables de ingeniería conceptual de una planta piloto, resultados del estudio descrito, son:

- Bases de diseño (Capítulo de simulaciones).
- Memoria descriptiva del diseño (Capítulo de simulaciones).
- Diagrama de flujo procesos (Capítulo de simulaciones).
- Estimación de costos (Capítulo de estudio financiero y escalación).

1 Antecedentes

1.1 Equilibrio material

En esta sección se explican los fundamentos teóricos de los cambios que provoca en un sistema la diferencia de concentraciones entre dos fases, y como dichos cambios pueden ser aprovechados para la generación eléctrica.

Los procesos mediante los cuales se obtiene energía eléctrica aprovechan gradientes en las propiedades de un sistema y sus alrededores, ya sea de temperatura en la generación de vapor o de presión en las presas hidroeléctricas. Sin embargo, la diferencia en concentraciones es un gradiente que no ha sido considerado para la generación eléctrica, siendo que éste también produce cambios en la naturaleza.

Considerando un sistema isocórico e isotérmico, con dos disoluciones separadas por una membrana rígida y semipermeable, que sólo permite el paso del solvente, donde de un lado se encuentra una mezcla binaria (soluto-solvente) y del otro solvente puro, la ecuación que describe el cambio en la entropía del sistema es:¹

$$dS^{Sistema} = -\left(\frac{\hat{\mu}_{1,F}}{T_F} - \frac{\hat{\mu}_{1,C}}{T_C}\right)dN_{1,F} - \left(\frac{\hat{\mu}_{2,F}}{T_F} - \frac{\hat{\mu}_{2,C}}{T_C}\right)dN_{2,F} \quad (1-1)$$

Donde el subíndice F representa la fase fresca, y C la concentrada. Los subíndices 1 y 2 representan la fracción molar del agua y de la sal, respectivamente; $dN_{1,F}$ el

¹ El procedimiento detallado para llegar a la ecuación se muestra en el apéndice I.

cambio de mol de agua en la fase fresca, y $dN_{2,F}$ el cambio de mol de sal en la misma fase.

Idealmente la membrana no permite el paso del soluto, por lo que la derivada del número de mol de soluto en la fase concentrada es cero y anula el primer término de la ecuación (1-1), resultando:

$$dS^{Sistema} = - \left(\frac{\hat{\mu}_{2,F}}{T_F} - \frac{\hat{\mu}_{2,C}}{T_C} \right) dN_{2,F} \quad (1-2)$$

El potencial químico es directamente proporcional a la concentración, por lo que una mayor cantidad de solvente en la fase fresca provoca que el término entre paréntesis de la ecuación (1-2) sea positivo. De acuerdo con la segunda ley de la termodinámica, que establece que cualquier cambio en un sistema real provoca el aumento de la entropía, el término $dN_{2,F}$ debe ser negativo (Bazúa, 1999).

Lo que físicamente representa la migración de partículas del solvente, desde la fase fresca hacia la fase concentrada. Movimiento que continuará hasta igualar los potenciales químicos de ambas fases, es decir, hasta alcanzar el equilibrio material. A este proceso se le conoce como ósmosis.

El solvente fluirá a través de la membrana hasta que la presión de la corriente donde está la disolución concentrada detenga el movimiento, el cambio en la presión inicial hasta la que detiene dicho movimiento de las partículas del disolvente se conoce como presión osmótica.²

² Una explicación más detallada sobre la presión osmótica y su relación con el potencial químico se muestra en el apéndice II.

El movimiento espontáneo de solvente aumentando la cantidad de materia en el lado de la corriente concentrada de la membrana es el fenómeno que se desea aprovechar para ser transformado en energía.

1.2 Potencial teórico

La energía libre de Gibbs de mezclado representa la energía necesaria para separar una mezcla, por lo que teóricamente puede ser tomada considerada como la energía obtenida a través del mezclado de dos corrientes (Nijmeijer & Metz, 2010).

El cambio en la energía de Gibbs es el trabajo reversible que puede realizar un sistema cerrado en un proceso isobárico e isotérmico, sin trabajo de expansión sobre sus alrededores (Greiner, 1995).

La energía obtenida del mezclado de dos disoluciones se puede calcular restando la suma de la energía libre de Gibbs de cada una de las disoluciones mezcladas a la energía libre de Gibbs de la mezcla, es decir:

$$\Delta G_{mix} = \Delta G_M - (\Delta G_C + \Delta G_F) \quad (1-3)$$

Donde el subíndice C representa la corriente concentrada, F la corriente fresca, y M la mezcla. Expresado por unidad de volumen de la mezcla y en función de las concentraciones de las corrientes, la ecuación (1-3) queda como:³

$$\frac{\Delta G_{mix}}{V_M} = vRT \left[C_{1,M} \ln(c_{1,M}) - (1-\phi)C_{1,C} \ln(C_{1,C}) - \phi C_{1,F} \ln(C_{1,F}) \right] \quad (1-4)$$

³ El procedimiento detallado para llegar a la ecuación se muestra en el apéndice III.

Donde $C_{1,i}$ es la concentración de la sal en la fase “i”, ν el factor de Vant Hoff para electrolitos fuertes, ϕ la cantidad de agua fresca por unidad de volumen de mezcla, R la constante de los gases, T la temperatura absoluta, V_M el volumen total de la mezcla.

A partir de la ecuación (1-4) y en función de las concentraciones de las corrientes de mezclado se calculó el trabajo teórico obtenido de la mezcla, especificando temperatura y razón de mezclado (1:1), los resultados se muestran en la figura 1-1.

Es importante resaltar que debido a que el proceso de mezclado es espontaneo, la energía libre de Gibbs tiene signo negativo; es decir, entrega potencia a los alrededores, sin embargo, en los siguientes análisis se toma el valor absoluto para el estudio cualitativo del proceso de mezclado.

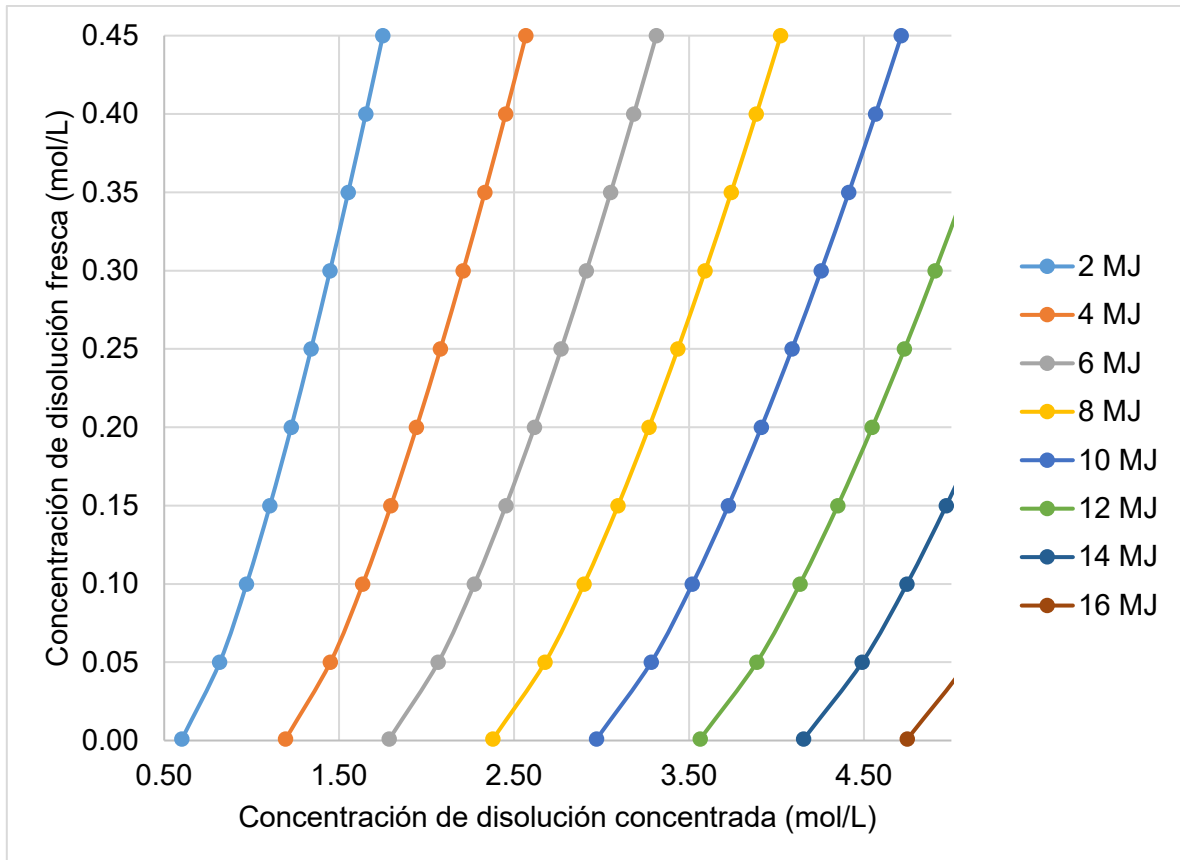


Figura 1-1. Trabajo reversible obtenido del mezclado de volúmenes iguales de disoluciones con diferente concentración de NaCl.

En la Figura 1-1 se puede observar que la potencia extraíble del mezclado es directamente proporcional a la cantidad de sal en la corriente concentrada. Sin embargo, concentraciones mayores a uno molar sólo se encuentran en pocos lagos hipersalinos (Straub, 2017; USGS, 2020). Lo que aunado a las restricciones ecológicas impiden que el agua de éstos sea considerada como la fuente de la corriente concentrada. Por estas razones se considera el agua del océano como la principal fuente de agua salada para la generación de potencia (Chiesa, 2015).

Con la finalidad de tener acceso tanto al agua salada como al agua fresca, la mejor opción para aprovechar el gradiente son los estuarios (IRENA, 2014). En estos lugares el mezclado a temperatura ambiente de un metro cúbico de agua de río con un metro cúbico de agua de mar ofrece una potencia de 2.03 MJ (considerando los valores promedios de salinidad 0.640 M, y 0.005 M para agua de mar y agua de río,

respectivamente) (Chiesa, 2015; Hernández-Fontes, Felix, Mendoza, Rodríguez, & Silva, 2019).

Adicionalmente al agua de los océanos, los efluentes de las plantas desalinizadoras son una alternativa atractiva para obtener la corriente de agua salada, debido a que la potencia teórica obtenida del mezclado de un litro de salmuera con un volumen igual de agua de río es 4.17 MJ (considerando concentración promedio de 1.28 M reportada por la Asociación Internacional de Desalinización (IDA, 2017)).

1.2.1 Fracción de mezclado óptima

Aparte de la concentración, la cantidad mezclada de cada una de las disoluciones también juega un papel importante, la figura 1-2 muestra el trabajo reversible del mezclado en función de la fracción de agua dulce ϕ .

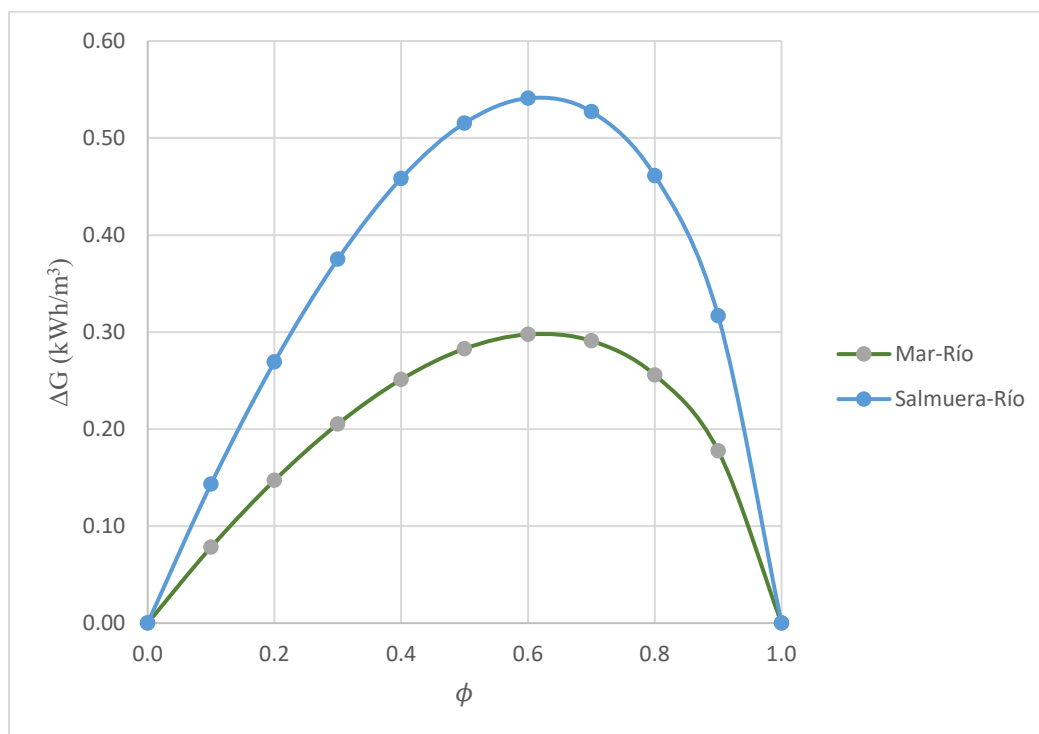


Figura 1-2. Trabajo reversible de mezclado en función de la razón de agua fresca mezclada.

En la Figura 1-2 se puede observar la energía que teóricamente se obtiene de la mezcla de agua de mar y agua de río, agua con elevada concentración de sal (1.28 M producto de desalinizadora) con agua de río.

También es claro que el caso con la mayor diferencia en concentraciones entre las corrientes mezcladas es el más prometedor energéticamente hablando, ofreciendo cerca de 0.6 kWh/m³, mientras que la mezcla de agua de río con agua de mar tiene un potencial de 0.3 kWh/m³ de mezcla.

La expresión para calcular la energía máxima extraíble del proceso de mezclado en función de las concentraciones de las dos corrientes de agua iniciales es:⁴

$$\frac{\Delta G^*}{V_M vRT} = \frac{C_C C_F}{C_C - C_F} \left[\ln(C_{1,C}) - \ln(C_{1,F}) - \exp\left(\frac{C_C \ln C_C - C_F \ln C_F}{C_C - C_F} - 1\right) \right] \quad (1-5)$$

La ecuación (1-5) establece el máximo de potencia que el sistema ofrece. De acuerdo con los datos anteriores y considerando que en el mundo los ríos descargan al mar cerca de 37,300 km³ de agua dulce (Yip & Elimelech, 2014), el mezclado de las corrientes ofrece 17,857 TWh, lo que representa el 10% del consumo eléctrico global del 2018 según datos de Enerdata (Enerdata, 2019).

⁴ El procedimiento detallado para llegar a la ecuación se muestra en el apéndice III.

1.3 Procesos para el aprovechamiento de gradiente salino

En esta sección se realiza una comparación entre las principales tecnologías para aprovechar el GS, como se recomienda en metodologías como FEL.

Los procesos a través de los cuales se utiliza el GS para la generación de potencia aprovechan el mezclado controlado de dos corrientes, entre las cuales hay una membrana semipermeable.

Uno de ellos es la ósmosis retardada a presión (PRO por sus siglas en inglés, Pressure Retarded Osmosis), en el cual, debido a la mayor presión osmótica del solvente en la corriente fresca hay migración de dicho solvente hacia una corriente concentrada. Esta corriente aumenta su volumen y posteriormente es despresurizada en una turbina que genera potencia (IRENA, 2014).

El otro proceso a través del cual es posible extraer energía eléctrica del mezclado de disoluciones es la electrodiálisis inversa (RED por sus siglas en inglés, Reverse Electro Dialysis) en el cual hay membranas de intercambio iónico intercaladas para formar compartimientos de disoluciones con diferente concentración de sal. Los cationes y aniones se transportan a través de las membranas en direcciones opuestas para llegar a los electrodos, lugar donde ocurren reacciones redox. Las reacciones en los electrodos ocasionadas por los iones disueltos son aprovechadas para generar electricidad (Mei & Tang, 2018).

Sobre los procesos PRO y RED Yip and Elimelech (2014) establecen que el primero ofrece como ventaja la opción de aumentar la cantidad de energía extraíble aumentando la diferencia entre salinidades de las corrientes. Lo anterior es importante debido a la posibilidad de utilizar corrientes con alto contenido de sal de origen antropogénico, como las corrientes de rechazo de las plantas de desalinización.

En esta misma línea Chiesa (2015) afirma que el proceso PRO se perfila como la opción más viable para aprovechar el gradiente salino debido a la necesidad de membranas con menor área y por la similitud que tienen sus componentes claves

con los de otros procesos comerciales, como las membranas (ósmosis inversa) y las turbinas (plantas hidroeléctrica).

Con base en las razones mencionadas, el presente trabajo se centra en el estudio del proceso PRO, los factores de operación que afectan el rendimiento en la transformación de energía y las posibles alternativas de mejora en el proceso.

1.4 Proceso PRO

En una planta PRO se bombean dos corrientes de agua con diferente contenido de sal. Dichas corrientes son sometidas a un tratamiento para eliminar agentes que puedan provocar taponamiento en el módulo de membranas.

Posterior al tratamiento las corrientes son bombeadas al módulo de membranas, donde la corriente salada se diluye debido al agua que permea desde el lado de la corriente fresca. A la salida del módulo de membranas la corriente salada es enviada a una turbina que aprovecha el aumento de flujo y la presión de la corriente para generar potencia (Chiesa, 2015).

Se puede extraer potencia debido a que la cabeza de la turbina es igual a la de la bomba encargada de mover la corriente, pero el flujo en la turbina es mayor debido al agua que permeó en la membrana (Lu, Hu, Xu, & Wu, 2006).

Para disminuir el consumo energético del proceso en bombeo existen dos opciones, la primera es una flecha conectada a la turbina que impulse la bomba principal (normalmente la encargada de mover el agua del mar).

La otra opción es remplazar la bomba principal por un dispositivo recuperador de energía, conocido como intercambiador de presión (PEX por sus siglas en inglés, Pressure Exchanger). Dicha máquina puede despresurizar una corriente con alta presión y presurizar otra, con la condición de que los flujos sean iguales.

De acuerdo al análisis hecho por Kim, Kang, Lee, Jeon, and Choi (2013) el trabajo intercambiado por dos fluidos en el PEX permite incrementar la eficiencia de energía

recuperada comparada con un eje interconectado entre la turbina y la bomba, ya que en esta última opción hay pérdidas por fricción ocasionadas por el giro del eje. Debido a que el PEX trabaja con flujos iguales, la corriente que atraviesa la turbina sólo será el agua que permeó en las membranas, y la otra parte del flujo regresará al PEX.

Por último, la corriente que sale de la turbina es mezclada con la corriente de agua fresca de salida del módulo de membranas y la corriente de agua que sale del PEX para ser expulsadas al mar, disminuyendo así cualquier impacto en las descargas naturales del río al mar. El diagrama de bloques del proceso descrito se muestra en la Figura 1-3.

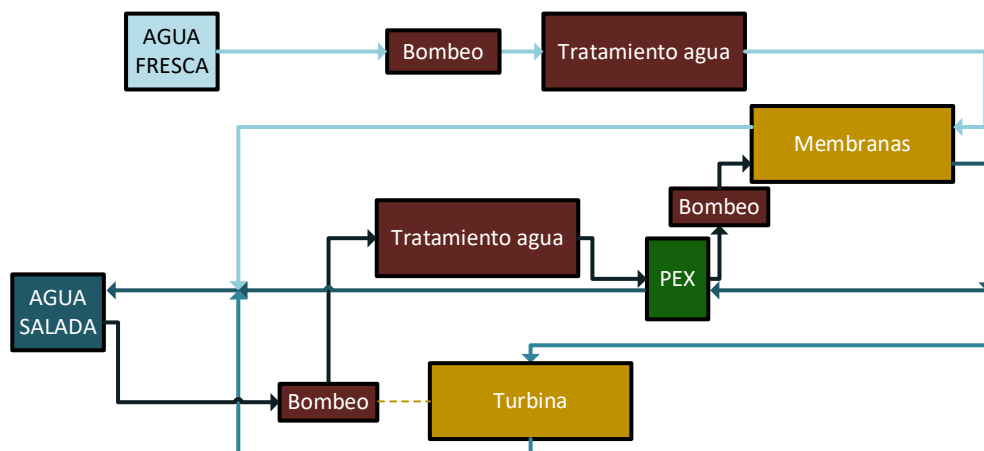


Figura 1-3. Diagrama de bloques del proceso PRO.

De acuerdo con Chiesa (2015), la predicción correcta sobre el desempeño de una planta PRO requiere información sobre los siguientes parámetros:

- La permeabilidad de la membrana.
- La caída de presión de las corrientes a través del módulo de membranas.
- La eficiencia de la turbina, de las bombas, y de los dispositivos recuperadores de energía.
- Concentración de sal y corrientes mezcladas en el proceso.

Existen tres factores que definen la potencia obtenida de la planta:

- La presión hidráulica del lado de la salmuera de salida de la membrana.
- La concentración de la corriente con contenido elevado de sal a la salida de la membrana.
- La razón de mezclado entre las corrientes.

La presión a la entrada de la turbina es proporcional a la potencia obtenida por unidad de masa permeada (agua en la membrana), por lo que se busca que dicha presión sea alta. No obstante, con un área de membrana y razón de flujos constantes, el incremento en la presión hidráulica reduce el flujo que permea en el módulo de membranas.

Valores bajos de concentración (respecto a la concentración de entrada) a la salida de la membrana son resultado de una alta cantidad de agua permeada, lo que significa una diferencia considerable entre el flujo de agua salada que entra al módulo y el flujo de salida, por consiguiente, una mayor producción de potencia. Sin embargo, la disminución de la concentración del agua salada indica que existe una diferencia de salinidad baja entre ambos lados de la membrana al final del módulo, lo que provoca que el flux que permea en promedio sea bajo. En consecuencia, es necesaria un área mayor de membrana (Chiesa, 2015).

Para una superficie de membrana fija, valores de flujo bajo de agua fresca respecto a la salada, provoca la reducción del gasto energético de equipos auxiliares (bombas y tratamiento). Lo anterior implica que el contenido de sal en la salida del lado del agua fresca incrementa considerablemente, reduciendo el gradiente promedio de salinidad entra ambos lados de la membrana, y consecuentemente el flujo que permea en la misma.

En resumen, es necesaria una evaluación cuidadosa de los efectos opuestos de los tres parámetros mencionados para diseñar una planta PRO, con el principal objetivo de maximizar la cantidad de potencia obtenida en el proceso.

1.5 Módulo de membranas

El módulo de membranas es el componente crítico a desarrollar en la tecnología PRO para la generación de potencia (IRENA, 2014). Las membranas semipermeables comerciales para la desalinización por ósmosis inversa teóricamente podrían ser utilizadas para el proceso de PRO. Dichas membranas tienen una estructura asimétrica, compuesta de dos capas: la capa activa encargada de prevenir la migración de sal mientras permite la permeación de agua, y un soporte poroso más grueso, encargado de ofrecer cualidades mecánicas para la diferencia de presión entre ambos lados.

Los materiales adecuados para las membranas son:

Acetato de celulosa: producido normalmente en láminas planas o en espirales. Es barata, presenta alta resistencia al cloro, pero muestra baja permeabilidad y poca tolerancia a disolventes orgánicos.

Poliámidas aromáticas: pueden ser producidas en fibras huecas con diámetros pequeños, tienen alta área específica y buen soporte mecánico. Su punto débil es la poca tolerancia al cloro, lo que representa requerimientos adicionales en la sección de pretratamiento.

Aunque se pueden utilizar las membranas para ósmosis inversa, dichas membranas normalmente están expuestas a diferencias en presión hidráulica mayores que las aplicadas en PRO, por lo que las membranas de desalinización tienen soportes más gruesos, lo que implica mayor resistencia al flujo de agua, efecto contrario al que se desea en la tecnología PRO.

Otro punto para modificar en las membranas de desalinización para utilizarlas en el proceso PRO es su alta selectividad a la sal, lo que implica normalmente la reducción de la permeación del agua. En los procesos PRO no es esencial el rechazo a la sal, importa la alta permeación del agua para reducir el costo de la planta. Por lo que la elección del material debe ser basada en el aumento del flujo de agua que puede permear sin importar que dicho flujo sea acompañado con sal.

1.6 Flux

En el proceso existe una fuerza impulsora y una resistencia al flux de agua a través de la membrana, el cual se puede expresar como:

$$J_w = A(\Delta\pi - \Delta P) \quad (1-6)$$

Donde J_w es el flux, $\Delta\pi$ la diferencia de presión osmótica entre ambos lados de la membrana, A la permeabilidad del agua y ΔP la diferencia de presión hidráulica entre ambos lados de la membrana (Bazhin & Parmon, 2019).

Durante la operación del proceso de PRO la presión determina el flujo de agua que producirá la potencia, los posibles escenarios que se muestran en la Figura 1-4.

Cuando la presión hidráulica es menor a la presión osmótica, el agua migra desde la cámara que tiene menor concentración hacia la cámara de alta presión que contiene la disolución con mayor concentración.

Cuando la presión hidráulica de ambos lados de la membrana sea igual a la presión osmótica, el agua deja de permear a través de dicha membrana.

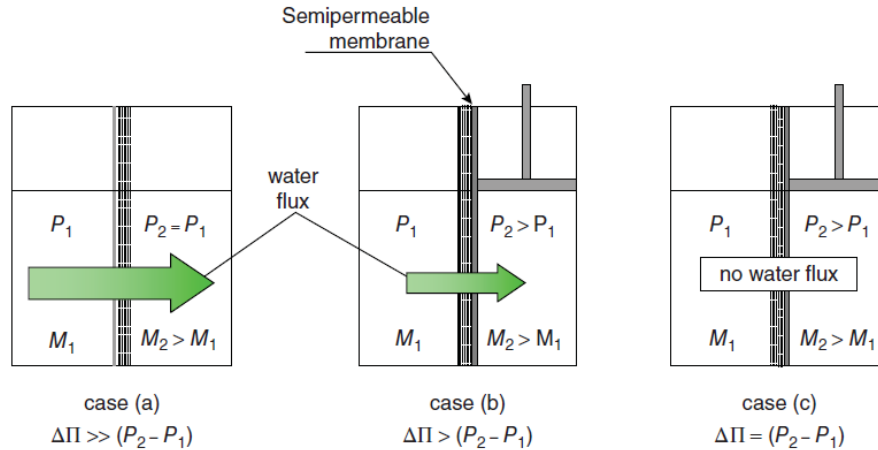


Figura 1-4. Representación del flujo inducido por gradiente salino a través de una membrana semipermeable en función de la presión hidráulica aplicada.⁵

De acuerdo con Ramon et al. (2011) , aunque se busca el aumento de presión en la corriente de alta concentración para aumentar la energía cinética del flujo, esto también provoca que la difusión se retarde por encontrar una resistencia del lado de la disolución concentrada, por este hecho al proceso se le da el nombre de ósmosis retardada a presión.

La energía en el proceso PRO por unidad de área es el producto del flujo que permeo en la unidad de membrana por la caída de presión en la turbina (Ramon et al., 2011) .Para que la corriente de salida de la turbina se pueda mezclar con la corriente de agua fresca de salida de la membrana, la caída de presión en la turbina debe ser igual a la que hay entre ambos lados de la membrana, es decir, el trabajo obtenido se puede expresar como:

$$W = J_w \Delta P = A(\Delta\pi - \Delta P) \Delta P \quad (1-7)$$

⁵ Imagen recuperada del trabajo de (Chiesa, 2015).

En la ecuación (1-7) es claro que una de las principales características de la membrana a maximizar es la permeabilidad del agua.

De acuerdo con Straub et al. (2016), a escala real la permeación de agua cambia la concentración de las corrientes conforme éstas avanzan en el módulo de membranas disminuyéndola del lado de la concentrada y aumentándola del lado de la fresca, lo que provoca la disminución de la fuerza impulsora. La Figura 1-5 muestra como la fuerza impulsora varía respecto a la longitud del módulo de membranas.

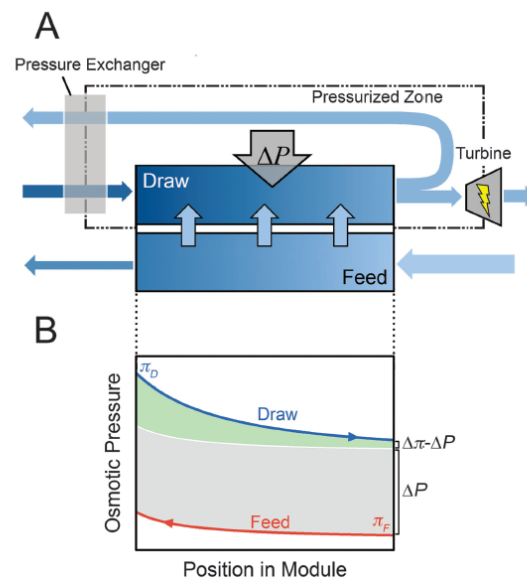


Figura 1-5. a) Esquema de proceso PRO a presión constante. b) variación de presión osmótica con la longitud del módulo de membranas.⁶

Debido a la disminución de la fuerza impulsora con la longitud, el estimado que se obtiene con la ecuación (1-7) es mayor al obtenido en un sistema a escala real, lo que vuelve necesario un método de cálculo que considere esta variación. Esto también implica que la presión a la que se opera el sistema no debe sobrepasar la diferencia mínima de presiones osmóticas alcanzada en el módulo, de lo contrario

⁶ Imagen recuperada del trabajo de (Straub et al., 2016).

se detendría la permeación o incluso podría ocurrir flujo de agua de la corriente concentrada hacia la corriente fresca.

La diferencia de la presión osmótica se puede aumentar incrementando el contenido de sal en la corriente concentrada. Convirtiendo a los lagos hipersalinos y disoluciones antropogénicas como los efluentes de las desalinizadoras, y el agua de desecho del fracking, en fuentes de interés para la corriente concentrada (Loeb, 2001; Oroud, 1995; Shaffer et al., 2013). No obstante, la presión óptima de operación del par de corrientes elegidas no debe comprometer la integridad de las membranas.

La presión osmótica puede ser calculada con la siguiente ecuación:

$$\pi = \nu R T C_1 \quad (1-8)$$

Donde ν es el factor de Van't Hoff, R la constante de los gases, T la temperatura y C_1 la concentración del soluto.⁷ En las subsecuente se omitirá el subíndice uno, ya que solamente éste influye en el potencial químico.

La fuerza impulsora del proceso PRO es la diferencia de presión osmótica entre ambos lados de la membrana, la cual se puede calcular con la ec.(1-9).

$$\Delta\pi = \nu R T (C_C - C_F) \quad (1-9)$$

Sin embargo, como cualquier otro proceso de membranas el rendimiento del PRO es limitado por problemas de transferencia de masa. Es decir, la diferencia de

⁷ La deducción y suposiciones hechas para llegar a esta ecuación se muestra en el apéndice II.

concentraciones en las vecindades de la membrana es menor a la que existe entre las concentraciones en el bulto de las corriente .(Ramon et al., 2011).

Un esquema de esto se muestra en la Figura 1-6.

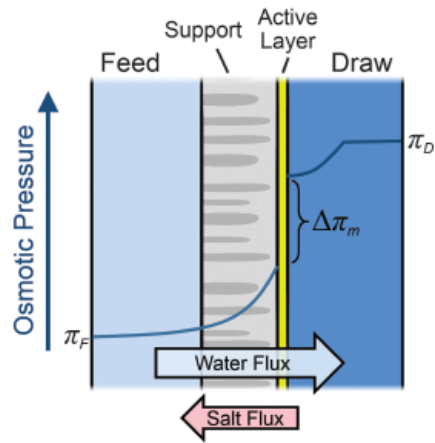


Figura 1-6. Perfil de presión osmótica en las vecindades una membrana para PRO.⁸

Los problemas de transferencia externos son ocasionados por el flujo de agua hacia el lado de la corriente concentrada, lo que provoca la disminución de la concentración de ésta última en las vecindades de la membrana (lado derecho). Esto disminuye el gradiente de concentración que existe entre las concentraciones del bulto.

Además, existen problemas de transferencia internos en el soporte, ocasionados por la inevitable presencia de partículas de sal en la corriente de agua fresca que permea. Dichas partículas serán retenidas por la membrana y se irán acumulando en el soporte. Aumentando así la concentración en las vecindades de la membrana del lado de la corriente fresca.

⁸ Imagen recuperada del trabajo de (Straub et al., 2016).

También el inevitable flujo de sal del lado derecho hacia el izquierdo de la Figura 1-6, provoca que la sal se deposite y sea acumulada en el soporte (K. L. Lee, Baker, & Lonsdale, 1981; Mehta & Loeb, 1978).

Por lo anterior es necesario expresar la diferencia de presión osmótica (concentraciones) efectiva como:

$$\Delta\pi^{efectiva} = vRT(C_{C,m} - C_{F,m}) \quad (1-10)$$

Donde el subíndice m representa la concentración en las vecindades de la membrana.

Basado en la teoría de la película Yip et al. (2011), proponen las siguientes ecuaciones para modelar la concentración en ambos lados de la membrana:

$$C_{C,m} = C_C \exp\left(-\frac{J_W}{k}\right) - \frac{B}{J_w} (C_{C,m} - C_{F,m}) \left[1 - \exp\left(-\frac{J_W}{k}\right)\right] \quad (1-11)$$

$$C_{F,m} = C_F \exp\left(-\frac{J_W S}{D}\right) + \frac{B}{J_w} (C_{C,m} - C_{F,m}) \left[\exp\left(\frac{J_W S}{D}\right) - 1\right] \quad (1-12)$$

Donde $C_{C,m}$ es la concentración en las vecindades de la membrana del lado de la corriente concentrada, $C_{F,m}$ la concentración en las vecindades de la membrana del lado de la corriente fresca, C_C la concentración en el bulbo de la corriente concentrada, C_F la concentración en el bulbo de la corriente diluida, D el coeficiente de difusión del soluto del lado de la corriente diluida, k es el coeficiente

de transferencia externo, B es el coeficiente de permeabilidad de la sal y S es el factor de estructura para un soporte poroso.

Sustituyendo las ecuaciones (1-11) y (1-12) en la ecuación (1-10) se obtiene la expresión para calcular la fuerza impulsora del proceso:

$$\Delta\pi^{efectiva} = vRT \left(\frac{C_C \exp\left(-\frac{J_W}{k}\right) - C_F \exp\left(\frac{J_W S}{D}\right)}{1 + \frac{B}{J_W} \left[\exp\left(\frac{J_W S}{D}\right) - \exp\left(-\frac{J_W}{k}\right) \right]} \right) \quad (1-13)$$

Cabe aclarar que la ecuación (1-13) considera los problemas de transferencia transversales, el modelo del cambio en concentraciones en función de la longitud requiere otras consideraciones que se explican en el próximo capítulo. Sustituyéndola en la ecuación (1-9) se obtiene:

$$J_W = A \left\{ vRT \frac{C_C \exp\left(-\frac{J_W}{k}\right) - C_F \exp\left(\frac{J_W S}{D}\right)}{1 + \frac{B}{J_W} \left[\exp\left(\frac{J_W S}{D}\right) - \exp\left(-\frac{J_W}{k}\right) \right]} - \Delta P \right\} \quad (1-14)$$

$$J_S = B \left\{ \frac{C_C \exp\left(-\frac{J_W}{k}\right) - C_F \exp\left(\frac{J_W S}{D}\right)}{1 + \frac{B}{J_W} \left[\exp\left(\frac{J_W S}{D}\right) - \exp\left(-\frac{J_W}{k}\right) \right]} \right\} \quad (1-15)$$

Con la ecuación (1-14) es posible calcular el flux de agua, considerando problemas de transferencia de masa. Adicionalmente la ecuación (1-15) se puede utilizar para calcular el flux de sal hacia el lado de la corriente fresca, efecto que será considerado en el siguiente capítulo para simular el cambio de concentraciones con la longitud de la membrana.

1.7 Características de membrana

En esta sección se explicará con más detalle las características importantes de la membrana que aparecen en la ecuación (1-13) que determinan el flux que permea en la membrana.

El factor estructural de la membrana cuantifica el efecto de los problemas de transferencia internos, dicho factor se puede calcular como:

$$S = \frac{\tau \bar{\delta}}{\varepsilon} \quad (1-16)$$

Donde τ es la tortuosidad, ε la porosidad y $\bar{\delta}$ el espesor de la estructura del soporte. El factor estructura debe ser interpretado como el espesor efectivo de la membrana para la difusión, el cual en el mejor de los casos debería valer cero, cosa que es imposible (K. L. Lee et al., 1981).

Para reducir este factor se busca disminuir la tortuosidad y aumentar la porosidad. Sin embargo, dichos cambios disminuyen la estabilidad mecánica de la membrana y pueden provocar su ruptura durante la operación. Por lo que, al elegir la membrana, se debe considerar la presión hidráulica a la que será sometida, la cual será función del gradiente de concentraciones de las corrientes utilizadas.

En la Figura 1-7 se muestra la máxima presión a la que pueden ser sometidas membranas de ósmosis inversa en función del factor estructura.

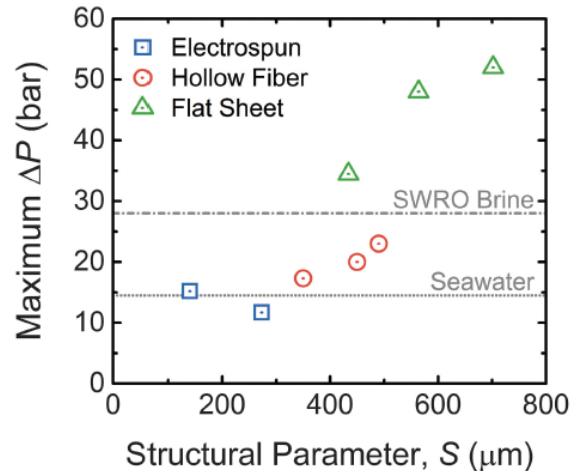


Figura 1-7. Presión hidráulica soportada por membranas de poliamida en función del factor estructural.⁹

En la figura anterior se puede apreciar que no todas las membranas soportan el mismo rango de presiones, y que el tipo de membrana dependerá de la concentración de las corrientes de proceso. Cabe recordar que al aumentar la estabilidad mecánica los problemas de difusión interna aumentan, por lo que es importante considerar estos efectos contrarios al aumento de flujo permeado y por consiguiente de potencia.

En cuanto al coeficiente de permeabilidad del agua si se maximiza el flux de agua que permea la membrana, éste estará acompañado de un mayor flujo de sal en dirección opuesta, lo que ocasiona problemas de transferencia ya mencionados (Zhang & Chung, 2013). El coeficiente de permeabilidad del agua (A), y el coeficiente de permeabilidad de la sal (B), en las membranas poliméricas están relacionados empíricamente por la siguiente ecuación.

$$B = \gamma A^3 \quad (1-17)$$

⁹ Imagen recuperada del trabajo de (Straub et al., 2016).

Donde γ es un parámetro de equivalencia, el cual utilizando datos experimentales para membranas poliméricas se ha encontrado que tiene un valor de 0.0133

$L^{-2}m^4h^2bar^3$ (Yip & Elimelech, 2011).

La ecuación (1-17) muestra la dependencia cúbica de la permeabilidad de la sal respecto a la del agua, por lo que incrementar la permeabilidad del agua sacrificaría la selectividad de la membrana, y por ende, la reducción de la fuerza impulsora por las razones ya mencionadas.

El factor estructura, así como la permeabilidad definirán el flux de una membrana teórica para la simulación de un proceso PRO a nivel escala en el siguiente capítulo.

1.8 Pretratamiento

De acuerdo con la literatura el pretratamiento para agua de mar en procesos de ósmosis inversa va desde 0.1 a 0.4 $kWh m^{-3}$, y para agua dulce desde 0.05 a 0.2 $kWh m^{-3}$ (Chiesa, 2015). Estos costos energéticos podrían ser mayores que la potencia obtenida en el proceso de PRO, por lo que es necesario diseñar membranas resistentes al taponamiento o encontrar opciones menos costosas desde un punto de vista energético.

El pretratamiento clásico de ambas corrientes se propone sea similar al que se le da al agua de mar antes de entrar al proceso de desalinización. Primero se desactiva biológicamente para evitar la formación de algas agregando $NaClO$, el cual es más barato que un tratamiento por rayos UV para un flujo considerable. El hipoclorito de sodio es directamente inyectado a lo largo de la tubería de succión para asegurar su apropiada disolución y la efectividad del tratamiento en una alberca de decantación. El agua sucia es clarificada en una alberca de sedimentación, solución preferible a una limpieza por centrifugación por el mayor consumo energético. Luego se pasa por un filtro de carbón activado o se le añade

di sulfito de sodio, para eliminar el cloro, el cual es perjudicial para la membrana. El di sulfito normalmente se agrega en exceso (300%-400%) para asegurar la precipitación del cloro. Aunado a esto se deben de retirar las trazas de aceite, lo que se logra por flotación bombeando aire con un compresor, y posteriormente se filtra. La Figura 1-8 muestra un esquema del proceso de pretratamiento descrito.

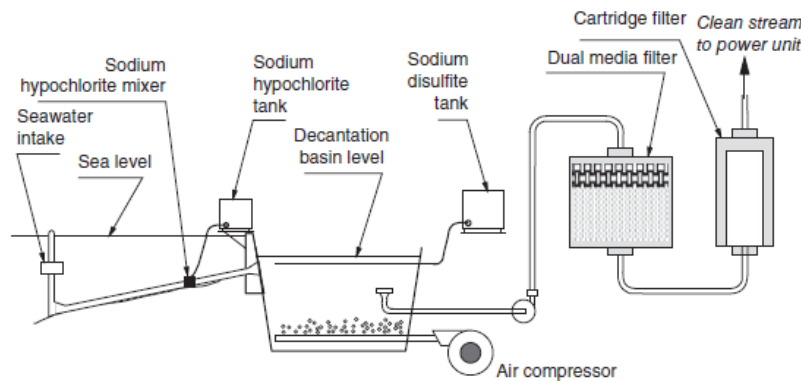


Figura 1-8. Posible tratamiento de agua para el proceso PRO.¹⁰

El tratamiento previo a que las corrientes de agua representa un alto costo tanto energético como monetario, por lo cual con la intención de disminuir dichos costos Kleiterp (2012) propone que la microfiltración es suficiente para evitar el taponamiento de las membranas del proceso PRO, aunado de una limpieza periódica del equipo. Razón por la cual se considerará la instalación de equipos de microfiltración como el pretratamiento de las corrientes a mezclar.

¹⁰ Imagen recuperada del trabajo de (Chiesa, 2015).

1.9 Localización

Con la finalidad de hacer el acceso a los recursos de agua fresca y agua salada más fácil, la planta puede ser localizada cerca de las bocas de los ríos. Un ejemplo de layout se muestra en la Figura 1-9.

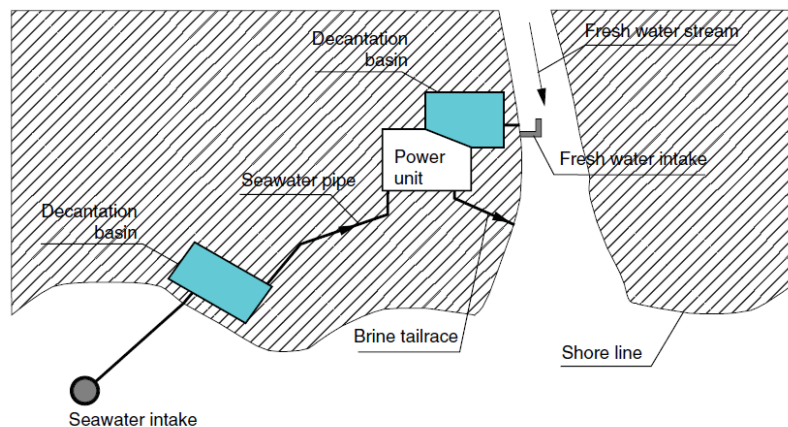


Figura 1-9. Layout de una planta de potencia basada en tecnología PRO.¹⁰

No todos los estuarios tienen condiciones favorables para la instalación de una planta de potencia que aproveche los gradientes salinos. En los casos donde existe un buen mezclado en las desembocaduras de los ríos debido a la marea, el gradiente del estuario es horizontal, por lo que la toma de agua salada debe de estar al menos a un kilómetro de la playa para evitar contaminantes antropogénicos (Statkraft, 2020), lo que provoca un mayor gasto energético.

Para que los gradientes de salinidad sean estables en las vecindades de las desembocaduras es necesario que los procesos que favorecen la mezcla de las masas de agua en el sitio sean mínimos (Enríquez, 2017). El viento y las mareas son factores que favorecen la mezcla, lo que destruye los gradientes salinos rápidamente. Si las mareas son pequeñas y la descarga del río tiene un volumen considerable, los gradientes son más estables y se pueden formar capas donde el agua dulce, menos densa, fluye hacia el mar deslizándose sobre agua salada, que

tiene mayor densidad. Esquemas de diferentes tipos de mezclado en estuarios se observan en la Figura 1-10.

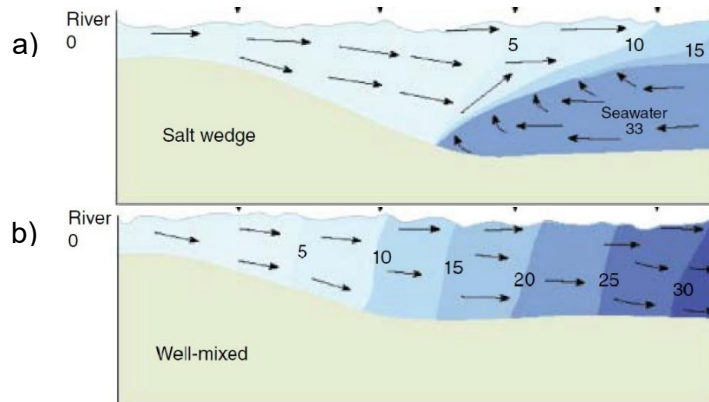


Figura 1-10. Representación de estuario con a) mezclado pobre en desembocadura y b) mezclado completo.¹¹

Por la localización geográfica y características climáticas de México se presentan numerosos sistemas costeros con gradientes de salinidad estables, los cuales son candidatos para instalar plantas con tecnología PRO. Entre los principales candidatos se encuentran las desembocaduras de ríos que descargan al Golfo de México (Ortega, Stenzel, Alvarez-Silva, & Osorio, 2014). Estas regiones son de interés por el régimen micromareal predominante (lo que disminuye la mezcla de agua en las zonas cercanas a la desembocadura) y por el volumen de descarga de los ríos.

Los tres ríos con mayor escurrimiento anual en la vertiente del golfo son el Grijalva-Usumacinta, Papaloapan y Coatzacoalcos.

Es importante considerar que los sitios donde se desarrollan gradientes de salinidad en el planeta tienen un alto valor ecológico y constituyen ambientes que alojan numerosas especies, por lo que la instalación de una planta PRO requiere un

¹¹ Imagen recuperada del trabajo de (Enríquez, 2017).

análisis que considere las condiciones del estuario, y como afecta ecológica y socialmente a su entorno (Stenzel & Wagner, 2010).

De acuerdo con Ortega et al. (2014), para el diseño de la planta son necesarios los datos de descargas normales de los posibles ríos considerados, así como el caudal ecológico. El caudal ecológico representa la cantidad de agua requerida para mantener los componentes, funciones y procesos de los ecosistemas acuáticos epicontinentales.

En el presente trabajo se diseñará la planta con el flujo del río en cuestión excluyendo el caudal ecológico.

1.10 Complemento de PRO

1.10.1 Calentamiento

Las máquinas térmicas transforman el calor de la combustión en corriente eléctrica, pero una considerable cantidad de energía es desperdiciada debido a que la temperatura del fluido es baja para los motores de calor (Straub, 2017).

Algunas de las fuentes de calor a baja temperatura son los concentradores solares (Jing, Gang, & Jie, 2010; Kalogirou, 2004; Kraemer et al., 2011), las fuentes geotérmicas poco profundas (Dickson & Fanelli, 2013), calor de desecho en las industrias (Campana et al., 2013), y la cogeneración de potencia (Hawkes & Leach, 2007; Lund, Möller, Mathiesen, & Dyrelund, 2010; Pan, Xu, Li, Shieh, & Jang, 2013).

De acuerdo con Brogioli, La Mantia, and Yip (2019), es posible aprovechar recursos térmicos en un sistema híbrido de generación. Primero un proceso PRO mezcla dos corrientes para aprovechar la diferencia de concentración entre las dos disoluciones. Luego se aprovechan las fuentes de calor a baja temperatura para la destilación de la corriente resultado del mezclado, restaurando así las dos

disoluciones originales que pueden ser recirculadas al sistema de generación (Yip, Brogioli, Hamelers, & Nijmeijer, 2016).

La elección de la fuente de calor dependerá en gran medida al lugar donde se instale la planta. Por ejemplo, si la planta de gradiente salino se encuentra cerca de alguna de cogeneración de potencia, es posible aprovechar corrientes residuales de calor. En cambio, si cerca del lugar donde se instale la planta hay disponibilidad de piso, es posible el uso de concentradores solares.

Cabe resaltar que la temperatura de la fuente de calor debe ser mayor a la temperatura de evaporación, y considerando que las corrientes de calor residual tienen temperaturas de 60 a 80°C, si se desea destilar la mezcla, el proceso debe llevarse a cabo al vacío para abatir la temperatura de ebullición del agua (100 °C a presión atmosférica).

Sin embargo, otro estudio realizado por Brogioli, La Mantia, and Yip (2018), demostró que la eficiencia con la que se transformaba el calor de baja temperatura a energía libre de mezclado, no superaba los tres puntos porcentuales.

Lo anterior provoca una disyuntiva para el uso del calor. Si bien, el calor disponible puede resultar insuficiente para la destilación de la mezcla y representar un gasto extra por el sistema de destilación al vacío, el calentamiento de las corrientes puede aumentar la presión osmótica de éstas, lo que provocaría el aumento en la potencia teórica que se obtendría del mezclado de dos corrientes.

1.11 Plantas pilotos

La tecnología para aprovechar el gradiente salino puede ser aplicada en dos modalidades. La primera es la generación de potencia a través de la mezcla, en una planta independiente. Es decir, una planta donde no se utilice otro tipo de tecnologías para la generación de potencia más que el esquema del proceso PRO.

En 2009 la compañía Statkraft construyó la primera planta piloto en Tofte Noruega, para explorar el potencial del proceso PRO. La planta contaba con 200 metros cuadrados de membrana y se esperaba produjera 10 kW. Sin embargo, en 2013 se anunció el cierre de la planta, debido a que la energía extraída por el proceso PRO en la mezcla de agua de río y mar no es lo suficientemente elevada para ser factible en Europa (S. Lee et al., 2019). Statkraft fue pionero en la tecnología para el aprovechamiento del gradiente salino, por lo que el apoyo gubernamental en aras de desarrollar dicha tecnología era un factor clave para su éxito, el cual faltó y fue otra de las razones por la que la planta se detuviera (IRENA, 2014). Del prototipo de Tofte, Statkraft concluyó que si bien las membranas de ese momento no contaban con las características necesarias para proporcionar potencia en el proceso, el esquema de aprovechamiento de gradiente salino podría servir como complemento en otro tipo de procesos como la desalinización, disminuyendo así el gasto energético para la potabilización de agua (Kim et al., 2013).

En cuanto a la aplicación de la tecnología en modelos híbridos, en 2010 Japón construyó la primera planta piloto híbrida que utilizaba como corriente concentrada la salmuera, producto de una planta de ósmosis inversa, y como corriente fresca aguas municipales tratadas. A este proyecto se le conoció como “Mega-ton Water System” (Tanioka, Kurihara, & Sakai, 2018).

En la planta piloto se encontró que la membrana de fibra hueca de 10 pulgadas con 4 orificios de Triacetato de Celulosa y Polibencimidazol (CTA, por sus siglas en inglés) fabricada por Toyobo, fue la mejor opción para su uso en la planta piloto, alcanzando una potencia de $13.4 \text{ W} / \text{m}^2$.

La planta era alimentada con 460 y 420 toneladas al día de salmuera y de agua tratada, respectivamente. Las medidas aproximadas de las membranas eran diámetro externo 0.2 mm, diámetro interno 0.1 mm, y longitud 1.3 m.

Entre las conclusiones que llegaron fue que la configuración del módulo (fibras huecas enrolladas), así como el tipo y material de las membranas (CTA) que se utilizan en la desalinización por ósmosis inversa, son adecuadas para ser utilizadas en el proceso PRO.

Otro de los factores críticos que identificaron fue la necesidad del tratamiento para el agua de residuo que se utilizaría como corriente fresca en el proceso. Encontraron que combinando ultrafiltración (UF) y esterilizantes, el flux en el módulo de membranas no disminuía en un periodo de 14 días, lo que atribuyeron a la remoción de agentes que provocarán el taponamiento de la membrana. Es decir, la UF combinada con la dosificación de esterilizantes es suficiente para retirar ácidos húmicos y ácidos fúlvicos, que son algunos de los principales responsables del taponamiento de la membrana.

De acuerdo con sus datos una planta que utilice $30,000 \text{ m}^3 / \text{día}$ de salmuera de una planta de ósmosis inversa, con membranas con capacidad de producir $10 \text{ W} / \text{m}^2$, podría producir energía eléctrica con un costo similar al de la energía fotovoltaica en Japón ($0.25 \text{ dolares} / \text{kWh}$).

Las pruebas del proyecto “Mega-ton” muestran resultados positivos en la generación de potencia a través del proceso PRO, sin embargo, es claro que sus resultados dependen de condiciones locales (flujos, temperatura, disponibilidad de corriente concentrada, concentración de aguas residuales). Razón por la cual los resultados a nivel planta piloto no son adecuados para ser base de una planta a nivel real en otro país. Es decir, si bien son prometedores los resultados a nivel piloto en Japón, es necesario experimentar con las condiciones de cada país interesado en instalar una planta de potencia PRO.

2 Simulaciones

En este capítulo se reportan los resultados de simulaciones hechas a partir de la información recabada en el capítulo de antecedentes. Para el diseño se utilizó una filosofía “Bottom-up”, simulando primero el flux en elementos pequeños de membrana considerando problemas de transferencia transversales, para luego escalarlo a un módulo completo considerando el cambio de concentraciones longitudinalmente. Posteriormente, la simulación de la membrana se integró a un proceso teórico para considerar generación neta de potencia. Por último, con los requerimientos del proceso teórico se procedió a investigar algún sitio con corrientes de agua, tales que hicieran factible el proceso.

Para las simulaciones del proceso PRO se utilizó el software Wolfram Mathematica v.12.1. La finalidad de la simulación es establecer condiciones de proceso óptimas para diferentes configuraciones del esquema de generación PRO. Con las condiciones óptimas se hizo un estudio económico, para el cual es de suma importancia el precio de las membranas. Con el fin de que el estudio económico fuera lo más cercano a la realidad, se utilizaron las dimensiones y el precio de una membrana comercial de la empresa Dow Chemical.

2.1 Simulación de flux

En la Figura 2-1 se puede observar el flux de agua variando el factor de estructura del soporte, y el coeficiente de permeabilidad del agua. Los valores del coeficiente de transferencia externo se fijó en $k = 38.5 \mu\text{m s}^{-1}$ (Yip et al., 2011), la concentración del mar 0.6M NaCl, la concentración de agua de río 0.015 M NaCl, y el coeficiente de transferencia del soluto, $D = 1.61 \times 10^{-9} \text{m}^2 \text{s}^{-1}$, y diferencia de presión de 14.5 bar (Yip & Elimelech, 2011).

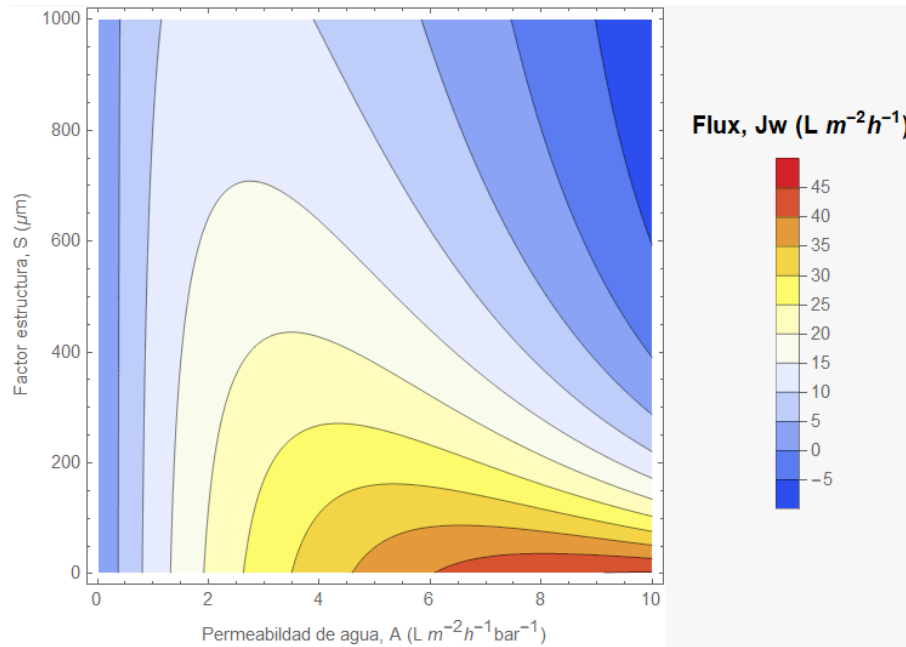


Figura 2-1. Flux de agua en función del factor estructura y la permeabilidad del agua.

Se puede observar que el simple hecho de aumentar la permeabilidad del agua a un factor estructura fijo, no basta para mejorar el flux, ya que después de un punto, el efecto negativo del flux de sal en dirección contraria contrarresta el impacto positivo de la permeabilidad del agua.

Adicionalmente se puede calcular el trabajo máximo que se obtiene con un factor de permeabilidad y de estructura dados.

La Figura 2-2 a) muestra un comportamiento similar al flux. Aumentando el factor de permeabilidad de la membrana se alcanzan valores máximos de potencia a factores de estructura fijos. Es decir, no siempre son deseables valores altos de permeabilidad del agua, estos serán dados por el valor del factor estructura.

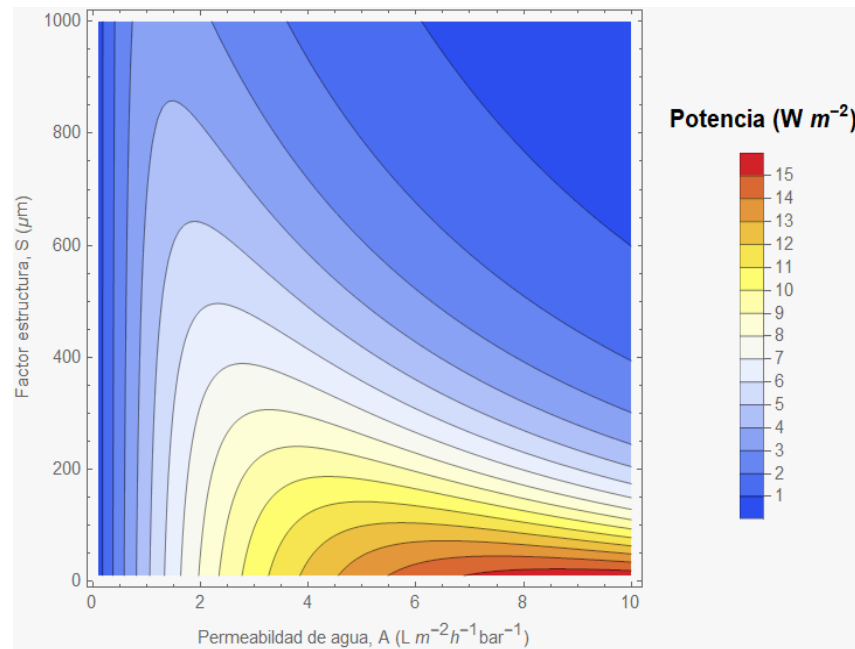


Figura 2-2. Potencia obtenida por metro cuadrado de membrana en función de la permeabilidad del agua y factor estructura.

2.2 Secuencia de cálculo

Como datos iniciales para la secuencia de cálculo se necesitan las características de la membrana, la diferencia de presiones entre ambos lados de ésta, la temperatura, las concentraciones de entrada de ambas corrientes, así como los flujos.

Para conocer el flujo de salida del módulo de membranas de la corriente concentrada es necesario saber la variación de la concentración con la longitud, ya que dicha concentración define el volumen de agua que permea. Con este fin se dividió la membrana en elementos con longitud de 0.01 m como se muestra en la Figura 2-3.

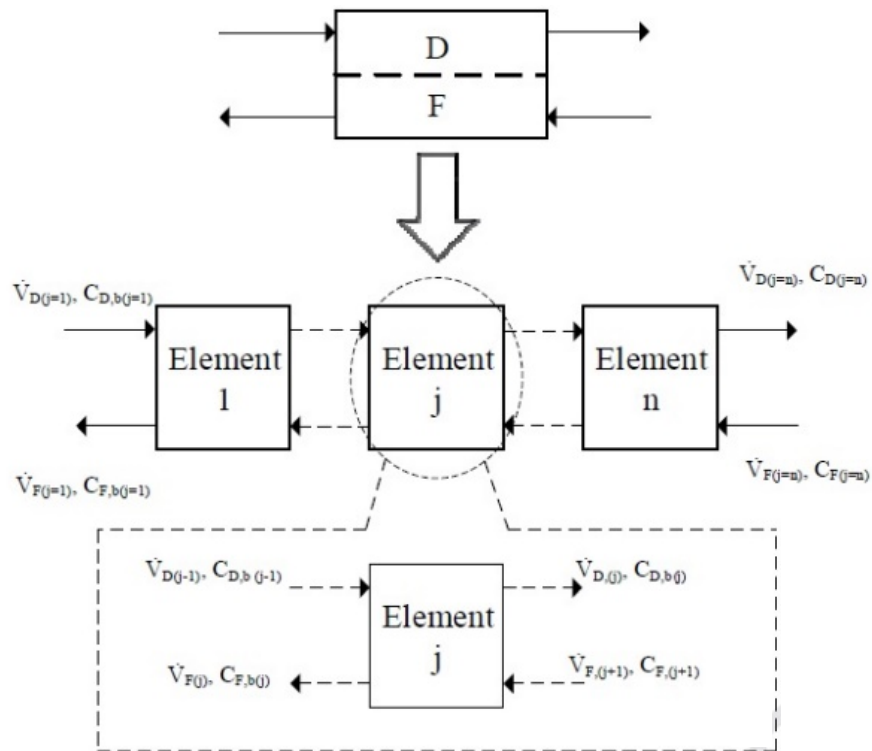


Figura 2-3. Esquema de la división de la membrana.¹²

Para la simulación se asumió que existe un mezclado perfecto de las corrientes en dirección axial de cada lado de la membrana, es un proceso isotérmico. Para la caída de presión se estableció un valor 0.8 bar por metro de longitud de membrana (Straub, 2017).

En primera instancia se calculó el flux con la ecuación (2-1) a partir de las concentraciones de la corriente salada y fresca que se estén considerando para mezclar. Con el flux de agua se calculó el flux de sal con la ecuación (2-2). Bajo la suposición de que ambos flux son constantes a lo largo de la membrana se calculó el flujo que permea en la membrana con la ecuación (2-3), así como la sal que pasa del lado concentrado a la corriente fresca con la ecuación (2-4), donde A_m es el área de la membrana. La concentración y flujo de salida tanto para la corriente

¹² Imagen recuperada del trabajo de Manzoor et al. (2020).

fresca como para la salada se calcularon con las ecuaciones (2-5), (2-6),(2-7),(2-8). Donde Q y C son el flujo volumétrico y la concentración de cada corriente, respectivamente. El superíndice in se refiere a las propiedades iniciales, y el superíndice sal a las de salida.

$$J_W = A \left\{ \frac{vRT}{1 + \frac{B}{J_W} \left[\exp\left(\frac{J_W S}{D}\right) - \exp\left(\frac{-J_W}{k}\right) \right]} \frac{C_C \exp\left(\frac{-J_W}{k}\right) - C_F \exp\left(\frac{J_W S}{D}\right)}{-\Delta P} \right\} \quad (2-1)$$

$$J_S = B \left\{ \frac{C_C \exp\left(\frac{-J_W}{k}\right) - C_F \exp\left(\frac{J_W S}{D}\right)}{1 + \frac{B}{J_W} \left[\exp\left(\frac{J_W S}{D}\right) - \exp\left(\frac{-J_W}{k}\right) \right]} \right\} \quad (2-2)$$

$$\Delta V = J_W A_m \quad (2-3)$$

$$\Delta m_s = J_S A_m \quad (2-4)$$

$$C_C^{sal} = \frac{C_C^{in} Q_C^{in} - \Delta m_s}{Q_C^{in} + \Delta V} \quad (2-5)$$

$$C_F^{sal} = \frac{C_F^{in} Q_F^{in} + \Delta m_s}{Q_C^{in} - \Delta V} \quad (2-6)$$

$$Q_C^{sal} = Q_C^{in} + \Delta V \quad (2-7)$$

$$Q_F^{sal} = Q_F^{in} - \Delta V \quad (2-8)$$

Luego se propuso una variación lineal de la concentración y del flujo del lado de la corriente concentrada, siendo el valor más alto la entrada de dicha corriente y el menor el calculado con la ecuación (2-7). El perfil de concentraciones resultante se tomó como estimados iniciales. Hecho esto, es posible calcular el flujo que hay en cada uno de los elementos tomando como datos de entrada el flujo y la concentración del elemento “j-1” y del elemento “j+1” para el lado de la corriente salada y de la fresca, respectivamente.

Los valores resultantes de la corriente concentrada se utilizaban como datos de entrada para el elemento “j+1” y “j-1” para el lado de la corriente salada y de la fresca, respectivamente. Luego de resolver la totalidad de elementos en los que se dividió la longitud de la membrana, se hizo un comparativo de los valores de concentración iniciales contra los calculados en la iteración en proceso. Si el cambio era mayor al uno por ciento los valores nuevos se utilizaban como estimados iniciales para una nueva iteración. El algoritmo se programó para parar hasta que el cambio de las concentraciones con cada iteración no sobrepasara el uno por ciento, cumpliera el balance de masa de la sal, así como que el volumen de entrada fuera igual al de salida.

Un esquema de la secuencia de cálculo descrita, a la cual se le nombro cómo membrana se muestra en la Figura 2-4 .

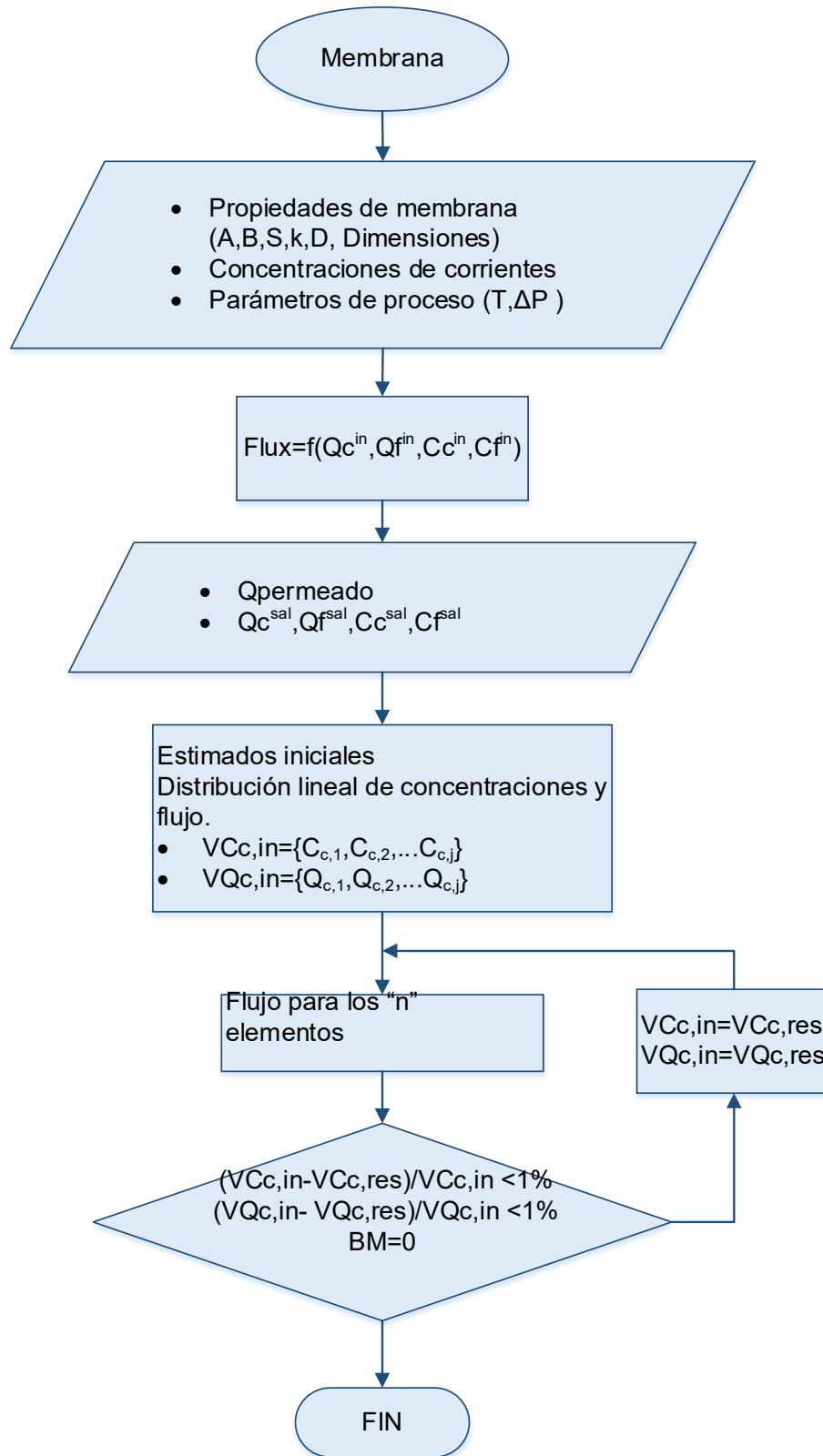


Figura 2-4. Secuencia de cálculo

2.3 Optimización del proceso PRO

El diagrama de flujo de proceso se muestra en la Figura 2-5.

Como se mencionó en el capítulo anterior el agua salada es bombeada por el equipo P-01 para su filtración en el filtro FIL-01, después ingresa al dispositivo recuperador de presión PX-01 donde aumenta su presión, posteriormente es bombeado por el equipo P-02, luego esa corriente entra al módulo de membranas M-01. El agua fresca es bombeada por el equipo P-03 y se filtra en el equipo F-02 para posteriormente ingresar al módulo de membranas M-01.

Saliendo de la membrana el flujo del lado de la corriente concentrada se divide para que una parte regrese al equipo PX-01 donde cede su energía cinética. La otra parte es enviada a la turbina GT-01 donde se genera potencia. Por último, las corrientes de salida del PX-01, la de la membrana del lado de la corriente fresca, y la de la salida de la turbina son mezcladas y enviadas al océano.

De acuerdo con el estudio realizado por (IRENA, 2014), la membrana es el componente que representa el mayor costo para el proceso, razón por la cual se desarrolló el algoritmo para que el flujo final de la corriente concentrada fuera igual al máximo para la membrana comercial en cuestión, buscando así el aprovechamiento total del equipo.

Para lo anterior a una presión y temperatura definidas se usó el método de Newton Rhapsion, usando como variable la cantidad de agua salada que entra al módulo de membranas, y como objetivo que el flujo de salida del lado de dicha corriente fuera el máximo especificado.

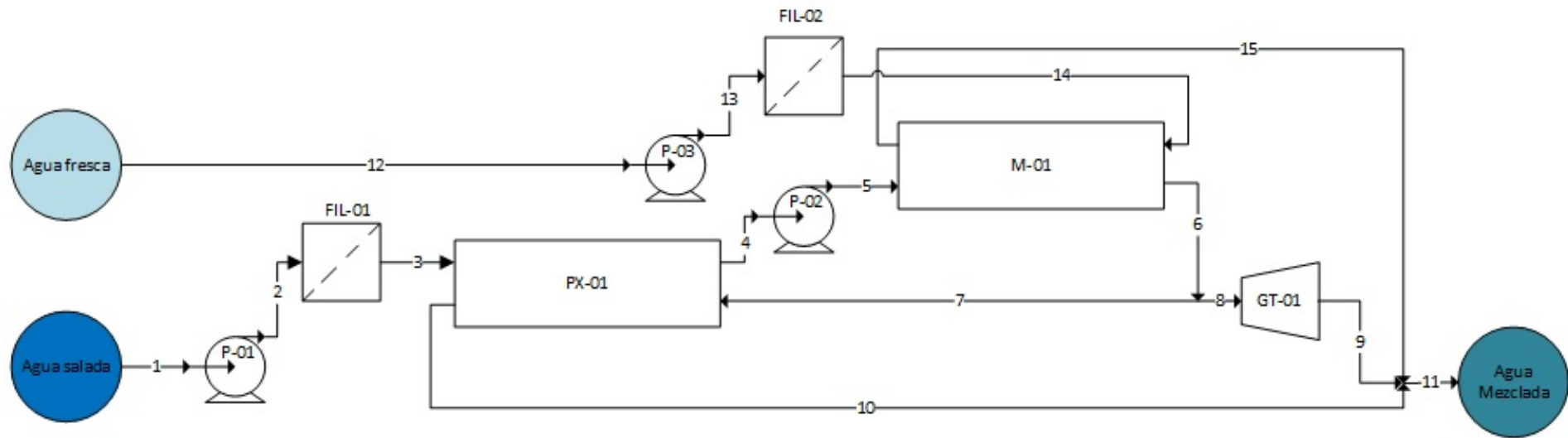


Figura 2-5. Diagrama de flujo de proceso PRO

El flujo de la corriente fresca se calcula utilizando la relación inicial de mezclado que está definida como la cantidad de agua fresca que entra al módulo (no confundir con la cantidad de agua que permea hacia el lado de la corriente concentrada) entre la cantidad total de agua, como lo expresa la ecuación (2-9).

$$\phi = \frac{Q_F^{in}}{Q_F^{in} + Q_C^{in}} \quad (2-9)$$

Para optimizar el proceso se buscaron la presión y la fracción inicial de mezclado, tales que maximizarán la potencia neta obtenida. Esto se consiguió utilizando el método de búsqueda univariada combinado con la interpolación cuadrática.¹³ Las ecuaciones para calcular los gastos, así como la potencia generada son:

$$E_{gen} = Q_{Per} (\Delta P - f) \eta_{turb} \quad (2-10)$$

$$E_{per} = \frac{Q_C^{in} (P_0 - P_{atm})}{\eta_{b1}} + \frac{Q_C^{in} ((P_0 + \Delta P)(1 - \eta_{PEX}) + f \eta_{PEX})}{\eta_{b2}} \dots \quad (2-11)$$

$$\dots + \frac{Q_F^{in} (P_{MF} - P_{atm})}{\eta_{bUF^\varepsilon}} + \frac{Q_F^{in} (P_0 - P_{atm})}{\eta_{b3}}$$

$$E_{net} = E_{gen} - E_{per} \quad (2-12)$$

¹³ El método se explica a detalle en el apéndice IV.

Donde E_{gen} es la energía generada por la turbina, Q_{per} el flujo volumétrico permeado en las membranas, ΔP la diferencia de presiones entre ambos lados de la membrana, f la presión perdida por fricción. La energía perdida es E_{per} , Q_C^{in} el flujo de corriente concentrada de entrada, P_0 la presión de entrada al proceso, P_{atm} presión atmosférica, η_{PEX} la eficiencia con la que el recuperador de presión transfiere el momento a la corriente salada, Q_F^{in} la corriente fresca de entrada, P_{MF} la presión del proceso de microfiltración, ε el porcentaje permeado en el proceso de ultrafiltración y η_b la eficiencia de cada una de las bombas. Por último, E_{net} es la potencia neta obtenida.

Usando el algoritmo “membrana” como núcleo, se hicieron los cálculos para estimar la potencia teórica que se podría obtener del proceso PRO. Los equipos que influyen en el balance energético, así como sus eficiencias se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1: Eficiencia de equipos

TURBINA	0.80
BOMBAS	0.80
PEX	0.98 (Bartolomé, 2019)

La Figura 2-6 muestra la secuencia de cálculo descrita en esta sección a la que se llamó “Proceso”.

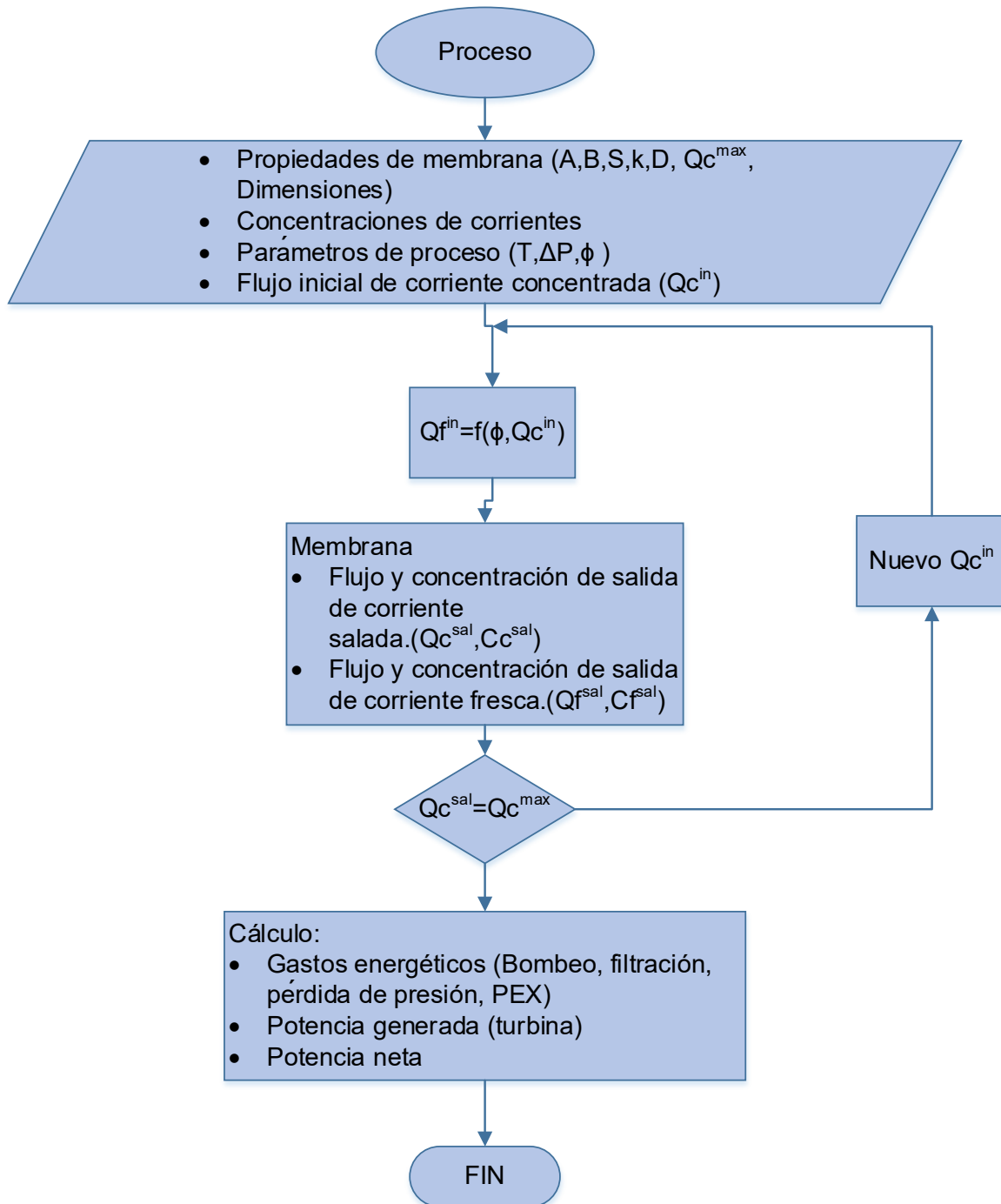


Figura 2-6. Secuencia de cálculo para la resolución de un módulo de membranas.

2.3.1 Proceso base

En esta sección se muestran los resultados de la simulación antes descrita, que constan del flujo permeado, el perfil de concentraciones y el flujo de cada corriente en función de la longitud de la membrana. En la Figura 2-7 y Figura 2-8 se pueden observar los resultados de la simulación donde se utilizó como corriente concentrada agua de mar y salmuera proveniente de desalinizadoras, respectivamente.

Para propósitos prácticos debido y a la poca información disponible sobre las concentraciones de sal en los ríos en cuestión, la concentración de sal se considerará de 0.005 mol/L para los ríos y de 0.64 mol/L para el mar (de la Lanza-Espino, 2001; Hernández-Fontes et al., 2019). Adicionalmente para el caso de las desalinizadoras la concentración de la salmuera resultante de las desalinizadoras es de 1.28 mol/L (IDA, 2017).

Debido a que no se cuenta las características específicas de la membrana, el proceso se simuló con los datos de membranas reportados por autores diferentes en trabajos similares de investigación, estos datos se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2: Datos de membrana.¹⁴

A	1.74 L m ⁻² h ⁻¹ bar ⁻¹
B	0.16 L m ⁻² h ⁻¹
S	307.00 μm
K	138.60 L m ⁻² h ⁻¹
D	1.49x10 ⁻⁹ L ² s ⁻¹
Área total de membrana	37.00 m ²
Longitud de membrana	1.02 m

¹⁴ Datos recuperados de los trabajos de He, Wang, Mujtaba, and Shaheed (2016), Yip et al. (2011) y Membranes (2004).

La entrada de las corrientes al módulo de membranas se simuló a contracorriente, ya que de acuerdo con Achilli, Prante, Hancock, Maxwell, and Childress (2014) esta configuración mantiene el gradiente en presiones a lo largo del módulo de membranas.

Comparando la Figura 2-7 b) y Figura 2-8 b) se puede observar que si bien el flujo de salida es el mismo del lado de la corriente concentrada, el flujo de entrada de la misma es menor para el caso de la salmuera, esto debido al mayor gradiente de concentraciones. Otro efecto positivo de la menor cantidad de agua salada se refleja en menor consumo eléctrico por parte de las bombas que mueven este flujo.

Se puede observar que para el caso en el que se utiliza la salmuera, la corriente fresca de entrada es mayor a que cuando se utiliza el agua de mar. Lo anterior provoca un mayor impacto en la energía gastada, ya que la corriente fresca es la más costosa energéticamente hablando. Sin embargo, debido al mayor gradiente en concentraciones, el caso de la salmuera genera mayor potencia debido al aumento en el flujo permeado.

En las Figura 2-7 c) y Figura 2-8 c) se puede notar que el flujo permeado a lo largo de la membrana no se mantiene constante y que existe un máximo al principio de la membrana. La tendencia al alza del flujo antes de los 0.2 m, coincide con el mayor incremento en la concentración de la corriente fresca mostrado en Figura 2-7 b) y Figura 2-8 b). Esto debido a que el flujo de sal hacia el lado de la corriente fresca provoca un gradiente de concentraciones tal que reduce el flujo de agua y con ello el flujo de sal. Punto desde el cual el gradiente de concentraciones va disminuyendo, y por ende, el flujo que permea.

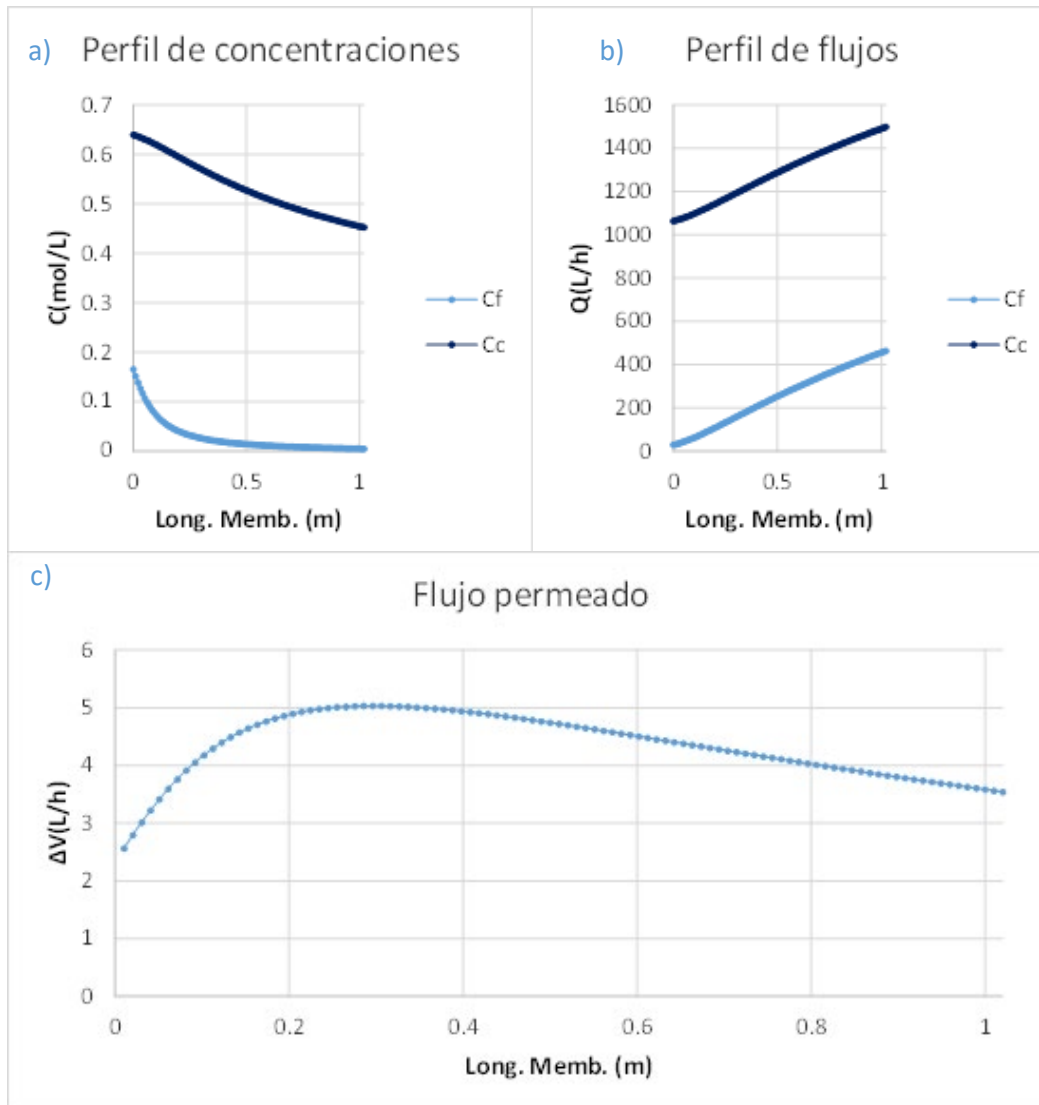


Figura 2-7. Resultados de simulación de proceso de PRO base, usando como corriente salada agua de mar. a) perfil de concentraciones. b) perfil de flujos. c) volumen permeado en función de longitud de membrana.

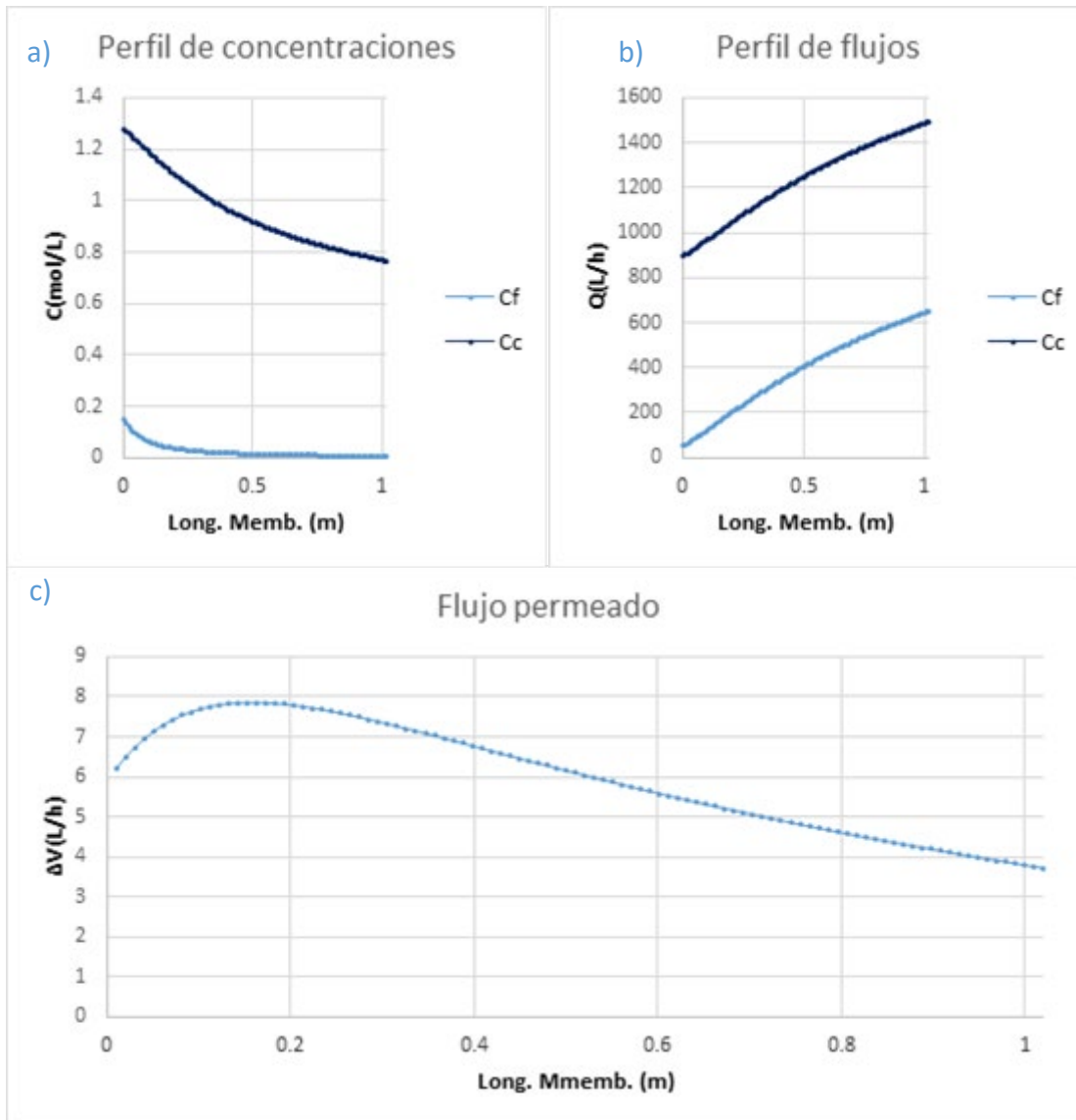


Figura 2-8 : Resultados de simulación de proceso de PRO base, usando como corriente salida salmuera de desalinizadora. a) perfil de concentraciones. b) perfil de flujos. c) volumen permeado en función de longitud de membrana.

En el perfil de concentraciones de ambos escenarios se puede observar que a la salida del módulo aún hay gradiente de concentraciones, que, si bien podría seguir siendo utilizado para que más agua permeara, se necesitaría una mayor área. No obstante, de ese gradiente existente, con los flujos calculados se obtiene un máximo en potencia que considera los gastos energéticos de todo el proceso.

En cuanto a presión se puede notar que entre mayor sea el gradiente mayor será la presión de operación óptima, lo que hace necesario la evaluación de las propiedades mecánicas de la membrana a instalar.

En la Tabla 3 se muestra el balance de masa, así como la potencia obtenida en cada caso. También se muestra el resultado de las simulaciones a diferentes temperaturas.

Al aumentar la temperatura de ambas corrientes se pretende simular el efecto que tendría la variación anual de temperatura de los cuerpos de agua o el aprovechamiento de una corriente térmica. Si bien a cada temperatura corresponden condiciones óptimas diferentes, el hacer la simulación con parámetros óptimos obtenidos para la temperatura ambiente, ayuda a comprender únicamente el efecto del calentamiento. La mejoría en la potencia neta en función de la temperatura presenta un comportamiento asintótico, lo que implica que después de los 320 K no existe un beneficio importante en términos energéticos.

Al ser grandes volúmenes de agua, la carga térmica para aumentar la temperatura de las corrientes es considerablemente alta, volviendo necesario mayor gasto en equipo, cuestión que se explica en la siguiente sección.

Tabla 3: Resultados de la simulación con diferentes fuentes de corriente concentrada.

	T	P	Q_C^{in}	Q_C^{sal}	Q_F^{in}	Q_F^{sal}	Q_{Per}	E_{per}	E_{gen}	E_{net}
	K	bar	L/h	L/h	L/h	L/h	L/h	W	W	W
Agua de mar	298.2	14.8	1064.2	1500.0	464.1	28.3	435.8	149.7	154.7	5.0
	308.2	14.8	1059.0	1500.0	458.2	17.2	441.0	148.3	156.9	8.6
	318.2	14.8	1056.5	1500.0	457.1	13.6	443.5	148.0	157.7	9.7
	328.2	14.8	1055.8	1500.0	456.8	12.6	444.2	147.9	158.0	10.1
Salmuera	298.2	28.7	896.8	1500.0	649.4	46.1	603.2	174.1	397.1	223.0
	308.2	28.7	885.7	1500.0	641.4	27.1	614.3	172.0	408.1	236.1
	318.2	28.7	877.1	1500.0	635.1	12.2	622.9	170.3	413.8	243.5
	328.2	28.7	875.6	1500.0	634.1	9.7	624.4	170.0	414.9	244.8

2.3.2 Proceso en serie

De acuerdo con He et al. (2016); Senthilmurugan, (2016); Soltani & Struchtrup (2019), el arreglo en serie ofrece ventajas debido al aumento del área que conlleva el mayor número de membranas por las que pasa la misma corriente. Para calcular dichos efectos se aumentó la longitud de la membrana en múltiplos del largo de las membranas comerciales.

En primera instancia se utilizaron las condiciones óptimas obtenidas para una sola membrana obteniendo los resultados mostrados en la Figura 2-9.

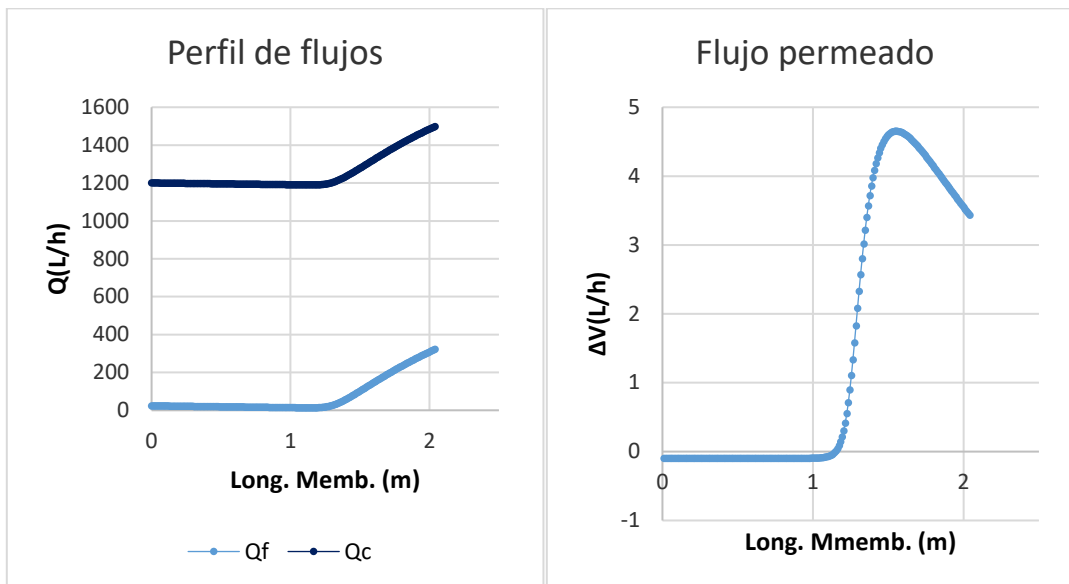


Figura 2-9. Resultados de simulación de proceso de PRO con dos membranas en serie, usando como corriente salada salmuera de desalinizadora. a) perfil de concentraciones. b) perfil de flujos.

Se puede observar que los parámetros óptimos calculados para una sola membrana no se pueden extrapolar a 2 membranas en serie. Esto sólo viendo el flujo permeado, el cual tiene un valor nulo casi en la totalidad de la primera membrana. Los valores óptimos para dos membranas en serie se muestran en la Tabla 4.

Tabla 4: Parámetros óptimos para dos membranas en serie

	T	P	Q_C^{in}	Q_C^{sal}	Q_F^{in}	Q_F^{sal}	Q_{Per}	E_{per}	E_{gen}	E_{net}
	K	bar	L/h	L/h	L/h	L/h	L/h	W	W	W
Salmuera membranas en serie	298	32	825	1500	731	57	674	205	493	287

Los perfiles de flujo y concentraciones con parámetros óptimos son similares a los obtenidos para una membrana, motivo por el cual no se muestran.

Como se esperaba, la potencia obtenida por módulo de membrana aumentó. Sin embargo, el aumento en longitud del módulo de membranas conlleva la pérdida de presión por fricción. Esta merma en presión se ve reflejada en la disminución de la potencia obtenida en la turbina y en el PEX. Provocando que la bomba de la corriente concentrada después del PEX tenga un gasto energético mayor.

El aumento en potencia no fue lineal, es decir, al duplicar el área no se duplicó la potencia neta obtenida. Esto en términos económicos representa el encarecimiento del equipo sin una ganancia equivalente en la venta de energía. En la próxima sección se profundizará en las repercusiones económicas de la membrana en serie.

3 Escalamiento y estudio financiero

En la Tabla 5 se muestran los Escurrimientos Medios Anuales (EMA) y Caudal Ecológico (CE) de los tres ríos con mayor escurrimiento en la vertiente del Golfo de México.

Tabla 5: Ríos con mayor descarga en el Golfo de México.

Río	Estado	EMA (hm ³ /año)	Relación CE con EMA %	CE (hm ³ /año)	Q _{disponible} (hm ³ /año)
Grijalva- Usumacinta	Tabasco	104 089.2	90.0% (SEGOB, 2018b)	93 680.3	9 472.1
Río Papaloapan	Veracruz	42 018.3	75.8% (SEGOB, 2018c)	31 833.1	9 268.6
Coatzacoalcos	Veracruz	29 427.0	40.0% (SEGOB, 2018a)	11 947.4	15 679.7

Adicionalmente en la Tabla 6 se enlistan los cuatro estados con proyectos de desalinización con elevada capacidad instalada.

Tabla 6: Principales proyectos de desalinizadoras en México.¹⁵

Estado	Nombre de proyecto	Contrato		FLUJO		
		Inicio	Término	Mar L/s	Potabilizada L/s	Salmuera L/s
Q.ROO	Aguakan	2018	2040	100	50	50
SONORA	0010 Planta Desalinizadora de Guaymas y Empalme, Sonora	2020	2040	400	200	200
BCS	0016 Planta Desalinizadora Los Cabos, Baja California Sur	2020	2045	900	450	450
BC	0839 Planta Desalinizadora de Ensenada	2020	2020	500	250	250

Para escalar los resultados de la simulación donde se utilizó la concentración de agua de mar, se dividió el restante del caudal ecológico de cada desembocadura de río entre el flujo de entrada de corriente fresca al módulo de membranas a condiciones óptimas (obtenido en la sección anterior), conociendo así el número de módulos en paralelo que se necesitarían. En el caso del escalamiento de plantas que utilizan corrientes saladas más concentradas se dividió el flujo de salmuera rechazada de cada desalinizadora entre el flujo de entrada de corriente concentrada al módulo de membranas a condiciones óptimas, conociendo así el número de módulos en paralelo que se necesitarían. Posteriormente con la generación neta unitaria de cada módulo se pudo obtener la potencia total de las plantas hipotéticas.

¹⁵ Datos obtenidos en Proyectos México (México, 2020).

3.1 Costo Anual Equivalente (CAE)

Después de conocer la generación eléctrica para cada caso se hizo un análisis financiero con el fin de saber si resulta rentable la obtención de electricidad a través del esquema de PRO. Dicho estudio consistió en calcular el Costo Anual Equivalente (CAE). En este caso, el CAE compara el costo anual que implica la instalación y obtención de energía a través del proceso PRO, con el costo que conlleva la adquisición de dicha energía con otro distribuidor (en el caso de México CFE).

Para esto se proyectaron flujos de efectivo a 21 años en cada posible ubicación para el proceso PRO.¹⁶ El CAE se puede calcular como:

$$CAE = VPN \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (3-1)$$

Donde VPN es el valor presente neto de los flujos de efectivo, i la tasa de oportunidad del inversionista, n el número de años.

Para el cálculo del CAE de la instalación de la planta PRO, se proyectaron flujos de efectivo considerando como costos el pago del equipo necesario, el mantenimiento de éste, el terreno, así como el costo de operación. Estos flujos se proyectaron a 21 años para todas las posibles ubicaciones, considerando el cambio de las membranas cada 7 años (valor intermedio del reportado por Sahuquillo, Muñoz, and Pérez (2015)).

Es importante recordar que la instalación de un sistema de generación limpio conlleva beneficios no solamente monetarios. Incentivar la investigación podría

¹⁶ El promedio de vida útil de las desalinizadoras instaladas en México consideradas como opción es de 21 años, por eso los flujos se proyectaron con el mismo horizonte.

concluir en el desarrollo y comercialización del proceso. La generación a través de fuentes renovables podría disminuir la carga fiscal de la empresa que las utilice, además de diversos beneficios ambientales y sociales. Sin embargo, la cuantificación de estos beneficios intangibles requeriría de más información y su correspondiente análisis, lo cual está fuera de los objetivos y alcances de esta tesis.

Las ecuaciones que se utilizaron para el costo de equipos, terreno, costo laboral y mantenimiento son:

$$TURB = AE_{gen}^B * H^C \quad (3-2)$$

$$GENE = AE_{gen}^B * RPM^C \quad (3-3)$$

$$TANQ = PU_{tanq} \# TANQ \quad (3-4)$$

$$MEM = PU_{MEM} \# MEM \quad (3-5)$$

$$PEX = 3134.7 (Qc^{in} ^{0.58})(1+0.4)^{15} \quad (3-6)$$

$$UF = PU_{UM} Qf^{in} \quad (3-7)$$

$$EQ = TURB + GENE + TANQ + MEMQ + PEX \quad (3-8)$$

$$TERRENO = 7\%EQ \quad (3-9)$$

$$DCC = EQ + TERRENO \quad (3-10)$$

$$MANTENIMIENTO = 2\%EQ \quad (3-11)$$

$$C.LABORAL = 4\%EQ \quad (3-12)$$

Donde A,B,C son constantes reportadas por Hall, Hunt, Reeves, and Carroll (2003), H la cabeza de la turbina, y RPM las revoluciones por minuto del generador. PU_{tanq} (consultado en Waterfilter (2020)) y $\#TANQ$, el precio unitario de los tanques a presión y el número de tanques necesarios, respectivamente. PU_{MEM} (consultado en Wateranywhere (2020)) y $\#MEM$, el precio unitario de las membranas y el número de membranas, respectivamente. Qc^{in} el total de corriente concentrada en metros cúbicos por hora. PEX el precio del dispositivo PEX recuperador de presión Lu et al. (2006). PU_{MF} y Qf^{in} el precio unitario del equipo para la microfiltración Kleiterp (2012) y el flujo de agua fresca a tratar, respectivamente. EQ la suma del costo del equipo principal. El costo-capital directo se asumió que es el costo del equipo más el costo del terreno, el cual se calculó con factores reportados por Al Bazed, El-Sayed, and Amin (2016).

Por otra parte, para calcular el CAE de la situación actual se trasladaron a valor presente neto los costos que tendría la adquisición de una cantidad igual de energía eléctrica a la que se podría obtener a través de un proceso PRO. Para realizar las proyecciones del costo por kWh se utilizaron datos históricos del precio de energía vendida por la CFE, consultados en la SENER (2020).

No se proyectaron beneficios para el escenario base en el que la adquisición de energía a través de CFE se mantiene. No obstante, el principal beneficio que se identificó es tener completamente garantizado el abastecimiento de energía.

Para el análisis financiero se asumió una tasa de descuento en los flujos anuales de 6.79 % en términos reales (calculado a través del modelo de valuación de activos financieros o CAPM, por sus siglas en inglés¹⁷), una tasa de aumento para el costo por kWh de 1.39%, y una tasa de aumento para el tipo de cambio de 0.6%. Una tasa de interés real para el financiamiento del equipo del 5.31% de acuerdo con programas del FIDE.

En la Tabla 7 se muestran los resultados de los análisis financieros realizados para cada posible ubicación.

Tabla 7: Resumen de modelos financieros.

Lugar	Q_c^{in} ($m^3/h \times 10^{-3}$)	Q_f^{in} ($m^3/h \times 10^{-3}$)	Número de tanques	Generación neta (kWh/año)	\$/kWh actual	CAE actual (dls/año $\times 10^{-3}$)	CAE PRO (dls/año $\times 10^{-3}$)
Papaloapan	0.26	0.12	249	10,891	\$ 0.80	\$ 0.47	\$ 198.17
Coatzacoalcos	0.38	0.17	357	15,615	\$ 0.80	\$ 0.68	\$ 230.15
Grijalva-Usumacina	0.27	0.12	257	11,241	\$ 0.66	\$ 0.40	\$ 200.56
Sonora	0.72	0.52	803	1,568,739	\$ 0.64	\$ 54.49	\$ 384.61
Q.Roo	0.18	0.13	201	392,673	\$ 0.82	\$ 17.48	\$ 191.38
Baja California	0.90	0.65	1,004	1,961,412	\$ 0.50	\$ 53.23	\$ 446.39
Baja California Sur	1.62	1.17	1,807	3,530,151	\$ 2.78	\$ 532.63	\$ 687.78

Se puede notar que en el caso de la instalación del proceso utilizando agua de río y mar, el costo anual que representa la obtención de la energía a través de CFE es mucho menor que el que representaría la instalación del proceso PRO.

Estos resultados indican que no es viable financieramente la instalación de una planta que genere potencia a través del gradiente de concentraciones en las costas aquí estudiadas.

¹⁷ El cálculo de la tasa a través del modelo CAPM se muestra en el apéndice V.

Para ninguno de los estados donde se encuentran las desalinizadoras enlistadas, el CAE de la operación de una planta PRO es menor que el respectivo CAE de comprar energía a la CFE. En el caso de BCS el costo adicional anual en la obtención de la energía a través de ósmosis es el 30% del costo de la misma carga de energía, sin embargo, dicho porcentaje es el menor de todas las posibles ubicaciones, por lo que esta es la ubicación más prometedora.

Para la mezcla de salmuera y agua de fresca, en términos de energía es importante resaltar que la generación eléctrica del proceso PRO solamente representa el 27% y la generación neta el 15% del potencial teórico. Por lo anterior es más importante mejorar las características de las membranas que el proceso en sí.

Con el objetivo de identificar los factores que más influyen en el CAE se hizo un análisis de sensibilidad variando el monto de inversión, el flujo de salmuera, el precio actual de kWh, tasa de incremento en precio de electricidad y tasa de descuento (CAPM). Estableciendo las desalinizadoras de BCS como las fuentes idóneas de salmuera, el escenario base del estimado del monto de la inversión¹⁸ es de 6.26 millones de dólares, el flujo de salmuera 1,620,000 L/h con una producción de 3.5 GWh al año y el precio al que es vendido cada kWh CFE es de \$2.78.(CFE, 2020).

Para el análisis de cada una de las variables mencionadas se mantuvieron constantes las demás con el fin de identificar el efecto de una sola.

¹⁸ El monto de inversión considera el costo del equipo y del terreno. Este monto de inversión es usado para el cálculo de mantenimiento y costos laborales.

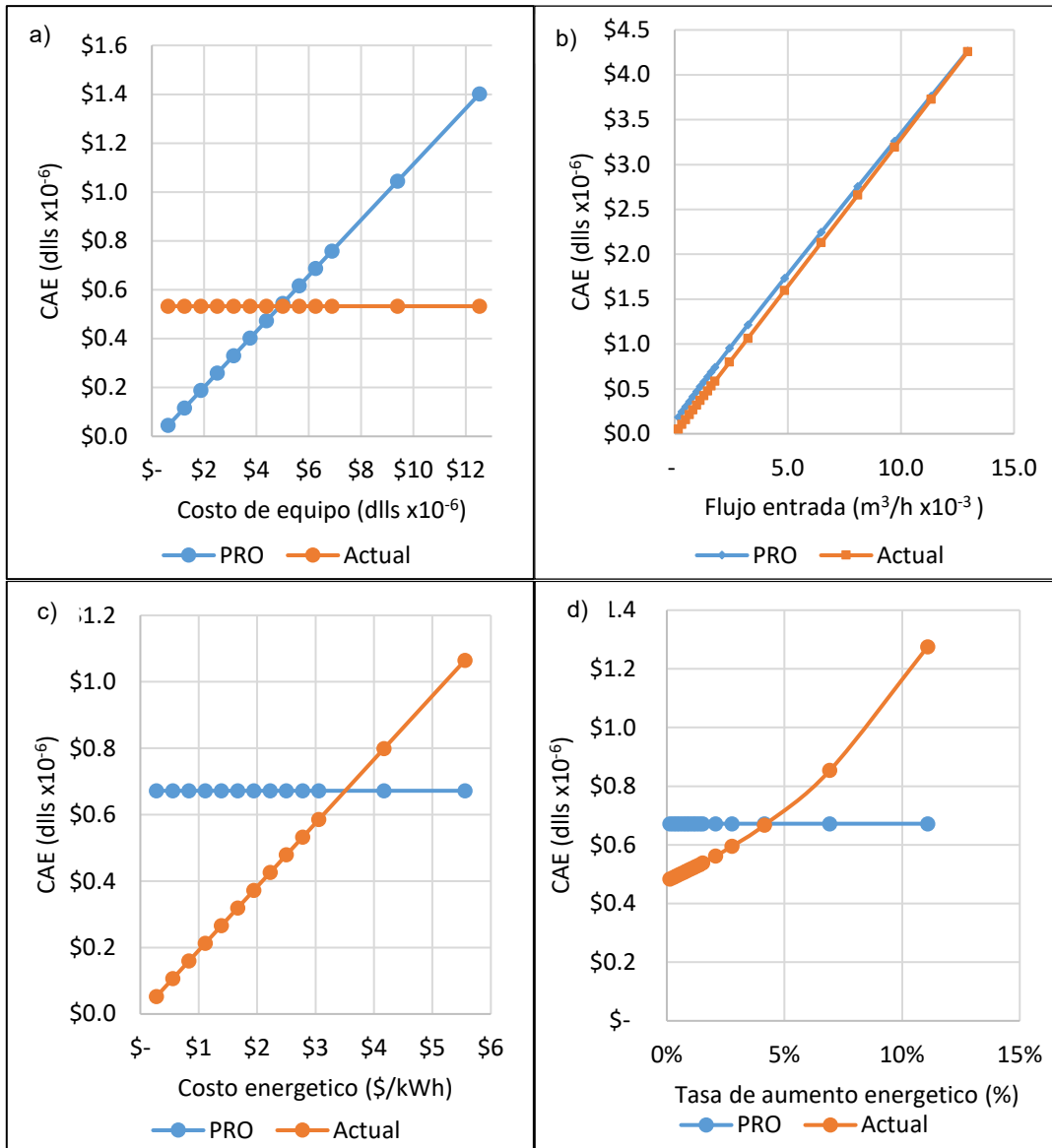


Figura 3-1. Variación del CAE. a) en función del costo del equipo. b) en función del flujo de salmuera. c) en función del costo actual por kWh. d) en función de la tasa anual de aumento del precio por kWh.

En la Figura 3-1 a) se puede observar que el costo de instalación no afecta al CAE de la situación actual. En cuanto al CAE del proceso PRO aumenta linealmente con el monto de inversión. En el caso de inversión en equipos los resultados indican que después de 5 millones de dólares es menor el pago a CFE por la energía eléctrica que la construcción de una planta PRO.

En la Figura 3-1 b) es posible observar que tanto el CAE del PRO como de la situación actual son directamente proporcionales al flujo y presentan una tendencia lineal. Los resultados sugieren que si existe un límite mínimo de flujo de entrada para que el proceso sea viable económicamente, pasando ese límite cualquier cambio en dicho flujo se verá reflejado en mayor medida en la relación CAE PRO/CAE actual, valor que indica que tan favorable es el proceso. Para los valores del caso base aquí estudiado el límite mínimo es de 10 000 m³/h.

Los resultados de variar el costo actual por kWh se muestran en la Figura 3-1 c). Donde se puede observar que el CAE del PRO es menor al de la situación actual a partir de 3.5 \$ por kWh, valor que sirve como parámetro para definir el lugar donde se podría instalar el proceso PRO. Esta cifra es conocida como el costo nivelado de energía, o LCOE por sus siglas en inglés (Levelized Cost of Energy), y representa en cuanto se debería de vender cada kWh producido a través del sistema en cuestión, para que las ganancias por dichas ventas cubran la totalidad de las inversiones necesarias para implementar la planta PRO.

En la Figura 3-1 d) se puede observar un crecimiento exponencial al CAE de la situación actual respecto a la tasa de aumento por kWh, mientras que el CAE del PRO no es afectado por dicha variación. También se puede observar que a partir de una tasa anual de 4% el CAE para el proceso PRO es menor, lo que indica que es viable financieramente. La diferencia entre el CAE del proceso PRO y el del sistema actual es proporcional a la tasa de aumento del kWh, es decir, entre mayor sea el incremento anual en el costo del kWh mayor será el ahorro que se tenga con un sistema de generación PRO.

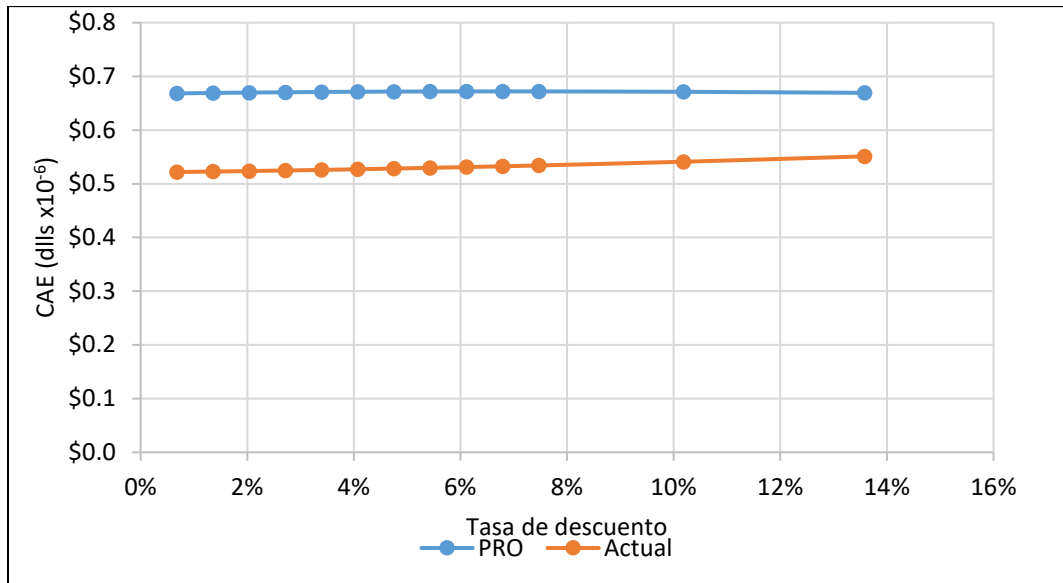


Figura 3-2. Variación del CAE de la situación actual y de la instalación del proceso PRO en función de la tasa de descuento.

El último análisis se hizo sobre la tasa de descuento o de oportunidad. Se puede observar que a menor tasa de descuento la diferencia entre CAE es mayor; sin embargo, a tasas menores al 15% el costo de una planta PRO es mayor al del costo de compra de energía con CFE.

Si bien la tasa de descuento modifica los valores presentes de inversión de ambas opciones, al anualizar esos valores, el CAE resultante es prácticamente constante. Razón por la cual la tasa a la que pueda hacer crecer su dinero un inversionista, en este caso, no es factor para determinar si el proyecto es viable o no.

En resumen, para que una planta PRO que produzca 3.5 GWh al año sea viable, el análisis financiero mostró como límite máximo de inversión en equipo 5 millones de dólares. Para poder competir el precio por kWh en el lugar donde sería instalada mínimo debe de ser \$3.5. La tasa de aumento anual en el costo no menor a 4.5%.

También se demostró que es una economía de escala, siendo la cantidad mínima de salmuera para que el proceso sea factible 10 000 m³/h.

El análisis financiero del proceso con calentadores solares no se realizó, ya que debido a que el costo de instalación reportado por IRENA (2015) de paneles solares

que cubrieran la carga térmica necesaria para aumentar la temperatura del total de las corrientes era cercano a 18.5 millones de dólares, monto que representa el 300% de la inversión del proceso en BCS sin paneles. Por lo que se descarta la instalación de paneles para aumentar la potencia neta por el alto costo que representaría.

Tampoco se hizo el análisis financiero del proceso con membranas en serie debido a que el costo en equipos (membranas y tanques a presión) casi se duplica, provocando un costo de 17.1 millones de dólares para la instalación en el proceso PRO. Esto provoca que a pesar del aumento de energía neta a 4.9 GWh al año no sea competitivo el proceso.

3.2 Condiciones necesarias para hacer rentable el esquema PRO

En la sección anterior el esquema PRO se asumió como un complemento para la adquisición de energía, que si bien en el caso de BCS es menor el gasto que representa a comparación de comprar energía a CFE, sigue representado gastos, es decir, pérdidas.

En esta sección se calculó la energía que debería ser producida por membrana para llegar al punto de equilibrio entre inversiones y ganancias.

Utilizando como caso base la instalación de una planta PRO que utilice la salmuera de rechazo de plantas de desalinización en BCS, se calculó la energía que debería de producir cada membrana para que los CAE de la situación actual y el de la instalación de una planta PRO sean iguales, la variación de dichos costos en función de la potencia ofrecida por cada membrana se muestra en la Figura 3-3.

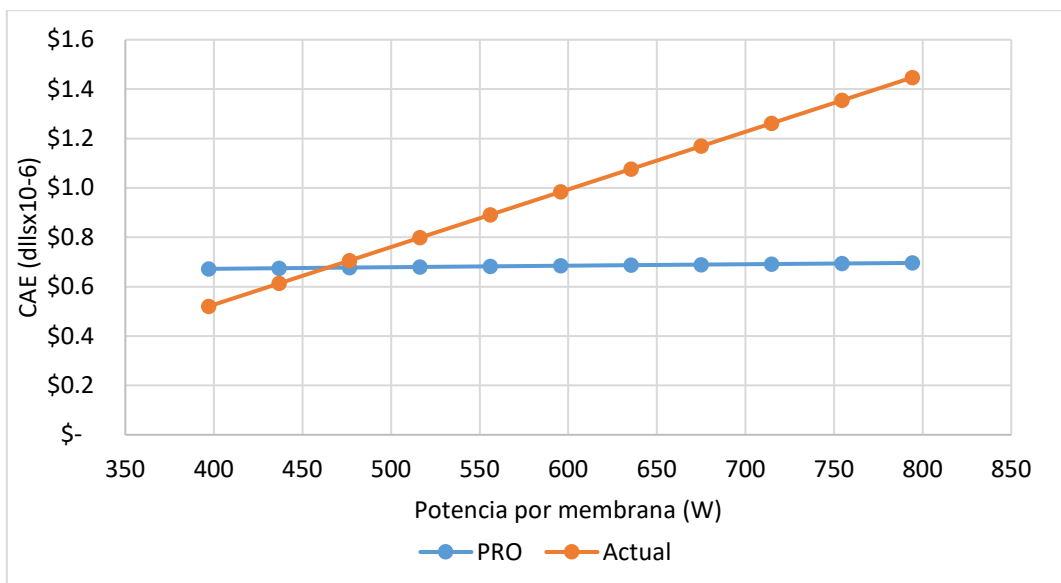


Figura 3-3. CAE vs Potencia por membrana.

Es posible observar que se necesitan producir 470 W por membrana para que los costos de comprar energía sean iguales a la inversión necesaria para el proceso PRO. Este incremento de potencia representa el 19% de lo que se calculó en la sección anterior puede generar una membrana con los datos utilizados para la simulación. Sin embargo, los 470 W por membrana generarían el 32% de la energía teórica calculada, es decir, es posible termodinámicamente.

3.3 Análisis de resultados

La herramienta aquí desarrollada es capaz de evaluar la potencia obtenida de un proceso de mezclado PRO. Como datos de entrada, la rutina necesita la permeabilidad de agua, de sal, el factor estructura de la membrana, así como el flujo máximo permitido. También son necesarias las concentraciones de las corrientes a mezclar, por lo que es primordial el estudio específico del sitio donde se piensa instalar la planta.

En cuanto a las características de la membrana se pudo observar que el factor estructura guarda una relación inversamente proporcional al flux, volviendo deseable minimizar este valor. En cuanto a la permeabilidad al agua existe un valor óptimo para un factor estructura dado.

Si bien los resultados obtenidos muestran que la instalación de una planta de potencia PRO no es viable, los costos anualizados de la planta PRO son cercanos a los costos de la compra de energía en BCS. Estos resultados se pueden volver más precisos contando con la información completa de la membrana a utilizar. En esta misma línea el estudio financiero puede mejorar con la cotización de terrenos en el estado, mano de obra, etc, teniendo como posible resultado un escenario viable, financieramente hablando.

Se consideró que la totalidad de la energía producida puede ser vendida, sin embargo, por condiciones ajenas al proyecto, pudiera ocurrir que no hubiera un comprador, por lo que es importante un estudio de mercado local del lugar donde se pretenda instalar la planta. De igual manera aquí se consideró que existe disponibilidad de agua fresca en el lugar de instalación, hecho que debe ser corroborado.

El uso del CAE es otro factor para considerar al momento de interpretar los datos, una de las ventajas del método consiste en que puede utilizarse para elegir dos proyectos con vida útil diferente. En este caso la mayoría de los contratos de las desalinizadoras tiene una duración de 20 años, periodo que coincide con 3 remplazos de membranas, por esta razón se consideró que ambas opciones tenían la misma vida útil.

Sin embargo, un año después de la finalización del contrato las condiciones ambientales o las posibles adecuaciones políticas debido a la escasez de combustibles fósiles, provocaran que no sea posible adquirir con la misma facilidad energía eléctrica con la que se adquiere en la actualidad de un sistema convencional como lo es el de México. Mientras que el uso y desarrollo de las energías renovables va en ascenso. Esto reflejado en el análisis financiero significa una vida útil mayor al proyecto de instalación de una planta PRO, y en la medida que dicha vida útil sea

mayor a la de la energía convencional, en la misma medida el CAE de la energía osmótica será menor.

Aunque se demostró que es una economía de escala, es necesario la instalación de una planta piloto que valide los modelos utilizados para la simulación, ya que los problemas de transferencia se remarcan con la longitud de la membrana.

Un factor importante que vuelve no viable financieramente el proceso PRO es el bajo costo de la energía eléctrica en la República Mexicana, el cual hace que la tecnología PRO todavía no sea competitiva en la mayoría de las zonas costeras. Los resultados obtenidos muestran que el mezclado de agua de mar con agua de río no es viable financieramente ni teniendo un aprovechamiento del 100% de la energía teórica de mezclado. Dependerá de políticas públicas o incentivos a las energías renovables la factibilidad del proyecto.

Por último, cabe agregar que existen lugares como BCS, donde las condiciones se muestran prometedoras para la instalación de la planta utilizando salmuera de desalinizadoras, por lo que creo necesario enfocarse en dichos lugares para el desarrollo de la tecnología PRO.

El desarrollo de la plantas PRO puede encontrar una sinergia importante con la industria de desalinización de agua de mar, disminuyendo su costo operativo en energía y en disposición de salmuera.

4 Conclusiones

A través del estudio bibliográfico se identificó al proceso de ósmosis retardada a presión como el mejor candidato para aprovechar la energía del mezclado de dos corrientes. Para este esquema de generación se desarrolló una herramienta capaz de calcular la potencia obtenida teniendo como objetivo el máximo aprovechamiento del módulo de membranas (equipo clave del proceso).

Las características importantes de la membrana que se identificaron fueron:

- El factor estructura, el cual se comprobó es deseable minimizar sin comprometer la integridad de la membrana.
- La permeabilidad al agua, característica que se demostró, tiene un máximo que al ser sobrepasado disminuye el flujo de agua en la membrana debido al flujo inverso de sal.
- El flujo máximo de salida de la membrana determina la cantidad de membranas necesarias en el proceso, y ya que éstas son las más costosas, se puede decir que determinan la viabilidad económica.

Con características dadas de la membrana los parámetros a optimizar para el proceso de mezclado son:

- El flujo de las corrientes a mezclar, que si bien se puede calcular una fracción de mezclado que maximice la energía libre de Gibbs del mezclado de dos corrientes, esta no toma en cuenta los gastos energéticos y los problemas de transferencia en la membrana. Por lo que fue necesario un proceso de optimización iterativo para encontrar los valores a los cuales la energía obtenida fuera la mayor posible.
- Aumentar la presión disminuye el agua que permea en la membrana, pero aumenta la potencia obtenida por unidad de agua que atraviesa la turbina.

- Las concentraciones de las corrientes a mezclar determinan en gran medida la potencia que se puede obtener del proceso, por lo que es primordial el estudio específico del sitio donde se piensa instalar la planta.
- Los parámetros operacionales óptimos varían dependiendo el número de membranas en serie que se conecten. A pesar del incremento en área que representa la conexión en serie, la pérdida de presión por fricción y el costo de las mismas membranas vuelven inviable el proceso.

Los resultados obtenidos muestran que la instalación de una planta de potencia PRO con mezclado de corriente de mar no es viable financieramente en el río Papaloapan, ni en el Usumacinta-Grijalva, ni en el Coatzacoalcos. Sin embargo, técnicamente hablando la potencia generada es mayor a la que se gasta en los equipos auxiliares, pero dicha potencia no genera el ahorro suficiente para cubrir el gasto en el equipo.

En particular se encontró que, con los supuestos hechos, la instalación de una planta PRO en BCS sin membranas en serie tiene un costo de 6.2 millones de dólares. Esta planta necesitaría 1,620,000 L/h de salmuera de una desalinizadora y 1,170,000 L/h de agua fresca, para producir 3.5 GWh al año. Producción que no cubre el costo del equipo.

La simulación aquí descrita propone la instalación de un módulo de escala real (membrana y tanque) con el cual se podrían corroborar los datos sin necesidad de la instalación de todos los módulos. El proceso PRO puede aprovechar el conocimiento que ya se tiene en la desalinización por ósmosis inversa, tanto en escalamiento como en operación para su correcta ejecución y administración.

En cuanto a la incorporación de paneles solares al proceso para calentar las corrientes, se demostró una mejoría en la potencia obtenida con el aumento de la temperatura. Sin embargo, el estudio financiero mostró que el gasto en equipos solares volvería inviable el proyecto, sin considerar la necesidad de mayor área para la planta.

La escasez de agua en un futuro próximo es una realidad. El proceso PRO aparte de proveer energía puede ayudar indirectamente a solucionar el problema de agua. México tiene la oportunidad de capitalizar la oportunidad que le ofrece su larga línea costera para resolver ambos problemas, por lo que adquiere especial relevancia la validación de modelos como el aquí desarrollado a nivel piloto.

La integración de energía obtenida a través de gradientes salinos a las fuentes de electricidad en México no debe ser descartada, el estudio aquí realizado mostró que existe la posibilidad de mejorar la potencia obtenida en las membranas, termodinámicamente hablando. Lo anterior muestra que, con mayor investigación en membranas, la generación a través de gradiente salino puede ser una opción viable mundialmente.

5 Apéndices

Apéndice I: Equilibrio material

Considerando un sistema con dos disoluciones separadas por una membrana rígida y semipermeable, que sólo permite el paso del solvente, donde de un lado se encuentra una mezcla binaria (soluto-solvente) y del otro solvente puro, la entropía total del sistema se expresa como:

$$S^{sistema} = S^C + S^F \quad (5-1)$$

$$dS^{sistema} = dS^C + dS^F > 0 \quad (5-2)$$

Donde S representa la entropía y los superíndices la fase concentrada y la fresca, respectivamente. La ecuación (5-2) expresa el aumento de entropía en cualquier proceso no reversible.

Como el sistema se encuentra aislado, la energía interna del mismo se mantiene constante, es decir:

$$U^{sistema} = U^C + U^F \quad (5-3)$$

$$dU^{sistema} = dU^C + dU^F = 0 \quad (5-4)$$

Donde U representa la energía interna, la cual para cada una de las fases puede ser expresada como:

$$dU^J = T^J dS^J - P^J dV^J + \sum_i^{nc} \hat{\mu}_i^J dN_i^J \quad (5-5)$$

Donde J e i representan cada una de las fases (concentrada y fresca) y cada uno de los componentes (soluto y solvente), respectivamente.

Despejando de la ecuación (5-5) el cambio de entropía en cada fase se puede expresar como:

$$dS^J = \frac{1}{T^J} dU^J + \frac{P^J}{T^J} dV^J - \sum_i^{nc} \frac{\hat{\mu}_i^J}{T^J} dN_i^J \quad (5-6)$$

Sustituyendo la ecuación (5-6) en la (5-2):

$$dS^{\text{Sistema}} = \sum_J^{nF} \left(\frac{1}{T^J} dU^J + \frac{P^J}{T^J} dV^J - \sum_i^{nc} \frac{\hat{\mu}_i^J}{T^J} dN_i^J \right) \quad (5-7)$$

Realizando la suma en las fases y recordando la condición del sistema aislado y sin reacción ($dU^C = -dU^F$, $dV^C = -dV^F$ y $dN_i^C = -dN_i^F$) se obtiene:

$$dS^{\text{Sistema}} = \left(\frac{1}{T^F} - \frac{1}{T^C} \right) dU^F + \left(\frac{P^F}{T^F} - \frac{P^C}{T^C} \right) dV^F - \sum_i^{nc} \left(\frac{\hat{\mu}_i^F}{T^F} - \frac{\hat{\mu}_i^C}{T^C} \right) dN_i^F \quad (5-8)$$

Si ambas fases del sistema están a la misma temperatura y presión, se eliminan los primeros dos términos de la ecuación (5-8), por lo que resultaría:

$$dS^{Sistema} = -\left(\frac{\hat{\mu}_1^F}{T^F} - \frac{\hat{\mu}_1^C}{T^C}\right) dN_1^F - \left(\frac{\hat{\mu}_2^F}{T^F} - \frac{\hat{\mu}_2^C}{T^C}\right) dN_2^F \quad (5-9)$$

Esta ecuación se utiliza en el capítulo uno para entender las razones por las que permea el disolvente hacia el lado con mayor concentración.

Apéndice II: Presión osmótica

En un sistema aislado con embudos movibles en él hay solvente puro y una disolución separadas por una barrera rígida semipermeable, el solvente fluirá hasta que la presión de la cámara del lado izquierdo detenga el movimiento, el cambio en la presión inicial (P') hasta la que detiene dicho movimiento de las partículas del solvente se conoce como presión osmótica.

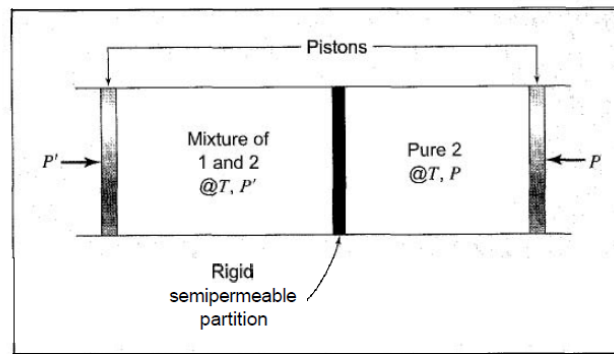


Figura 5-1. Sistema aislado con barrera semipermeable

En el equilibrio la fugacidad del solvente en cada fase es igual, es decir:

$$\hat{f}_2(T, P + \pi, x_2) = f_2(T, P) \quad (5-10)$$

Donde π es la presión osmótica, el subíndice dos representa el solvente, el lado izquierdo de la igualdad es el coeficiente del solvente en la mezcla, y el lado derecho el coeficiente del solvente puro.

De acuerdo con (Smith, 2001) para calcular la fugacidad de la mezcla se puede utilizar la identidad:

$$\hat{f}_2(T, P + \pi, x_2) = f_2(P) \frac{\hat{f}_2(T, P, x_2)}{f_2(P)} \frac{\hat{f}_2(T, P + \pi, x_2)}{\hat{f}_2(T, P, x_2)} \quad (5-11)$$

Donde el primer coeficiente es:

$$\frac{\hat{f}_2(T, P, x_2)}{f_2(P)} = \gamma x_2 \quad (5-12)$$

Siendo γ el coeficiente de actividad. El segundo coeficiente de la ecuación (5-11) es el factor de Poynting, que representa el efecto del cambio de la presión en la fugacidad del solvente en la mezcla, es decir:

$$\left(\frac{\delta \ln \hat{f}_i}{\delta P} \right)_{T,N} = \frac{1}{RT} \left(\frac{\delta \hat{\mu}_i}{\delta P} \right)_{T,N} \quad (5-13)$$

El segundo factor de la ecuación (5-13) se puede sustituir utilizando la relación de Maxwell siguiente:

$$\left(\frac{\delta \hat{\mu}_i}{\delta P} \right)_{T,N} = \left(\frac{\delta V}{\delta N_i} \right)_{P,T,N_{j \neq i}} = \bar{V}_i \quad (5-14)$$

Donde \bar{V}_i es el volumen molar. Por lo que el factor de Poynting resulta:

$$\frac{\hat{f}_2(T, P + \pi, x_2)}{\hat{f}_2(T, P, x_2)} = \exp \int_P^{P+\pi} \frac{\bar{V}_2}{RT} dP \quad (5-15)$$

Sustituyendo la ecuación (5-15) y la (5-12) en la (5-11) se obtiene:

$$\hat{f}_2(T, P + \pi, x_2) = f_2(P) \gamma x_2 \exp \int_P^{P+\pi} \frac{\bar{V}_2}{RT} dP \quad (5-16)$$

Por último la ecuación (5-16) se puede simplificar con la condición del equilibrio de la ecuación (5-10).

$$\int_P^{P+\pi} \frac{\bar{V}_2}{RT} dP = -\ln(\gamma x_2) \quad (5-17)$$

Para electrolitos fuertes la ecuación (5-17) es:

$$\int_P^{P+\pi} \frac{\bar{V}_2}{RT} dP = -\ln(\gamma x_2^v) \quad (5-18)$$

Si despreciamos el efecto de la presión en el volumen molar del soluto, disolución ideal se obtiene:

$$\pi = -\frac{vRT}{V_2} \ln(x_2) \quad (5-19)$$

En función de la fracción molar del soluto:

$$\pi = -\frac{vRT}{V_2} \ln(1 - x_1) \approx \frac{vRT}{V_2} x_1 \quad (5-20)$$

Por último, si se desprecia el volumen molar del soluto en la disolución y se escribe la presión osmótica en función de la concentración se obtiene:

$$\pi = vRTC_1 \quad (5-21)$$

La expresión para el cálculo de la presión osmótica en función de las concentraciones es relativamente sencilla y sirve para el análisis del proceso PRO.

Apéndice III: Energía libre de Gibbs de mezclado

La energía obtenida del mezclado de dos disoluciones se puede calcular restando la suma de la energía libre de Gibbs de cada una de las disoluciones mezcladas a la energía libre de Gibbs de la mezcla, (Ramon et al., 2011) es decir:

$$\Delta G_{mix} = \Delta G_m - (\Delta G_c + \Delta G_f) \quad (5-22)$$

Donde el subíndice *c* representa la corriente concentrada, *f* la corriente fresca, y *m* la mezcla. En términos de potencial químico la energía libre de Gibbs puede expresarse como:

$$G = \sum_i \hat{\mu}_i n_i \quad (5-23)$$

Donde $\hat{\mu}_i$ y n_i es el potencial químico en la mezcla y el número de moles en disolución del componente *i*, respectivamente.

El potencial químico de un electrolito fuerte en mezcla (como la sal), (Prausnitz, Lichtenthaler, & de Azevedo, 1998) se puede expresar como:

$$\hat{\mu}_i = \mu_i^0 + RT \left[\ln(y_i x_i)^{\nu} \right] \quad (5-24)$$

Donde μ_i^0 es el potencial de la especie pura en condiciones estándar, R la constante de los gases, T la temperatura absoluta, x_i la fracción molar, γ_i el coeficiente de actividad del compuesto i en la disolución, y V el número de iones en los que se disocia el electrolito.

Sustituyendo la ecuación (5-24) en la ecuación (5-23) y simplificando los términos del potencial de referencia, se obtiene:

$$\Delta G_{mix} = \sum_i \left\{ \begin{array}{l} (n_{i,c} + n_{i,d}) RT \ln \left[\ln(\gamma_{i,m} x_{i,m})^V \right] \dots \\ \dots - \left[n_{i,c} RT \left[\ln(\gamma_{i,c} x_{i,c})^V \right] + n_{i,f} RT \left[\ln(\gamma_{i,f} x_{i,f})^V \right] \right] \end{array} \right\} \quad (5-25)$$

Donde el primer subíndice i representa el soluto y el solvente de la mezcla, y el segundo subíndice las dos fases de la mezcla (f : fresca y c : concentración).

En términos de concentración ($C_{i,j} = \frac{n_{i,j}}{V_j}$) la ecuación (5-25) es:

$$\Delta G_{mix} = vRT \sum_i \left\{ \begin{array}{l} c_{i,m} V_m \ln(\gamma_{i,m} x_{i,m}) \dots \\ \dots - \left[c_{i,c} V_c \ln(\gamma_{i,c} x_{i,c}) + c_{i,f} V_f \ln(\gamma_{i,f} x_{i,f}) \right] \end{array} \right\} \quad (5-26)$$

Desarrollando la suma de la ecuación (5-26) para un sistema de dos componentes (agua y sal):

$$\Delta G_{mix} = vRT \left\{ \begin{array}{l} c_{1,m} V_m \ln(\gamma_{1,m} x_{1,m}) + c_{2,m} V_m \ln(\gamma_{2,m} x_{2,m}) \dots \\ - \left[c_{1,c} V_c \ln(\gamma_{1,c} x_{1,c}) + c_{1,f} V_f \ln(\gamma_{1,f} x_{1,f}) \right] \dots \\ - \left[c_{2,c} V_c \ln(\gamma_{2,c} x_{s,c}) + c_{2,f} V_f \ln(\gamma_{2,f} x_{2,f}) \right] \end{array} \right\} \quad (5-27)$$

Donde los subíndices 1 y 2 representan la fracción molar del agua y de la sal, respectivamente.

La ecuación (5-27) se puede simplificar por el hecho de que la concentración de sal en las disoluciones es baja, lo que provoca que la fracción molar de agua sea cercana a la unidad, y por ende, los términos logarítmicos sean cero (Chiesa, 2015).

A bajas concentraciones, también se puede despreciar la contribución volumétrica de la sal, por lo que su fracción molar puede ser expresada como:

$$x_s \approx c_s \overline{V}_W \quad (5-28)$$

Donde \overline{V}_W es el volumen molar del agua.

Con las suposiciones hechas la ecuación (5-27) se obtiene:

$$\Delta G_{mix} = vRT \left[c_{1,m} V_m \ln(\gamma_{1,m} c_{1,m}) - c_{1,c} V_c \ln(\gamma_{1,c} c_{1,c}) - c_{1,f} V_f \ln(\gamma_{1,f} c_{1,f}) \right] \quad (5-29)$$

Por último, si se asume comportamiento ideal (coeficiente de actividad igual a uno) y se divide la ecuación (5-29) entre el volumen de la mezcla se obtiene:

$$\frac{\Delta G_{mix}}{V_m} = vRT \left[c_{1,m} \ln(c_{1,m}) - \frac{V_c}{V_m} c_{1,c} \ln(c_{1,c}) - \frac{V_f}{V_m} c_{1,f} \ln(c_{1,f}) \right] \quad (5-30)$$

La ecuación (5-30) expresa la energía que se puede obtener por metro cúbico de mezcla. También es conveniente definir la variable fracción volumétrica de agua fresca en el proceso (Straub, 2017), que como su nombre lo indica es el volumen de agua fresca, entre el volumen total de la mezcla:

$$\phi = \frac{V_f}{V_m} \quad (5-31)$$

Sustituyendo la ecuación (5-31) en la ecuación (5-30), y asumiendo que los volúmenes son aditivos se obtiene:

$$\frac{\Delta G_{mix}}{V_M} = vRT \left[C_{1,M} \ln(C_{1,M}) - (1-\phi)C_{1,C} \ln(C_{1,C}) - \phi C_{1,F} \ln(C_{1,F}) \right] \quad (5-32)$$

El cálculo de la fracción óptima para el mezclado de dos corrientes de agua en un proceso reversible se obtiene derivando la ecuación (5-32) en función de dicho parámetro, es decir:

$$\frac{\delta}{\delta\phi} \left(\frac{\Delta G_{MIX}}{V_M} \right) = 0 \quad (5-33)$$

Es importante recordar que la concentración de la mezcla resultante también es función de la fracción y se puede calcular con un balance de masa:

$$C_M = (1-\phi)C_C + \phi C_F \quad (5-34)$$

Realizando algebra y despejando ϕ de la derivada de la ecuación (5-33) se obtiene:

$$\phi^* = \frac{\exp\left(\frac{C_C \ln C_C - C_F \ln C_F}{C_C - C_F} - 1\right) - C_C}{C_F - C_C} \quad (5-35)$$

Sustituyendo la ecuación (5-35) en la ecuación (5-32) se obtiene la expresión para calcular la energía máxima extraíble del proceso de mezclado en función de las concentraciones de las dos corrientes de agua iniciales:

$$\frac{\Delta G^*}{V_M \nu RT} = \frac{C_C C_F}{C_C - C_F} \left[\ln(C_{1,C}) - \ln(C_{1,F}) - \exp\left(\frac{C_C \ln C_C - C_F \ln C_F}{C_C - C_F} - 1\right) \right] \quad (5-36)$$

Las ecuaciones (5-35) y (5-36) sirven para calcular valores esenciales para el balance de materia y energía global del sistema a diseñar, respectivamente.

Apéndice IV: Optimización numérica

La interpolación cuadrática utiliza un polinomio de segundo grado para aproximar el máximo de una función.

De acuerdo con Chapra et al. (2007) si se tienen tres puntos por los cuales pasa una parábola, existe un cuarto punto en el cual existe un máximo en la función, como se muestra en la Figura 5-2.

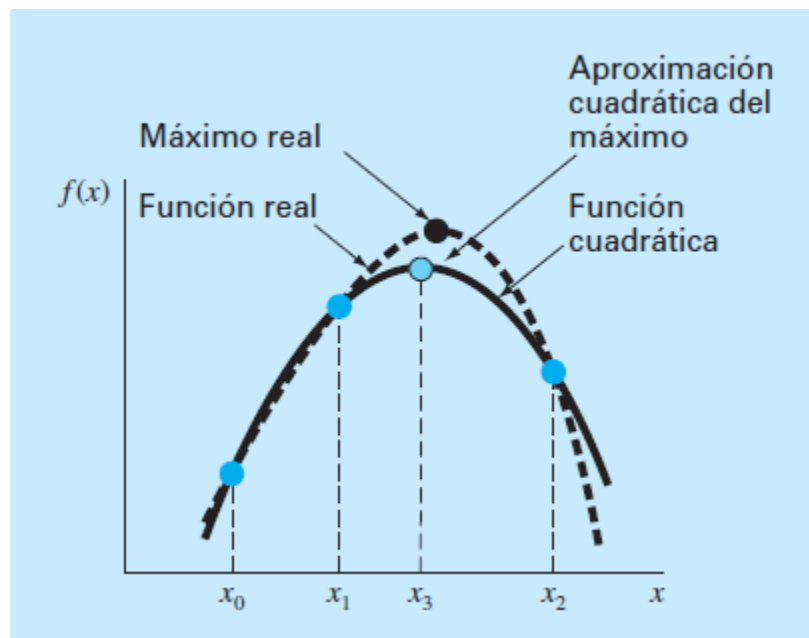


Figura 5-2. Representación de interpolación cuadrática.

El método de optimización a través de interpolación cuadrada consiste en ajustar una parábola a los primeros tres puntos con un polinomio de LaGrange de segundo grado:

$$f(x_3) = f(x_0) \frac{(x_3 - x_1)(x_3 - x_2)}{(x_0 - x_1)(x_0 - x_2)} + f(x_1) \frac{(x_3 - x_0)(x_3 - x_2)}{(x_1 - x_0)(x_0 - x_2)} \dots$$

$$\dots + f(x_2) \frac{(x_3 - x_0)(x_3 - x_1)}{(x_2 - x_0)(x_2 - x_1)} \quad (5-37)$$

Para encontrar el valor crítico de la parábola, la deriva de la ecuación (5-37) se iguala a cero y se despeja la variable independiente, obteniendo:

$$x_3 = \frac{f(x_0)(x_1^2 - x_2^2) + f(x_1)(x_2^2 - x_0^2) + f(x_2)(x_0^2 - x_1^2)}{2f(x_0)(x_1 - x_2) + 2f(x_1)(x_2 - x_0) + 2f(x_2)(x_0 - x_1)} \quad (5-38)$$

Donde x_0 , x_1 , x_2 son los valores iniciales, y x_3 es el valor de x que corresponde al valor máximo del ajuste cuadrático para los valores iniciales. La nueva x sirve para acotar el intervalo donde se está buscando el máximo de la función, existen cuatro posibles escenarios:

- Si $x_3 > x_2$, entonces $x_0 = x_1$, $x_1 = x_2$ y $x_2 = x_3$
- Si $x_1 < x_3 < x_2$, entonces $x_2 = x_3$
- Si $x_0 < x_3 < x_1$, entonces $x_2 = x_1$ y $x_1 = x_3$
- Si $x_3 < x_0$, entonces $x_0 = x_3$, $x_1 = x_2$ y $x_2 = x_3$

Este proceso se repite hasta que la x resultante no cambie más del 1% respecto al valor anterior, ni el valor de la función evaluada en dicha x .

El método de interpolación cuadrada se prefirió a otros, debido a que no es necesario la derivada de la función. Las ecuaciones que simulan la transferencia de masa son implícitas y si se derivan las ecuaciones resultantes tendrían derivadas

parciales. Esto causaría el incremento en la complejidad de resolver un solo elemento de la membrana, y debido a que para cada punto calculado de la función es necesario resolver cien ecuaciones por cada metro de membrana las n veces que se tenga que iterar para conseguir el balance de masa multiplicadas por las iteraciones necesarias para conseguir el flujo máximo de la membrana, se prefirió el método que facilitara el cálculo.

El método de búsqueda univariada consiste en trabajar sólo con una variable a la vez, para mejorar la aproximación, mientras las otras se mantienen constantes. La representación de este método se muestra en la Figura 5-3.

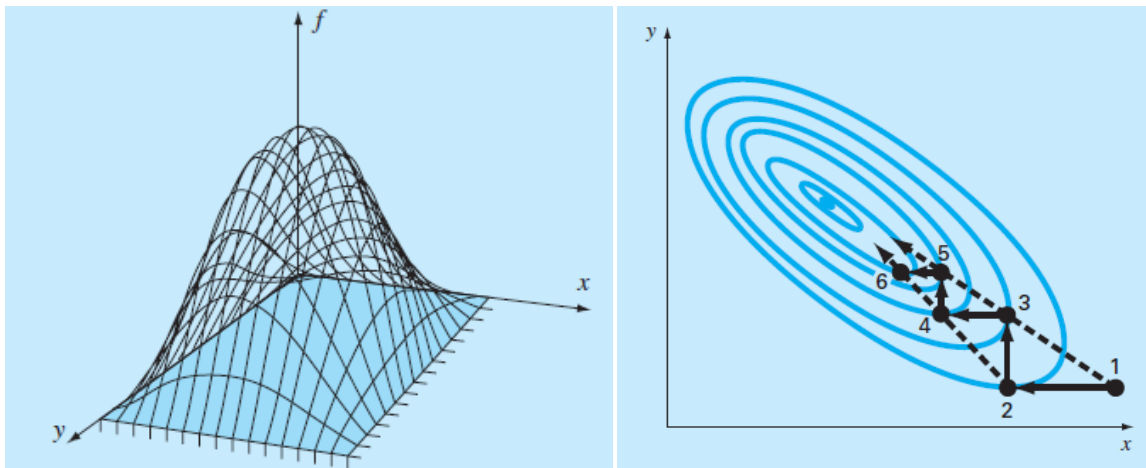


Figura 5-3: Búsqueda univariada.

Las líneas azules son curvas de nivel de una función en tres dimensiones, a través de la búsqueda univariada se evalúa a un valor dado de “y” para encontrar el valor de “x” en el que la función tenga un máximo. Luego se mantiene constante el valor de “x” para encontrar el valor de “y” en el que la función tenga un máximo. Este proceso se repite hasta encontrar el máximo global.

Para el proceso PRO se trabajó en primera instancia con la diferencia de presión hidráulica entre ambos lados de la membrana, se calcularon tres puntos iniciales a 15, 20 y 30 bar, con una fracción inicial de mezclado de 0.5, con el fin de encontrar

el valor óptimo de presión. Obtenido el valor de presión se calculaba la potencia neta con este valor a fracciones de 0.4, 0.5 y 0.6, obteniendo valor óptimo de fracción. Este proceso se repetía las veces necesarias hasta que el valor de potencia neta obtenida no variara más del 1%, si no se cumplía con la tolerancia la siguiente iteración para presión óptima utilizaba como estimados iniciales la presión y fracción óptimas, ambas calculadas en la iteración anterior.

Apéndice V: CAPM

De acuerdo con Figueroa (1997) “una de las variables que más influye en el resultado de la valuación de una empresa es el costo de oportunidad (tasa de descuento) que se emplea en la actualización de los flujos de efectivo”.

Esta tasa de descuento representa la rentabilidad mínima que debe tener un proyecto para que un inversionista en particular se interese en dicho proyecto. Para determinar el costo de oportunidad se utiliza el modelo de valuación de activos de capital (CAPM) donde se cuantifica la variabilidad en la rentabilidad de una inversión. Esto se logra clasificando el riesgo en no sistemático y sistemático. El riesgo no sistemático se puede disminuir diversificando la inversión en varias empresas, mientras que el sistemático es propio del mercado de un país.

El costo del capital propio es calculado como:

$$R = R_F + \beta(R_M - R_F) \quad (5-39)$$

Donde R es el rendimiento esperado de la inversión. R_F la tasa libre de riesgo, R_M el rendimiento del mercado, . Por último β mide la respuesta de un valor a los movimientos en el portafolio del mercado, y está definida como:

$$\beta = \frac{\text{Cov}(R_i, R_M)}{\sigma^2(R_M)} \quad (5-40)$$

Donde el numerador expresa la covarianza del rendimiento del activo “i” y el rendimiento del portafolio de mercado, y el denominador la varianza del mercado.

Existen publicaciones especializadas que miden la beta por sectores productivos, para el caso de la tesis se utilizaron datos reportados por Aswath Damodaran (2021).

Los bonos del tesoro a largo plazo son de 0.93% y fueron tomados como la tasa libre de riesgo, mientras que el rendimiento del mercado fue de 5.65%. Por el sector energético se reporta una beta desapalancada de 0.98, lo que resulta en un CAPM de 5.56%. A dicha tasa se le tiene que aumentar el riesgo país que es de 3.57%¹⁹ para México, aunado a esto es necesario expresarla en términos reales por lo que el CAPM final es de 7.53%.

Sin embargo, el proyecto puede ser considerado también como parte del sector de energías renovables, para el cual la beta es de 0.67, que, teniendo las consideraciones explicadas en el párrafo anterior, resulta en una tasa de 6.06% real.

Para el análisis financiero se ocupó un promedio de ambas tasas mencionadas, el cual es 6.79%.

La tasa resultante se utilizó para la valuación de plantas de ósmosis a presión retardada. Es importante resaltar que todas las tasas utilizadas para los flujos de efectivo y el cálculo de la propia tasa de descuento están en términos reales.

Sin embargo, la fiabilidad de la tasa calculada está limitada a la cantidad de información disponible. Por lo que en los análisis financieros se decidió variar dicha tasa de descuento.

¹⁹ Recuperado el 9/ene/2021 de: <https://www.gob.mx/shcp%7Cgacetaeconomica/articulos/103718#:~:text=El%20riesgo%20pa%C3%ADs%20de%20M%C3%A9xico%2C%20medido%20a%20trav%C3%A9s%20del%20C3%8Dndice,4%20de%20marzo%20de%202020.&text=Se%20expresa%20en%20puntos%20base,pb%3D1%20punto%20porcentual>.

6 Referencias

- Acuña, D. R., Arvid. (2015). Blue Energy: Salinity Gradient Power in Practice.
- Achilli, A., Prante, J. L., Hancock, N. T., Maxwell, E. B., & Childress, A. E. (2014). Experimental results from RO-PRO: a next generation system for low-energy desalination. *Environ Sci Technol*, 48(11), 6437-6443. doi: 10.1021/es405556s
- Al Bazed, G. A., El-Sayed, M., & Amin, M. (2016). Comparison between reverse ósmosis desalination cost estimation trends. *The Journal of Scientific and Engineering Research*, 3(5), 56-62.
- Bartolomé, O. L., García. (2019). Improving the performance of reverse osmosis desalination process with pressure retarded osmosis.
- Bazhin, N. M., & Parmon, V. N. (2019). Hydroosmotic pressure. *Доклады Академии наук*, 484(1), 52-55. doi: 10.31857/s0869-5652484152-55
- Bazúa, E. (1999). Notas del curso equilibrio físico.
- Broglioli, D., La Mantia, F., & Yip, N. Y. (2018). Thermodynamic analysis and energy efficiency of thermal desalination processes. *Desalination*, 428, 29-39. doi: 10.1016/j.desal.2017.11.010
- Broglioli, D., La Mantia, F., & Yip, N. Y. (2019). Energy efficiency analysis of distillation for thermally regenerative salinity gradient power technologies. *Renewable Energy*, 133, 1034-1045. doi: 10.1016/j.renene.2018.10.107
- Campana, F., Bianchi, M., Branchini, L., De Pascale, A., Peretto, A., Baresi, M., . . . Vescovo, R. (2013). ORC waste heat recovery in European energy intensive industries: Energy and GHG savings. *Energy Conversion and Management*, 76, 244-252. doi: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2013.07.041>
- CEMIE-Océano. (2017). Boletín de difusión de las actividades del Centro Mexicano de Innovación en Energía: Océano. 1, 2.
- CFE. (2020). Recuperado el 23/06/2020, de <https://app.cfe.mx/Aplicaciones/CCFE/Tarifas/TarifasCREIndustria/Tarifas/DemandalIndustrialSub.aspx>
- Cueto León, J. X., Zamora Ramos, S., & Calderón Álvarez, J. (2020). Multimedia «Cambio climático, retos y desafíos: un medio de enseñanza para la educación ambiental». *Revista Cubana de Educación Superior*, 39.
- Chapra, S. C., Canale, R. P., Ruiz, R. S. G., Mercado, V. H. I., Díaz, E. M., & Benites, G. E. (2007). *Métodos numéricos para ingenieros (Vol. 5)*: McGraw-Hill México.

Chiesa, P. A., Marco; Giuffrida, Antonio (2015). Blue Energy: Salinity Gradient for Energy Conversion Process Intensification for Sustainable Energy Conversion (pp. 267-298).

de la Lanza-Espino, G. (2001). Características físico-químicas de los mares de México: Instituto de Geografía, UNAM.

Dickson, M. H., & Fanelli, M. (2013). Geothermal energy: utilization and technology.

Enerdata. (2019). Recuperado el 23/05/2020, de <https://datos.enerdata.net/electricidad/datos-consumo-electricidad-hogar.html>

Enríquez, C., Chiappa-Carrara, X., Roldán, M., & Marín-Coria,. (2017). Perspectivas sobre el aprovechamiento energético de los gradientes salinos en las costas mexicanas.

Figuroa, J. (1997). Valuación de empresas para países en desarrollo. (Tesis de Maestría), UNAM.

Greiner, W. N., L.; Stocker, H. (1995). Thermodynamics and Statical Mechanics. 102.

Hall, D. G., Hunt, R. T., Reeves, K. S., & Carroll, G. R. (2003). Estimation of Economic Parameters of US Hydropower Resources. Idaho Falls, ID: Idaho National Laboratory: INEEL/EXT-03-00662. June 2003. <http://www1.eere.energy.gov/water/pdfs....>

Hawkes, A. D., & Leach, M. A. (2007). Cost-effective operating strategy for residential micro-combined heat and power. *Energy*, 32(5), 711-723. doi: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2006.06.001>

He, W., Wang, Y., Mujtaba, I. M., & Shaheed, M. H. (2016). An evaluation of membrane properties and process characteristics of a scaled-up pressure retarded osmosis (PRO) process. *Desalination*, 378, 1-13. doi: 10.1016/j.desal.2015.08.022

Hernández-Fontes, J., Felix, A., Mendoza, E., Rodríguez, Y., & Silva, R. (2019). On the Marine Energy Resources of Mexico. *Marine Science and Engineering*, 7. doi: 10.3390/jmse7060191

IDA. (2017). Recuperado el 2/01/2020, de <https://idadesal.org/international-desalination-association-and-global-water-intelligence-release-new-data-in-30th-worldwide-desalting-inventory/>

IEA. (2018). WORLD ENERGY OUTLOOK 2018. París.

INECC. (2018). Inventario Nacional de Gases y Compuestos de Efecto Invernadero.

IRENA. (2014). Salinity Energy technology brief.

IRENA. (2015). Solar Heat For Industrial Processes.

Jing, L., Gang, P., & Jie, J. (2010). Optimization of low temperature solar thermal electric generation with Organic Rankine Cycle in different areas. *Applied Energy*, 87(11), 3355-3365. doi: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2010.05.013>

Kalogirou, S. A. (2004). Solar thermal collectors and applications. *Progress in Energy and Combustion Science*, 30(3), 231-295. doi: <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2004.02.001>

Kim, Y., Kang, M. G., Lee, S., Jeon, S. G., & Choi, J.-S. (2013). Reduction of energy consumption in seawater reverse osmosis desalination pilot plant by using energy recovery devices. *Desalination and Water Treatment*, 51(4-6), 766-771. doi: 10.1080/19443994.2012.705549

Kleiterp, R. (2012). The feasibility of a commercial osmotic power plant. Delft University of Technology, Delft–The Netherlands.

Kraemer, D., Poudel, B., Feng, H.-P., Caylor, J. C., Yu, B., Yan, X., . . . Chen, G. (2011). High-performance flat-panel solar thermoelectric generators with high thermal concentration. *Nature Materials*, 10(7), 532-538. doi: 10.1038/nmat3013

Lee, K. L., Baker, R. W., & Lonsdale, H. K. (1981). Membranes for power generation by pressure-retarded osmosis. *Journal of Membrane Science*, 8(2), 141-171. doi: [https://doi.org/10.1016/S0376-7388\(00\)82088-8](https://doi.org/10.1016/S0376-7388(00)82088-8)

Lee, S., Choi, J., Park, Y.-G., Shon, H., Ahn, C. H., & Kim, S.-H. (2019). Hybrid desalination processes for beneficial use of reverse osmosis brine: Current status and future prospects. *Desalination*, 454, 104-111. doi: 10.1016/j.desal.2018.02.002

Loeb, S. (2001). One hundred and thirty benign and renewable megawatts from Great Salt Lake? The possibilities of hydroelectric power by pressure-retarded osmosis. *Desalination*, 141(1), 85-91. doi: [https://doi.org/10.1016/S0011-9164\(01\)00392-7](https://doi.org/10.1016/S0011-9164(01)00392-7)

Lu, Y., Hu, Y., Xu, D., & Wu, L. (2006). Optimum design of reverse osmosis seawater desalination system considering membrane cleaning and replacing. *Journal of Membrane Science*, 282(1-2), 7-13. doi: 10.1016/j.memsci.2006.04.019

Lund, H., Möller, B., Mathiesen, B. V., & Dyrelund, A. (2010). The role of district heating in future renewable energy systems. *Energy*, 35(3), 1381-1390. doi: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2009.11.023>

Manzoor, H., Selam, M. A., Abdur Rahman, F. B., Adham, S., Castier, M., & Abdel-Wahab, A. (2020). A tool for assessing the scalability of pressure-retarded osmosis (PRO) membranes. *Renewable Energy*, 149, 987-999. doi: 10.1016/j.renene.2019.10.098

Mehta, G. D., & Loeb, S. (1978). Internal polarization in the porous substructure of a semipermeable membrane under pressure-retarded osmosis. *Journal of Membrane Science*, 4, 261-265. doi: [https://doi.org/10.1016/S0376-7388\(00\)83301-3](https://doi.org/10.1016/S0376-7388(00)83301-3)

Mei, Y., & Tang, C. Y. (2018). Recent developments and future perspectives of reverse electrodialysis technology: A review. *Desalination*, 425, 156-174. doi: [10.1016/j.desal.2017.10.021](https://doi.org/10.1016/j.desal.2017.10.021)

Membranes, F. (2004). Technical manual. The Dow Chemical Company.

Proyectos México. (2020). Recuperado el 07/08/2020, de <https://www.proyectosmexico.gob.mx/>

Nijmeijer, K., & Metz, S. (2010). Chapter 5 Salinity Gradient Energy. In I. C. Escobar & A. I. Schäfer (Eds.), *Sustainability Science and Engineering* (Vol. 2, pp. 95-139): Elsevier.

ONU. (2012). *Energía Sostenible para Todos: un Programa Mundial de Acción*. <https://www.seforall.org/sites/default/files//2014/02/SE4All-Action-Agenda-ESP.pdf>

Oroud, I. M. (1995). Effects of salinity upon evaporation from pans and shallow lakes near the Dead Sea. *Theoretical and Applied Climatology*, 52(3), 231-240. doi: [10.1007/BF00864046](https://doi.org/10.1007/BF00864046)

Ortega, S., Stenzel, P., Alvarez-Silva, O., & Osorio, A. F. (2014). Site-specific potential analysis for pressure retarded osmosis (PRO) power plants – The León River example. *Renewable Energy*, 68, 466-474. doi: [10.1016/j.renene.2014.02.033](https://doi.org/10.1016/j.renene.2014.02.033)

Pan, T., Xu, D., Li, Z., Shieh, S.-S., & Jang, S.-S. (2013). Efficiency improvement of cogeneration system using statistical model. *Energy Conversion and Management*, 68, 169-176. doi: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2012.12.026>

Pérez Díaz, H. (2020). *Determinación del potencial de energía osmótica en ríos de México*. (Tesis de maestría), UNAM.

Prausnitz, J. M., Lichtenthaler, R. N., & de Azevedo, E. G. (1998). *Molecular thermodynamics of fluid-phase equilibria*: Pearson Education.

Ramon, G. Z., Feinberg, B. J., & Hoek, E. M. V. (2011). Membrane-based production of salinity-gradient power. *Energy & Environmental Science*, 4(11), 4423. doi: [10.1039/c1ee01913a](https://doi.org/10.1039/c1ee01913a)

Sahuquillo, S., Muñoz, S., & Pérez, C. (2015). Proyecto Remembrance: recuperación de las membranas de ósmosis inversa al final de su vida útil. *Tecnoaqua*, 16, 6-14.

Schaetzle, O., & Buisman, C. J. N. (2015). Salinity Gradient Energy: Current State and New Trends. *Engineering*, 1(2), 164-166. doi: [10.15302/j-eng-2015046](https://doi.org/10.15302/j-eng-2015046)

- SEGOB. (2018a). DOF: 07/06/2017. de
http://www.dof.gob.mx/nota_detalle_popup.php?codigo=5485833
- SEGOB. (2018b). DOF: 10/04/2018. de
https://dof.gob.mx/nota_detalle.php?codigo=5518766&fecha=10/04/2018
- SEGOB. (2018c). DOF: 12/02/2018. de
http://www.dof.gob.mx/nota_detalle.php?codigo=5512819&fecha=12/02/2018
- SENER. (2013). Prospectiva del Sector Eléctrico 2013-2027.
- SENER. (2017a). Cartera de necesidades de innovación y desarrollo tecnológico. Energía del océano.
- SENER. (2017b). Prospectiva de Energías Renovables 2017-2031.
- SENER. (2020). Recuperado 01/06/2020, de
<https://datos.gob.mx/busca/dataset/precios-medios-de-energia-electrica-por-sector-tarifario>
- Senthilmurugan, S. (2016). Reverse Osmosis–Pressure Retarded Osmosis hybrid system: Modelling, simulation and optimization. *Desalination*, 389, 78-97. doi: 10.1016/j.desal.2016.01.027
- Shaffer, D. L., Arias Chavez, L. H., Ben-Sasson, M., Romero-Vargas Castrillón, S., Yip, N. Y., & Elimelech, M. (2013). Desalination and Reuse of High-Salinity Shale Gas Produced Water: Drivers, Technologies, and Future Directions. *Environ Sci Technol*, 47(17), 9569-9583. doi: 10.1021/es401966e
- Smith, J. V. N., H. ; Abbott, M. (2001). *Chemical Engineering Thermodynamics*. 580-585.
- Soltani, R., & Struchtrup, H. (2019). Modeling and simulation of the dual stage pressure retarded osmosis systems. *Desalination*, 460, 28-40. doi: 10.1016/j.desal.2019.02.010
- Statkraft. (2020). Recuperado 11/08/2020, de
<https://www.statkraft.com/newsroom/news-and-stories/archive/2013/Statkraft-halts-osmotic-power-investments/>
- Stenzel, P., & Wagner, H. (2010). Osmotic power plants: Potential analysis and site criteria. 3rd Int Conf Ocean Energy. Proc, 1-5.
- Straub, A. P. (2017). Membrane-based processes for energy production from salinity gradients and low-grade heat.

Straub, A. P., Deshmukh, A., & Elimelech, M. (2016). Pressure-retarded osmosis for power generation from salinity gradients: is it viable? *Energy & Environmental Science*, 9(1), 31-48. doi: 10.1039/c5ee02985f

Tanioka, A., Kurihara, M., & Sakai, H. (2018). Chapter 12 - Megaton Water System: High Salinity Pressure Retarded Osmosis. In S. Sarp & N. Hilal (Eds.), *Membrane-Based Salinity Gradient Processes for Water Treatment and Power Generation* (pp. 319-334): Elsevier.

USGS. (2020). Recuperado de https://www.usgs.gov/special-topic/water-science-school/science/where-earths-water?qt-science_center_objects=0#qt-science_center_objects

Velo García, E. (2006). Desafíos del sector de la energía como impulsor del desarrollo humano. *Cuadernos Internacionales de Tecnología para el Desarrollo Humano*, 5.

Wateranywhere. (2020). Recuperado 12/09/2020, de <https://wateranywhere.com/membranes/filmtec-dow-ro-membranes/dow-filmtec-industrial-ro-membranes/>

Waterfilter. (2020). Rescuperado 21/07/2020, de <https://waterfilter.net.au/membrane-pressure-vessels/>

Yip, N. Y., Brogioli, D., Hamelers, H. V. M., & Nijmeijer, K. (2016). Salinity Gradients for Sustainable Energy: Primer, Progress, and Prospects. *Environ Sci Technol*, 50(22), 12072-12094. doi: 10.1021/acs.est.6b03448

Yip, N. Y., & Elimelech, M. (2011). Performance limiting effects in power generation from salinity gradients by pressure retarded osmosis. *Environ Sci Technol*, 45(23), 10273-10282. doi: 10.1021/es203197e

Yip, N. Y., & Elimelech, M. (2012). Thermodynamic and energy efficiency analysis of power generation from natural salinity gradients by pressure retarded osmosis. *Environ Sci Technol*, 46(9), 5230-5239. doi: 10.1021/es300060m

Yip, N. Y., & Elimelech, M. (2014). Comparison of Energy Efficiency and Power Density in Pressure Retarded Osmosis and Reverse Electrodialysis. *Environ Sci Technol*, 48(18), 11002-11012. doi: 10.1021/es5029316

Yip, N. Y., Tiraferri, A., Phillip, W. A., Schiffman, J. D., Hoover, L. A., Kim, Y. C., & Elimelech, M. (2011). Thin-film composite pressure retarded osmosis membranes for sustainable power generation from salinity gradients. *Environ Sci Technol*, 45(10), 4360-4369. doi: 10.1021/es104325z

Zhang, S., & Chung, T.-S. (2013). Minimizing the Instant and Accumulative Effects of Salt Permeability to Sustain Ultrahigh Osmotic Power Density. *Environ Sci Technol*, 47(17), 10085-10092. doi: 10.1021/es402690v