



**UNIVERSIDAD MICHOACANA DE
SAN NICOLÁS DE HIDALGO**



**DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**DESALINIZACIÓN DE AGUA MARINA POR PRECIPITACIÓN
EMPLEANDO UN SOLVENTE ORGÁNICO Y ASISTIDA CON
ENERGÍA SOLAR**

Tesis Presentada por:

I.Q. Francisco Daniel Mora Patiño

Para obtener el grado de:

MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA

Asesor: Dr. Agustín Jaime Castro Montoya (FIQ-UMSNH)

RESUMEN

En las últimas décadas más y más países han experimentado problemas de escasez de agua, debido a su creciente demanda y menor disponibilidad causada por la sobreexplotación, la contaminación y el cambio climático. Es por ello que han surgido nuevas alternativas que atienden este problema. La desalinización de agua marina ha probado ser una alternativa fiable y económicamente sustentable. El presente trabajo aborda la problemática de la desalinización de agua marina a través de la implementación de un proceso sustentable, siendo asistido mediante energía solar. La base de operación del proceso es de tipo *batch*, en el cual en una primera etapa se emplea un solvente orgánico (para este caso en particular, acetona), para precipitar las sales disueltas en el agua marina y de esta manera poder acoplar una segunda y tercera etapa, en donde se extraen estas sales por medio de filtración con vacío y en seguida, la acetona es recuperada y reintegrada al proceso a través de una operación de destilación convencional. Finalmente se evalúa el contenido de sales disueltas en el agua al final del proceso así como el contenido de acetona remanente en la misma, y por último se evalúa la pureza de la acetona recuperada, y se elabora un análisis preliminar comparando los panorama económico, energético y ambiental entre los procesos convencionales de desalinización y el proceso de desalinización propuesto, basado en energía renovable.

Palabras Clave: Desalinización, Agua Marina, Energía Solar, Acetona, Destilación

ABSTRACT

Recently more and more countries have experienced water scarcity problems, due to their increasing demands and low availability caused by overexploitation, pollution and climate change. That is why new alternatives have emerged that address this problem. Marine water desalination has proven to be a reliable and economically sustainable alternative. The present work addresses the problem of the desalination of sea water through the implementation of a sustainable process, being assisted by solar energy. The base of operation of the process is batch type, in which in the first stage an organic solvent (for this particular case, acetone) is used to precipitate the dissolved salts in the sea water and in this way to be able to couple a second and third stage, where these salts are extracted by means of vacuum filtration and then the acetone is recovered and reintegrated into the process through a conventional distillation operation. Finally, the content of dissolved salts in the water at the end of the process is evaluated as well as the content of acetone remaining in itself, and by last the purity of the recovered acetone is evaluated, and a preliminary analysis is prepared comparing the economic, energy and environmental relationship between conventional desalination processes and the proposed desalination process based on renewable energy.

Keywords: Desalination, Seawater, Solar Energy, Acetone, Distillation

CONTENIDO

RESUMEN	I
ABSTRACT.....	II
1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1. Desalinización	2
1.2. Desalinización en el mundo	5
1.3. Impacto de la desalinización al medio ambiente	7
1.3.1. <i>Efecto de la salmuera</i>	8
1.3.2. <i>Efecto sobre el suelo</i>	9
1.3.3. <i>Efecto de las emisiones de CO₂</i>	11
1.4. Reducción del impacto ambiental	12
1.4.1. <i>Ahorro energético</i>	12
1.4.2. <i>Desalinización sin emisiones de CO₂</i>	13
1.5. Energías renovables	18
1.5.1. <i>Radiación y energía solar</i>	18
1.6. Procesos de desalinización	20
1.6.1. <i>Procesos de destilación</i>	22
1.6.2. <i>Procesos de membrana</i>	29
1.6.3. <i>Otras tecnologías</i>	31
1.6.4. <i>Sistemas híbridos de desalinización</i>	32
1.7. Panorama económico de la desalinización	34
1.8. Panorama energético de la desalinización	34
2. ANTECEDENTES	35
2.1. Agua Marina	36
2.2. Proceso de desalinización de agua marina por precipitación y asistido con energía solar (DPD)	37
3. JUSTIFICACIÓN	40
4. HIPÓTESIS.....	41
5. OBJETIVO GENERAL	41
6. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	41
7. MATERIALES Y MÉTODOS	42
7.1. Materiales.....	42
7.1.1. <i>Materia prima</i>	42

7.2. Equipo utilizado	42
7.3. Métodos	43
7.3.1. <i>Caracterización de agua marina</i>	43
7.3.1.1. Método para la caracterización de agua marina	43
7.3.2. <i>Identificación de cantidad óptima de acetona en la etapa de precipitación de sales</i>	45
7.3.3. <i>Método para extracción de sales precipitadas</i>	47
7.3.4. <i>Destilación batch convencional asistida con energía solar</i>	48
7.3.5. <i>Simulación de destilación convencional de la mezcla acetona-agua</i> . 49	
7.3.6. <i>Caracterización del agua desalinizada</i>	53
7.3.7. <i>Caracterización de la acetona recuperada</i>	53
7.3.8. <i>Diseño económico-energético de tecnologías de desalinización</i>	54
8. RESULTADOS Y DISCUSIONES	55
8.1. Caracterización de agua marina	55
8.2. Cantidad óptima de acetona en la etapa de filtración y extracción de sales presentes	57
8.3. Resultados de la destilación <i>batch</i> convencional	59
8.4. Resultados de la simulación de destilación convencional de la mezcla acetona-agua	61
8.5. Análisis y caracterización del agua desalinizada	64
8.6. Análisis económico-energético de tecnologías de desalinización	65
9. CONCLUSIONES.....	67
10. LINEAS DE INVESTIGACIÓN Y SUGERENCIAS.....	69
11. BIBLIOGRAFÍA.....	70

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Principales procesos de desalinización	3
Tabla 2. Análisis químico promedio de salinidad en los océanos Pacífico y Atlántico	36
Tabla 3. Solubilidad del NaCl en diferentes solventes.....	37
Tabla 4. Relación entre salinidad del agua de mar, índice de refracción y % Brix.....	44
Tabla 5. Diseño experimental para la etapa de precipitación	45
Tabla 6. Caracterización del agua marina	56
Tabla 7. Resultados para la etapa de precipitación y extracción de sales.....	58
Tabla 8. Resultados del proceso de destilación <i>batch</i>	60
Tabla 9. Resumen de resultados de la destilación <i>batch</i> asistida con energía solar ..	61
Tabla 10. Resultados preliminares de la simulación de la unidad de destilación PIGNAT DVI/3000/S	62
Tabla 11. Resultados finales de la simulación de la unidad de destilación PIGNAT DVI/3000/S	63
Tabla 12. Resultados del análisis de conductividad eléctrica del agua desalinizada..	64
Tabla 13. Resultados del diseño económico-energético de tecnologías de desalinización	66

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Esquema del proceso de flash en múltiple etapa (MSF)	24
Figura 2. Esquema del proceso de destilación de múltiple efecto (MED)	26
Figura 3. Esquema del proceso de compresión de vapor (CV).....	28
Figura 4. Esquema del proceso de osmosis inversa (RO)	30
Figura 5. Diagrama esquemático del proceso de desalinización asistido por energía solar (DPD)	39
Figura 6. Representación física del proceso de precipitación salina por acción de la acetona	46
Figura 7. Sales precipitadas del agua marina por acción de la acetona	46
Figura 8. Proceso de filtración con vacío y extracción de sales	47
Figura 9. Sales extraídas del agua marina.....	47
Figura 10. Diagrama estructural de la unidad de destilación PIGNAT DVI/3000/S	49
Figura 11. Condiciones iniciales de la mezcla acetona-agua.....	51
Figura 12. Condiciones preliminares de operación de la mezcla acetona-agua.....	52
Figura 13. Condiciones finales de operación de la mezcla acetona-agua.....	52
Figura 14. Equipo de titulación Karl Fischer TitroLine.....	54
Figura 15. Gráfico del perfil de extracción de sales	59
Figura 16. Gráfico del perfil de concentración de la destilación <i>batch</i> convencional asistida con energía solar	60
Figura 17. Perfil de conductividad del agua desalinizada	65

1. INTRODUCCIÓN

El agua es el recurso natural más indispensable, directa o indirectamente es necesario su consumo pero al igual su uso en las actividades diarias. A su vez es uno de los recursos más abundantes sobre la Tierra, donde el 97.5% es salina, mientras el 2.5% restante se encuentra como agua dulce. El agua se puede encontrar en el ambiente en sus tres estados físicos, líquido (océanos, mares, lagos, ríos, etc.), sólido (glaciares, nieve, etc.) y gaseoso (vapor de agua). De un 100% de agua dulce en el planeta, 68.7% se encuentra formando los glaciares, el 29.9% se encuentra en acuíferos subterráneos, y únicamente el 0.26% del total se encuentra disponible en lagos y ríos. Lo que hace que el suministro de agua potable sea un problema serio a nivel mundial, así que en los países donde hay escasez, sin duda la solución más adecuada para aliviar esta problemática es la desalinización de agua marina.

Un número de buenas tecnologías probadas ya existen, con ventajas y desventajas haciendo cada una de ellas más apropiadas en lugares específicos. Estas tecnologías pueden clasificarse en dos tipos: térmicas y por membranas. La desalinización térmica involucra evaporación y condensación. Y en la separación por membranas el agua marina se hace pasar por una fase estacionaria la cual retiene las sales. Los procesos térmicos convencionales de desalinización debido a sus altos consumos de energía conllevan un efecto negativo al ambiente, ya que la energía que requieren normalmente es suministrada por la quema de combustibles fósiles. En cambio un proceso el cual acople fuentes alternas como la energía solar, permitirá una producción viable en lo técnico y en lo económico de agua dulce, pero lo más importante es que será capaz de minimizar el impacto ambiental, logrando el objetivo de generación sin quema de hidrocarburos.

1.1. Desalinización

La desalinización es el proceso de eliminar la sal del agua de mar o salobre, obteniendo agua dulce. Para la desalinización se puede tomar agua del mar o bien aguas salobres para su utilización como agua de alimentación (López y Mejías, 2000). Las aguas salobres pueden ser superficiales, subterráneas o puede ser agua residual depurada. Esta agua es sometida a un proceso de permeado o a un proceso de desalinización por evaporación y se obtiene por un lado un agua lista para el consumo (aunque puede que necesite de un postratamiento) y un producto de rechazo que es la salmuera. La salmuera es agua con un alto contenido en sales y se vierte de nuevo al mar. El vertido de la salmuera genera uno de los impactos ambientales de la desalinización más importantes, pues puede causar efectos adversos sobre el medio ambiente, agrediendo el medio marino de no ser vertida del modo adecuado (Sadhvani, 2004).

El desarrollo económico y el aumento de la población han generado que existan graves desequilibrios entre la oferta y la demanda de recursos hídricos. En este sentido, los avances tecnológicos han posibilitado que la desalinización sea un método viable de incrementar la oferta de recursos hídricos, aunque el costo del agua desalinizada es mayor en general que el del resto de recursos. La desalinización de agua de mar ofrece una gran seguridad en cuanto a la disponibilidad de agua ya que no está sujeta a la pluviometría. La mayoría de las plantas instaladas en el mundo usan la ósmosis inversa (Semiat, 2000). Sin embargo, existe un amplio abanico de técnicas que permiten obtener agua dulce a partir de agua marina (Wangnick, 1995). Muchos de los sistemas de desalinización son escasamente utilizados por cuestiones económicas, ya que hay métodos que son muy poco eficientes. Existen sistemas que se han quedado obsoletos, siendo eficientes en el pasado, y hay métodos más eficientes e innovadores que cuentan con pocas plantas debido a que son muy recientes (Martínez, 2003).

En la Tabla 1 se muestran los principales procesos que existen de desalinización, que tipo de energía se utiliza, y en qué consiste (Borja, 2011):

Tabla 1. Principales procesos de desalinización

Separación	Energía	Proceso	Método
Agua de sales	Térmica	Evaporación	Destilación súbita (Flash)
			Destilación multiefecto
			Termocompresión de vapor
			Destilación solar
	Cristalización	Congelación	
		Formación de hidratos	
Filtración y evaporación	Destilación con membranas		
Mecánica	Evaporación	Compresión mecánica con vapor	
	Filtración	Ósmosis inversa	
Sales de agua	Eléctrica	Filtración selectiva	Electrodialisis
	Química	Intercambio	Intercambio iónico

Los procesos térmicos son más naturales. El sol evapora agua del mar, pero la sal no es evaporada con el agua, de modo que se separa el agua de la sal. Cuando se quiere lograr la destilación se baja el punto de ebullición controlando la presión del vapor de agua. Con esto se consigue ahorrar energía para alcanzar el punto de ebullición del agua y también permite adquirir un mayor control de la incrustación o depósito de compuestos. Cada uno de los distintos procesos térmicos de desalinización maneja de un modo distinto el punto de ebullición y/o el control de depósitos de compuestos residuales. En cuanto a los métodos de membrana, lo primero que cabe decir es que son cada vez más empleados debido a su eficiencia energética.

El método de membrana más empleado es la ósmosis inversa, que consiste en el paso de una disolución que contiene diversas sales a través de una membrana permeable a otra de menor concentración. Con un flujo altamente presurizado se puede obtener agua libre de sales. En los procesos de membrana es conveniente emplear un proceso de pretratamiento del agua de alimentación más estricto que en los sistemas térmicos, con el fin de eliminar las sales disueltas, además debe de ser evitada la precipitación de sales así como la proliferación de microorganismos que pueden dañar las membranas. También es necesario un postratamiento con el objeto de estabilizar el agua producida mediante la desinfección y el control del pH (Martínez, 2004).

Los procesos comerciales de desalinización de agua de mar para obtener grandes cantidades de agua desalada son: la Evaporación Flash Multietapa o MSF (Multi Stage Flash), y la Evaporación Multiefecto, o MED (Multi-effect Distillation), (Barker, 2001). Por otro lado, para desalinizadoras de tamaño pequeño y mediano se suele emplear la Compresión de Vapor o CV (Vapor Compresión) y la Ósmosis Inversa o RO (Reverse Osmosis).

A escala mundial, la ósmosis inversa es el proceso de desalinización con un mayor número de plantas. Sin embargo, pese a que la ósmosis inversa es también el sistema que cuenta con una mayor capacidad de producción, cabe decir que mientras que hay diez veces más plantas de este sistema que de destilación flash multietapa (Multi-stage Flash Distillation), el total de agua desalada que proviene de plantas de ósmosis inversa es tan sólo un 10% mayor al de la destilación MSF. Esto es debido a que las plantas de ósmosis inversa, desalan el agua haciendo uso de tubos con membranas que separan agua y sal, pero por mucho que crezca la planta, lo que sucede es que el número de tubos es mayor con lo cual la ósmosis inversa tiene unos rendimientos crecientes a escala muy leves (Martínez, 2004). Con la MSF si existen rendimientos crecientes de escala y por tanto es económicamente eficiente hacer la planta tan grande como sea posible.

El hecho que la desalinización por ósmosis inversa sea más o menos costosa que por evaporación flash de multietapas, depende en buena parte del precio de la energía necesaria para el proceso (Boland y Whittington, 2001). Si se elimina por completo el costo de la energía, entonces la desalinización por MSF es más barata. Existen plantas de MSF que emplean la energía residual de centrales térmicas o nucleares de modo que sus costos económicos son muy reducidos (Flores y col., 2004; Nisan y Dardour, 2007; World Nuclear Association, 2008). La desalinización por membranas y la térmica tienen un elevado consumo energético, siendo mucho mayor en la segunda. A medida que el precio al que la desalinizadora paga la energía disminuye, el sistema térmico es proporcionalmente más eficiente que el de membrana. Las plantas de cogeneración son un caso extremo en el que el precio de la energía es nulo cuando existe energía residual, de modo que el sistema térmico es mucho más eficiente.

1.2. Desalinización en el mundo

Si se observa la evolución en los últimos años de la desalinización como método de obtención de recursos hídricos, no cabe duda de que es una tecnología en auge cuyo uso no para de aumentar. A escala mundial se están llevando a cabo un gran número de proyectos y las mejoras tecnológicas que se han producido en los últimos años han reducido significativamente el costo económico de la desalinización. La reducción del costo de la desalinización se ha dado fundamentalmente en los sistemas de membranas y esto ha sido debido al aumento en la calidad de las mismas y a la mejora y aplicación de sistemas de recuperación de energía cada vez más eficientes.

En diversos países con petróleo abundante en los que se ha estado desalinizando agua mediante sistemas térmicos, ahora se están construyendo plantas de ósmosis inversa y en algunos casos híbridas. Este cambio de orientación se debe a las mejoras técnicas de los sistemas de ósmosis inversa.

Como ejemplo se tiene al país de Argelia que al ser un país seco, existen pocos métodos de incrementar los recursos hídricos dado su nivel de aguas superficiales y subterráneas, no obstante el acceso al mar de este país hace que la desalinización sea el mejor medio para incrementar los recursos hídricos cerca de la costa. Catorce grandes desalinizadoras se han construido en Argelia en los últimos años.

La desalinización es una industria de futuro en cuanto a la construcción de nuevas plantas, ya que las mejoras que se han producido en la eficiencia de este método de obtención de recursos hídricos hacen que sea cada vez más empleado y permiten prever un constante aumento del número de plantas en el mundo. No obstante, es difícil que los costos disminuyan más, ya que se trata de una tecnología madura (Tsur, 2001).

Partiendo de un análisis, se puede concluir que existe un modo más eficiente en costos de desalinizar agua, este consiste en emplear sistemas térmicos vinculados a una central nuclear, térmica (solar) o de refinamiento de petróleo. No obstante esto es muy subjetivo, ya que la eficiencia energética de este sistema es baja si se toma en cuenta la energía que precisa. Otra cosa es que, a causa de que es energía residual no tenga costo alguno, pero el consumo energético de este tipo de plantas sigue siendo elevado. No se puede hablar por tanto de desalinizadoras más eficientes, sino más bien de modos más rentables de abastecerlas energéticamente. Es decir existen desalinizadoras que pese a tener un consumo energético elevado, presentan un costo de explotación reducido a causa de que son abastecidas con energía residual o bien mediante el empleo de energías renovables como la energía solar y la energía eólica, cuyos costos de abastecimiento son prácticamente nulos.

Respecto a la situación actual de la desalinización en el mundo se ve que es fundamentalmente en los países de la Organización de Países Exportadores de Petróleo (OPEP) donde más se emplea la desalinización térmica, no obstante, el proceso dominante en cuanto a la construcción de nuevas plantas es la ósmosis inversa. En todos los países una desalinizadora presenta rendimientos crecientes a escala, no obstante el tratamiento estadístico de los datos en alguna ocasión enmascara este resultado debido a que en la muestra pueden aparecer plantas más grandes que son a la par más antiguas y que por tanto emplean tecnologías menos eficientes y plantas más pequeñas que son más modernas.

Por otro lado, se ha visto que los costos de las plantas se han ido reduciendo a medida que estas son más recientes. Sin embargo los datos no siempre parecen mostrar esta tendencia, esto se debe a que hay países en los que inicialmente se construyeron plantas térmicas muy eficientes en costos dado que trabajaban con calor residual, y posteriormente se construyeron plantas de ósmosis inversa convencionales cuyos costos son mayores. Esto no refleja en ningún caso que en estos países el efecto del progreso técnico sea menor ya que de construirse en la actualidad nuevas plantas que empleasen fuentes de calor residual o fuentes alternas de energía, su eficiencia en costos sería mayor que la de las antiguas (Borja, 2011).

1.3. Impacto de la desalinización al medio ambiente

Los principales efectos ambientales de la desalinización son los derivados del vertido de la salmuera sobre los organismos osmoconformadores, los efectos nocivos sobre los suelos regados con agua desalinizada, las emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera, que se producen al generar la energía necesaria para las plantas desalinizadoras y por último los efectos visuales y auditivos. Estos costos ambientales, deben ser tomados en cuenta tanto como los económicos (Montaño, 2008).

1.3.1. Efecto de la salmuera

En función del proceso de desalinización que se emplee, la salmuera tendrá una mayor o menor concentración de sales. La salmuera que se obtiene del proceso de ósmosis inversa tiene una concentración muy elevada de entre 70 a 90 gramos de sal por litro. En cambio, en la destilación la salmuera resultante tiene una concentración de 50 g/l. Además de la acumulación mayor de sales en el caso de la ósmosis inversa, la salmuera suele tener restos químicos de los productos empleados en el pretratamiento.

El gran impacto de la salmuera afecta a los organismos osmoconformadores que no tienen capacidad de regulación osmótica de la concentración interna de sales, de modo que ésta es prácticamente igual a la externa. La consecuencia es que si el medio de hábitat de estas especies se convierte en hipersalino, estas desaparecen debido a la deshidratación de los tejidos. El hecho de que la salmuera conlleve un impacto negativo al ambiente, conduce a soluciones que reduzcan los efectos de la salmuera (Martínez, 2003):

- 1) Diluyendo la salmuera antes de su vertido.
- 2) Mezclando la salmuera con otras aguas (como podría ser el caso de verterlas en un río para que lleguen diluidas al mar.
- 3) Utilizando canalizaciones o salidas de refrigeración de centrales o conduciendo la salmuera a través de tuberías a zonas marinas sin vegetación.
- 4) Utilizando un hidrodinamismo medio o elevado que facilite su dilución.

Al verter la salmuera al mar, no se le añade sal, tan solo se está devolviendo la que tenía. Sin embargo, hay que verterla de forma tal que se diluya de la manera menos dañina en la masa de agua de mar.

Esta preocupación por los posibles efectos de los vertidos de salmuera sobre la flora y la fauna ha cobrado una gran importancia recientemente. Existen desalinizadoras que funcionan desde hace más de una década, sin experimentar cambios sobre la flora y la fauna. La salinidad máxima tolerable es de 39 g/l. Conociendo la tolerancia máxima de salinidad, se debe estudiar el modo físico de hacer los vertidos de un modo que permita la disolución natural de la salmuera en la propia masa de agua de mar, sin sobrepasar los límites de tolerancia fijados (Fernández y Sánchez, 2003).

Es necesario evaluar económicamente el daño ambiental que corresponde a cada metro cúbico de agua desalinizado, a causa del vertido de la salmuera. Uno de los métodos de estimación del valor de un daño ambiental consiste en identificarlo con el costo económico de su reparación. En este sentido, el costo ambiental de los vertidos de salmuera podría ser valorado económicamente mediante el costo de construcción y mantenimiento de los ductos submarinos de salmuera (Sotelo, 2006).

1.3.2. Efecto sobre el suelo

Existen diversos problemas al utilizar el agua desalada para el riego. A menudo se hace necesario remineralizarla con carbonato cálcico antes de su uso y controlar además las potenciales incrustaciones que pueda provocar sobre los goteros de riego (Zapata y col., 2000).

Empleando ósmosis inversa, el rendimiento de la eliminación de sales es de entre un 94-99%, en el caso del boro es tan solo de un 67%. El suelo y los cultivos pueden verse dañados al cabo de unos años por el sodio, disminuyendo por tanto la productividad de los mismos. El sodio está presente en el agua desalinizada por ósmosis inversa a menos que se emplee un tratamiento posterior a la salida del agua de las membranas.

Hay cultivos bastante tolerantes a la salinidad como puedan ser el trigo o la palmera, pero otros como la fresa, los cítricos, las hortalizas o son muy sensibles a la salinidad. Por otro lado, hay cultivos muy sensibles al boro como el manzano y el naranjo. Para solucionar los problemas que pueden derivar del contenido en boro y cloro del agua desalinizada se pueden tomar diversas soluciones, cuya efectividad dependerá de las características concretas de cada caso. Algunas de las posibles soluciones son regar por exceso, reducir la evapotranspiración del suelo usando alguna cobertura, evitar cultivos sensibles y emplear el riego por goteo (Martínez, 2003).

Otras medidas convenientes cuando se riega con agua desalinizada son: aportar microelementos como Fe, Zn y Mn en especial en suelos poco fértiles; analizar la evolución de los suelos con análisis completos anuales; aportar calcio para reducir la alta peligrosidad del sodio, además debe de tenerse en cuenta que una excesiva dosificación de carbonato cálcico puede producir su precipitación y producir incrustaciones.

Para valorar económicamente el daño ambiental que se deriva de regar con agua desalinizada, se podría asignar el costo que corresponde a la reparación del daño que esta actividad genera. Dado que existen diversas opciones para combatir los efectos del riego con agua desalinizada, es complejo calcular cual será el costo económico de reparar el daño que se pueda generar. No obstante se podría calcular cual es el costo de la reparación de los efectos del riego con agua desalinizada. Debido a sus costos y parámetros químicos, el agua desalinizada es sobre todo para el consumo urbano. Cuando esta se emplea en riego una solución tanto al costo elevado como a los problemas de su composición puede ser el mezclarla con agua depurada de modo que el recurso resultante de esta mezcla pierde esas características nocivas (Borja, 2011).

1.3.3. Efecto de las emisiones de CO₂

Las emisiones de CO₂ que emiten las desalinizadoras, provienen del consumo de energía eléctrica de la planta y/o del consumo de combustibles fósiles. El hecho de que el impacto sea mayor o menor, está relacionado con cual sea la fuente de energía primaria usada para producir esta energía, ya que se pueden emplear combustibles fósiles con elevadas emisiones, energía hidráulica, energías renovables (como la eólica o la solar) o energía nuclear sin emisiones de CO₂.

El paulatino incremento de la capacidad de agua desalinizada en el mundo conlleva a su vez un aumento del consumo energético. En este sentido, con el objeto de reducir los costos ambientales no solo de la desalinización, sino de la economía en su conjunto, es interesante invertir en energías menos contaminantes, como pueda ser la energía solar (Borja, 2011).

Cabe destacar respecto a las emisiones de CO₂, que el problema no es que las plantas desalinizadoras emitan CO₂, sino que la energía eléctrica que consumen envía CO₂ a la atmósfera. Si se supone un consumo energético de 3.5 kWh/m³, se estaría generando 1.9 Kg CO₂/m³. Pero este razonamiento es en cierto sentido impreciso ya que la desalinización no emite CO₂, sino que consume energía, al igual que otras muchas actividades menos prioritarias. Las emisiones, en general están directamente relacionadas con las fuentes energéticas.

Es posible realizar un cálculo del costo de las emisiones de CO₂, pero a este respecto existen diferentes puntos de vista. Si se centra en los datos ofrecidos por la Agencia Internacional de la Energía (AIE), se estiman 25 \$/tCO₂ para el año 2050, mientras que el proyecto europeo CASCADE-MINTS estima 50 \$/tCO₂ para 2020 y 100 \$/tCO₂ para 2050 y Greenpeace Internacional asume en sus estudios 50 \$/tCO₂ para 2050.

1.4. Reducción del impacto ambiental

La reducción del impacto ambiental de la desalinización es tan importante como la de los costos económicos. Entre los efectos ambientales, el único que no ha sido controlado técnica y totalmente son las emisiones de CO₂. Para reducir estas emisiones se puede disminuir el consumo energético de la desalinización, por otro lado, se puede producir la energía necesaria para dicho proceso mediante procesos no contaminantes, aunque esta opción es independiente a la desalinización. La mayor parte de los esfuerzos se han centrado en el consumo energético de la desalinización ya que es algo que depende directamente de la planta.

1.4.1. Ahorro energético

La ósmosis inversa, consiste en hacer pasar el agua del mar a altas presiones a través de una membrana semipermeable, que se encarga de filtrar las sales y las impurezas. La clave está en que en este proceso, se encontró la manera de recuperar gran parte de la energía empleada. Estas plantas expulsan una solución concentrada de salmuera en un flujo continuo que contiene gran cantidad de energía de alta presión.

Las primeras plantas desalinizadoras de ósmosis inversa tenían un consumo energético superior a 6 kWh/m³, esto se debe a que el rendimiento de las membranas era muy bajo, ya que estaban sujetos a las limitaciones de la caída de presión, pero la eficiencia energética aumentó con los dispositivos de recuperación de energía. Filmtec desarrolló un innovador elemento comercial de ósmosis inversa de baja presión y una sola etapa. Fue entonces cuando los fabricantes de bombas adaptaron las tecnologías existentes como las turbinas de movimiento inverso y las ruedas Pelton a las desalinizadoras, con el objeto de recuperar parte de la energía empleada y reducir significativamente el consumo. Estos cambios permitieron bajar las necesidades de energía hasta 4 kWh/m³.

Sin embargo, quedaba mucho por mejorar, ya que la maquinaria rotatoria de los primeros dispositivos de recuperación de energía estaba fabricada con piezas metálicas sujetas a graves problemas de corrosión y desgaste, con lo cual el costo de mantenimiento era muy elevado, en especial si se trabajaba con agua de mar (Borja, 2011).

Mejoras operacionales redujeron significativamente los costos de la desalinización, ya que por un lado disminuyeron los costos de mantenimiento, y por otro lado se recuperaba entre un 50-80% de la energía del flujo de salmuera a alta presión de las plantas.

Las inversiones y el esfuerzo investigador durante los últimos 20 años para disminuir los costos de la desalinización, se ha centrado en buena parte en desarrollar dispositivos comerciales avanzados de recuperación de energía que permitieran resolver las limitaciones del rendimiento de estas plantas. Los dispositivos que se han creado usaban combinaciones de pistones, palas, válvulas y temporizadores; algunos de estos daban un buen rendimiento inicial, pero presentaban graves problemas de degradación y precisaban de un minucioso y costoso mantenimiento. Otros sistemas estaban equipados con programas de inteligencia artificial, pero se vieron expuestos al grave problema de que la calificación de los operadores no era adecuada.

1.4.2. Desalinización sin emisiones de CO₂

De entre los diversos efectos ambientales de la desalinización las emisiones de CO₂ es uno de los más graves. Estas emisiones se suelen imputar al proceso de la desalinización, aunque no es del todo cierto que la desalinización emita CO₂. Las emisiones son debidas al consumo energético, claro que la proporción de energía que consume la desalinización es muy elevada. Sin embargo, es posible obtener agua desalinizada sin necesidad de incurrir en el daño ambiental que generan las emisiones de CO₂.

Las energías renovables nos permiten consumir energía sin emitir CO₂ a la atmósfera, puesto que estas emisiones son quizás el gran problema ambiental de la desalinización, a menudo se habla de las posibilidades de vincular de un modo directo o indirecto la desalinización con las energías renovables. Abastecer directamente una desalinizadora mediante energías renovables, significa que se produce energía a través de aerogeneradores, paneles solares u otros sistemas, y dicha energía se emplea exclusivamente en la planta. Es posible que existan excedentes de energía, estos se ceden a la red eléctrica a cambio de una compensación económica.

Se denomina desalinización solar a un sistema de desalinización que es abastecido energéticamente mediante paneles solares. Existen diversas variantes, de desalinización solar. Lo lógico es producir la energía donde mayor eficiencia existe, es decir, aquellos lugares donde exista una alta radiación solar. Sin embargo, esto supone un inconveniente para este sistema ya que la ubicación rara vez será la óptima.

Los sistemas de desalinización solar térmica se dividen en dos grandes grupos según su configuración (Minnich y col., 1995).

- 1) Desalinización solar térmica directa. En esta el colector y el destilador están integrados.
- 2) Desalinización solar térmica indirecta. En este sistema el colector y el destilador están compuestos por elementos bien diferenciados.

Para cada sistema de desalinización, se pueden emplear distintas fuentes renovables de energía. La elección de qué fuente utilizar, viene determinada por el tipo de energía primaria que el proceso de desalinización consume, de modo que por lo general las técnicas de desalinización térmicas emplean fuentes de energía térmicas. Estas fuentes pueden ser la solar o la geotérmica. Para el caso de la ósmosis inversa, la electricidad que precisa el proceso puede ser obtenida con energía fotovoltaica o eólica.

A la hora de elegir un tipo de energía renovable u otro se debe de tener en cuenta (Pérez y col., 2005):

- 1) Los distintos tipos de fuentes renovables disponibles en el emplazamiento y la calidad de las mismas.
- 2) El tamaño de la desalinizadora que hay que abastecer.
- 3) La salinidad que tiene el agua con la que se va a trabajar.
- 4) La localización de la desalinizadora.
- 5) La disponibilidad de personal cualificado para su operación y mantenimiento.

La ósmosis inversa es el sistema de desalinización en el que más se emplean las energías renovables, pero aun así se emplea en muy pocas plantas y cuando se hace la energía que se obtiene representa una proporción muy reducida con respecto a la que la planta emplea. De entre las posibles fuentes de energía renovables, se suele emplear la solar, fundamentalmente la fotovoltaica, seguida de la térmica. Pero por ahora se trata de instalaciones pequeñas para aplicaciones y localizaciones muy específicas.

El uso combinado de algunos procesos de desalinización y de energías renovables, y sobre todo en el caso de la energía solar térmica, presentan la ventaja de que no se ven sometidas a las pérdidas de rendimiento que se dan en la generación y transporte de la energía eléctrica, que pueden ser incluso superiores al 75%. Una ventaja de la energía solar es que geográficamente coinciden los lugares donde más escasez de agua hay con donde mayores son los recursos solares (zonas áridas). Aunque no necesariamente la aridez y la escasez de agua se dan simultáneamente, ya que la escasez depende de la disponibilidad de agua como recurso frente a la demanda existente (Prats y col., 2008).

Pese a la idoneidad ambiental de desalinizar agua empleando energías renovables, cabe señalar que existen ciertas limitaciones a este respecto. El primero de los problemas de combinar plantas de desalinización con energía solar es el mismo que se encuentra con la eólica o cualquier otra energía renovable, y

es que las desalinizadoras han sido diseñadas para trabajar con una fuente de energía prácticamente constante. De no ser así, surgen complicaciones en su operación y baja el rendimiento de la planta, esto nos da un complicado contraste con las energías renovables. Para minimizar los efectos de esta incompatibilidad se pueden emplear los siguientes métodos (Barclay, 1995):

- 1) Utilizar sistemas de almacenamiento energético, con el fin de disponer siempre de energía (el problema de este es que encarece la inversión)
- 2) Emplear de forma combinada varias energías renovables como pueden ser la solar y la eólica, o bien complementar energías renovables con no renovables.
- 3) Controlar de forma combinada del sistema de captación de energías renovables y de la desalinizadora.
- 4) Almacenar el agua en acuíferos.

La segunda limitación del uso de las energías renovables en la desalinización consiste en el elevado costo de inversión que requieren. El hecho de emplear energías renovables en la desalinización nos asegura unas menores emisiones de CO₂, pero el costo económico de inversión es muy elevado.

Otro método que nos permite desalinizar agua sin emitir dióxido de carbono a la atmósfera es la desalinización nuclear. Para llevar a cabo este proceso, puede hacerse uso de la energía térmica o eléctrica. Si el proceso es termodinámicamente reversible, el mínimo requerimiento de trabajo para poder desalar un agua de mar con 35.000 ppm de sólidos disueltos totales (SDT) es de aproximadamente 0.7 kWh/m³. La diferencia fundamental de la desalinización nuclear con respecto de una desalinización térmica convencional reside en la fuente de energía. En las centrales nucleares se genera calor mediante la fisión de los núcleos de uranio dentro de un reactor (De la Cruz, 2006; Montaña, 2008).

En la actualidad, la energía nuclear no presenta una buena aceptación social con lo cual el uso de estas fuentes energéticas para la desalinización es poco viable desde un punto de vista social, aunque este hecho podría cambiar en el futuro. Sin embargo, el tradicional uso de combustibles fósiles como puedan ser el petróleo, carbón, lignito o el gas natural como fuente de energía primaria para el proceso de desalinización genera un impacto ambiental severo. Las emisiones de gases de la desalinización mediante combustibles fósiles contribuyen al efecto invernadero, a la lluvia ácida y al impacto térmico sobre los casquetes polares. Por otro lado, se generan una serie de residuos sólidos que contaminan el suelo. Ante este deterioro del medio ambiente se hace conveniente la búsqueda de vías alternativas de obtener la energía necesaria y que sean además menos contaminantes, como pueden ser la hidráulica, la mareomotriz, la biomasa, la geotérmica, la eólica, la solar y la nuclear (Flores, 2004).

Es posible desvincular a la desalinización de las emisiones de CO₂, bien recurriendo a las energías renovables. Sin embargo, el hecho de liberarnos de las emisiones de CO₂, tiene el costo de incurrir en otros problemas. Si se abastece a las desalinizadoras mediante energías renovables, los costos aumentan significativamente, debido a que es necesaria una gran inversión, tanto si se opta por la energía solar como por la eólica o cualquier otra. Es compleja la discusión de si es más conveniente en términos ambientales el uso de combustibles fósiles o el uso de fuentes alternas de energía, pero está claro que se trata de asumir uno u otro tipo de contaminación. Entonces es posible desalinizar agua sin incurrir en las emisiones de CO₂, lo que implica que la desalinización no tiene por qué tener asociadas dichas emisiones. Sin embargo, para evitar el costo ambiental que deriva de estas emisiones, se ha de incurrir, en otro tipo de costos ambientales como los ligados a las energías renovables.

1.5. Energías renovables

Prácticamente toda la energía que llega a la Tierra procede del Sol, una pequeña parte de ella se utiliza para mantener la vida orgánica en la biósfera y el resto se disipa al exterior del planeta. La diferencia de radiación solar entre las distintas zonas del planeta a lo largo del año y la variación diaria para una zona determinada, provocan los fenómenos meteorológicos como la lluvia, vientos, nevadas, etc. Que a su vez provocan la formación de corrientes y almacenes de agua como acuíferos, lagos, ríos, etc. Lo que significa que la mayor parte de las energías utilizables, provienen de una fuente única que es el Sol. A partir de la primera revolución industrial, la demanda masiva de energía ha obligado a buscar fuentes de energía capaces de mantener el crecimiento del desarrollo industrial. Durante los primeros años, este crecimiento se basó en la minería del carbón para pasar después al consumo de combustibles derivados del petróleo, gas natural y finalmente de la energía nuclear. En la actualidad, la estructura energética mundial se basa, en gran parte, en el consumo de las energías fósiles y la nuclear. Esta situación conduce a la emisión de gases de efecto invernadero, la generación de residuos sólidos y líquidos, el riesgo de accidentes graves y el agotamiento paulatino de los yacimientos existentes. A fin de no llegar a una situación insostenible, es preciso acudir a fuentes de energía alternativas, poner a punto la tecnología que aumente su eficiencia y crear los instrumentos sociales y políticos que favorezcan su viabilidad económica (Creus, 2009).

1.5.1. Radiación y energía solar

No toda la energía que emite el Sol llega a la Tierra, en realidad de los 3.76×10^{14} TW que emite el Sol, solo 173,000 TW son interceptados por el planeta (Méndez y Cuervo, 2007). La constante solar es la energía de origen solar que alcanza por unidad de superficie y tiempo una superficie orientada perpendicularmente a los rayos solares y situados en el borde exterior de la atmósfera terrestre, de manera que no existiese ningún tipo de obstáculo entre el

Sol y la superficie. El valor medio admitido de la constante solar es de 1,354 KW/m², sin embargo, hay que contar con variaciones estacionales de un ± 3.5 % por la distancia posición del Sol con respecto a nuestro planeta debido a la excentricidad de la órbita terrestre, y diferencias de un ± 1.5 % debidas a oscilaciones de las manchas solares, es decir, fenómeno cíclico relacionado con la variación de la actividad del Sol (Romero, 2009).

El empleo práctico de la energía solar tiene un doble beneficio, contribuir a la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero y evitar el uso de las energías no renovables. En la actualidad la energía solar está siendo aprovechada mediante dos vías, la térmica y la fotovoltaica. Los sistemas de aprovechamiento de la energía solar basados en la vía térmica pueden ser de baja, media y alta temperatura. Los de baja temperatura se emplean generalmente para calefacción, climática y del agua.

Los de media y alta temperatura son aprovechados para la producción de energía eléctrica. Las instalaciones solares de media temperatura se utilizan generalmente para producir vapor en procesos industriales o para generar energía eléctrica. Las más utilizadas son los colectores solares. Estos constan de un conjunto de colectores de concentración, generalmente de forma cilíndricoparabólica, permitiendo una eficaz absorción de la radiación solar, recogiendo la energía procedente del Sol y transmitiéndola a un fluido en forma de calor (Creus, 2009).

Por su parte, las instalaciones de aprovechamiento solar a alta temperatura para producir electricidad, más significativas, son las centrales termoeléctricas, éstas constan de grandes espejos sostenidos por soportes que reflejan la radiación solar y la concentran en un pequeño punto receptor.

Los sistemas solares fotovoltaicos consisten en un conjunto de elementos, llamados celdas solares o celdas fotovoltaicas, dispuestos en paneles que transforman directamente la energía solar en energía eléctrica sin necesidad de ciclo termodinámico. Las celdas solares o fotovoltaicas, son pequeños elementos fabricados de un material semiconductor cristalino. Cuando incide en ellos la radiación solar convierten la energía lumínica de ésta en energía eléctrica.

Las características importantes de la energía solar que deben tenerse en cuenta para plantear su aprovechamiento son su distribución geográfica y su carácter intermitente, con variaciones diarias, estacionales debidas a las condiciones atmosféricas prevalecientes (Creus, 2009).

1.6. Procesos de desalinización

El proceso de separación de agua o sal, a partir de agua salada, es un proceso termodinámico que requiere de energía. Un proceso ideal de desalinización es considerado como un proceso de separación reversible, en el cual las entradas y salidas del fluido están en las mismas condiciones de presión y temperatura a pesar de que calor y/o trabajo estén siendo aplicados. El mínimo trabajo necesario para desalar agua con un total de sólidos disueltos de 3500 ppm, es de alrededor de 0.7 kWh/m³, suponiendo una reversibilidad termodinámica completa. En la práctica, los procesos de desalinización, están lejos de ser reversibles. Ya sea aplicando calor y/o trabajo, como resultado se obtiene en la salida, un fluido con distinta presión y temperatura, en comparación con el fluido de entrada. Sin embargo, las más eficientes tecnologías de desalación, tienen un requerimiento de energía de 4-5 kWh/m³.

Los procesos de desalación pueden ser clasificados en base al cambio de fase, tipo de energía que usa y separación del solvente y soluto (IAEA, 2000).

Cambio de fase:

- 1) Procesos sin cambio de fase, tal como Ósmosis Inversa (RO) y electrodiálisis (ED).
- 2) Procesos con cambio de fase, tales como Flash en Múltiple Etapa (MSF), Destilación en Múltiple Efecto (MED), Compresión de Vapor (CV), destilación solar, congelamiento.

Tipo de energía usada:

- 1) Procesos que utilizan calor, tales como procesos de destilación, MSF, MED, compresión térmica de vapor y destilación solar.
- 2) Procesos que utilizan energía mecánica, tales como Ósmosis Inversa y compresión mecánica de vapor.
- 3) Procesos que utilizan energía eléctrica, tales como Electrodiálisis.

Separación de solvente y soluto:

- 1) Procesos que separan el agua de la solución, tales como MSF, MED, Compresión térmica de Vapor, compresión mecánica de Vapor y Ósmosis Inversa.
- 2) Procesos que separan la sal de la solución, tales como electrodiálisis e Intercambio Iónico.

En general, los procesos de desalación, pueden ser clasificados en dos categorías (IAEA, 2000).

Los procesos que separan el agua del agua de mar:

- 1) Los procesos de destilación
- 2) Los procesos de membrana

Los procesos que separan la sal del agua de mar:

- 1) Electrodialisis
- 2) Intercambio iónico

Después de una intensa investigación y desarrollo en tecnologías para la desalinización de agua de mar, solo los procesos de Flash en Múltiple Etapa (MSF), Destilación en Múltiple Efecto (MED) y el proceso de membrana de Ósmosis inversa (RO), han tenido aplicaciones comerciales a gran escala. En años recientes, se ha tenido un gran interés en los procesos híbridos, que consisten en combinaciones de algún proceso de destilación con Ósmosis Inversa (Vargas, 2009).

1.6.1. Procesos de destilación

En los procesos de destilación, el agua de mar es calentada hasta evaporación, para así obtener agua pura, la cual es subsecuentemente condensada. Estos procesos son operados mediante vapor a baja temperatura como fuente de calor, el cual puede ser suministrado por una central térmica. Usualmente, la eficiencia termodinámica de la planta de destilación, es expresada en Kg de agua producida por Kg de vapor utilizado. Esta razón es llamada comúnmente GOR (GainOutput Ratio). Usualmente, el GOR tiene valores de entre 6% y 12% para plantas de destilación comerciales de Flash en Múltiple Etapa (MSF) y por arriba de 20% para plantas de Destilación en Múltiple Efecto (MED).

1.4.1.1. Destilación flash en múltiple etapa (MSF)

Este proceso de destilación está formado por una serie de etapas o cámaras de condensación, en las que hay un cierto grado de vacío. El agua de mar fluye a través de cada etapa de evaporación, mediante tubos. Dado que en las etapas hay agua caliente el agua dentro de los tubos va calentándose poco a poco a medida que se van pasando secciones. Al final del recorrido el agua de mar precalentada por este proceso llega a la fuente de calor principal, utilizando principalmente el vapor de una central térmica asociada, para aumentar la temperatura del agua entre 70-110°C.

El agua una vez calentada de esta forma, retorna por las mismas secciones en orden inverso pero por fuera de los tubos. Dado que en cada etapa es mantenida ligeramente por debajo de la presión de saturación del fluido entrante, se tiene como resultado, una pequeña fracción de vapor de agua pura. El vapor producido pasa a través de una malla hacia la parte superior de la cámara de la etapa de evaporación, donde la condensación se consigue alrededor de los tubos de agua de alimentación. El condensado se recoge en unas bandejas especiales. La transferencia de calor que se da en estos tubos de cada etapa sirve para calentar el agua de alimentación, conforme éste pasa a través de cada etapa.

La salmuera restante, pasa a través del resto de las etapas, que están subsecuentemente a bajas presiones, donde el proceso es repetido.

Los fundamentos para el diseño de un sistema de evaporación MSF se basan en el caudal de circulación necesario para obtener una determinada producción, como la cantidad de vapor producida en cada una de las etapas es pequeña, se necesitarán grandes flujos de circulación y un número elevado de etapas. La Figura 1 representa un diagrama esquemático de una instalación MSF (IAEA, 2005).

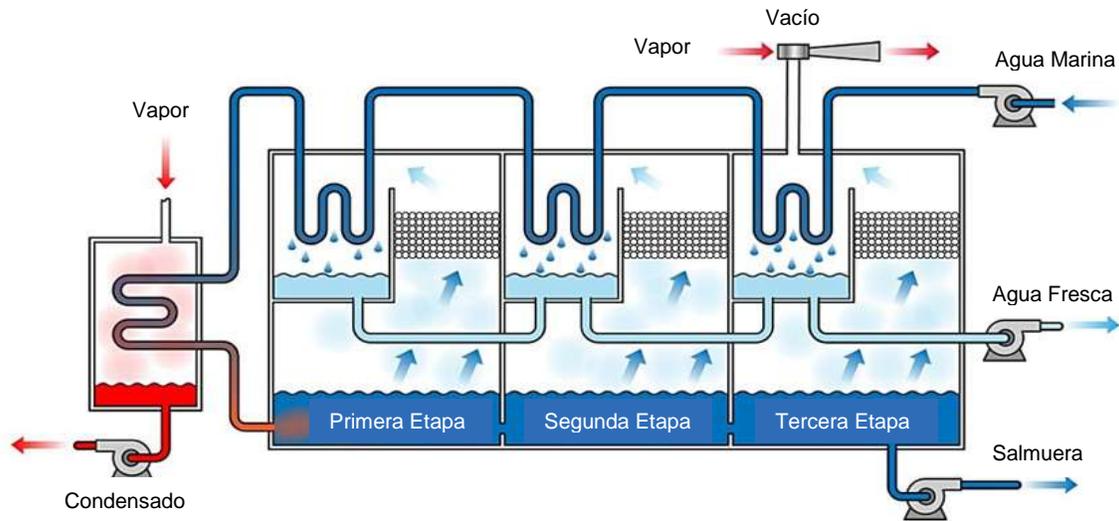


Figura 1. Esquema del proceso de flash en múltiple etapa (MSF)

En el proceso de reciclado de salmuera, el vapor de la última etapa es condensado por el agua de mar de alimentación, tomando solo una pequeña fracción, que será enviada a un tratamiento químico y de desgasificación y posteriormente será mezclada con la salmuera proveniente de la última etapa del proceso (Vargas, 2009).

1.4.1.2. Destilación en múltiple efecto (MED)

El proceso de destilación en múltiple efecto es una tecnología clásica en ingeniería química. Su antecedente está en un sistema de simple efecto de evaporación y condensación, que históricamente han sido aún más utilizados, por ejemplo para producir agua potable en buques.

En un proceso de múltiple efecto, se utiliza un evaporador de múltiples cámaras donde hay un cierto vacío, con la característica fundamental de que hay una parte importante de la evaporación que se produce por ebullición sobre los tubos y sólo una pequeña cantidad se produce por vacío.

La temperatura y el vacío de cada cámara decrecen en el sentido del flujo del agua, lo que permite la reducción del punto de ebullición del agua de mar de alimentación sin necesidad de calentarla después del primer efecto. Las últimas plantas MED construidas operan a una temperatura máxima de 70 °C, lo que reduce la posibilidad de incrustaciones dentro de la planta, pero requiere disponer de mayor superficie de transferencia de calor (IAEA, 2005).

Este sistema consiste en un número de evaporadores de tubos verticales u horizontales que constituyen los diferentes efectos, además de una fuente de calor, que para este propósito se utiliza normalmente, vapor suministrado por alguna central térmica, que entra al primer efecto donde condensa pudiéndose devolver el condensado a la caldera, o bien mezclarse con el agua producto. El agua se evapora sobre los tubos donde circula el vapor. Sobre ellos se produce la evaporación. Esto produce a su vez la condensación del vapor dentro de los tubos. Adicionalmente, se produce también una cierta cantidad de vapor por el efecto flash dentro de cada cámara.

El vapor que se genera en la primera etapa pasa a los tubos de la siguiente etapa donde condensa internamente al ser rociado con agua, produciéndose a su vez vapor en la etapa. El agua no evaporada dentro de las etapas se alimenta al siguiente efecto en el que nuevamente se vierte sobre el haz de tubos que contienen el vapor de agua producido en la etapa anterior. El vapor dentro de los tubos condensa transformándose en agua producto y así sucesivamente.

El vapor producido en el último efecto se introduce en el condensador final donde condensa y se mezcla con el producto o destilado. La salmuera del último efecto se descarga como rechazo al mar. El destilado de cada efecto se va uniendo a los anteriores para formar el total del producto.

El paso de agua de un efecto a otro, va acompañado de evaporación súbita (flash) debido a la reducción de presión. Así, la parte de agua que abandona un efecto a la temperatura de ebullición correspondiente, se evapora por flash cuando se encuentra expuesta en el siguiente efecto a una presión de vapor menor.

La Figura 2 representa un diagrama esquemático de una planta MED de tubos verticales de evaporación (IAEA, 2005).

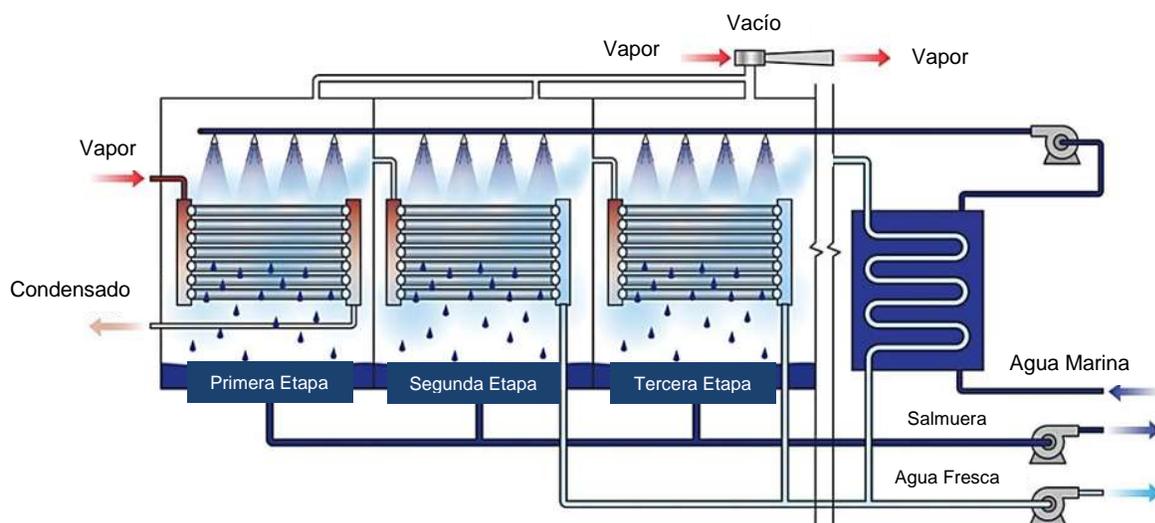


Figura 2. Esquema del proceso de destilación de múltiple efecto (MED)

Los fundamentos para el diseño de un sistema de evaporación MED se basan en el caudal de circulación necesaria para obtener una determinada producción. El caudal de aportación necesario estará en función del calor aportado por la fuente exterior y la relación de alimentación será menor cuanto mayor sea este caudal y el evaporador tenga mayor número de etapas (Vargas, 2009).

1.4.1.3. Proceso de compresión de vapor (CV)

El proceso de compresión de vapor es una variante de los sistemas de destilación. En él se produce la evaporación y condensación de agua, en una o dos etapas. A diferencia de los otros procesos, el vapor de calefacción es el propio vapor producido por el sistema. Este vapor se comprime hasta alcanzar el nivel energético requerido en la evaporación.

Por tanto el sistema incluye un elemento clave que es el compresor de vapor. La aportación energética al proceso no es vapor, sino energía eléctrica para accionar el motor del compresor.

El agua de alimentación, una vez en la planta, se trata con una pequeña dosis de aditivo a base de polifosfato. Este tratamiento tiene como función inhibir la formación de incrustaciones. Posteriormente, pasa a través de dos intercambiadores de calor donde se recupera el calor de las corrientes de producto y de salmuera descargada de la unidad.

Una vez precalentada el agua, se alimenta como refrigerante a un condensador auxiliar en el que se eliminan los gases no condensables de la corriente de circulación. Posteriormente, se introduce en el evaporador cayendo en forma de lluvia sobre los tubos por los que circula vapor. El agua se calienta hasta su ebullición y se evapora parcialmente por el calor latente del vapor que circula en el interior de los tubos. Este vapor, una vez que ha cedido su calor, condensa en el interior de los tubos, al otro lado de la superficie del intercambiador de calor a la temperatura de saturación.

El vapor generado en la cámara principal, es aspirado por el compresor y descargado nuevamente al evaporador como medio de fuente de calor en el interior de los tubos intercambiadores. El vapor en la descarga del compresor se encuentra como vapor recalentado a una presión mayor que en la succión. Este vapor sobrecalentado y comprimido pierde nuevamente su calor sensible por enfriamiento hasta la temperatura de saturación, y condensa por el intercambio de calor con el líquido alimentado en el exterior de los tubos.

La parte de la alimentación que no ha evaporado forma la salmuera o rechazo que se recoge en la parte inferior de la cámara del evaporador. Esta corriente se separa en dos, una pequeña parte es evacuada del sistema y la otra se mezcla con agua nueva, haciéndose recircular como agua de alimentación al evaporador.

La Figura 3 representa un diagrama esquemático de una planta de compresión de vapor.

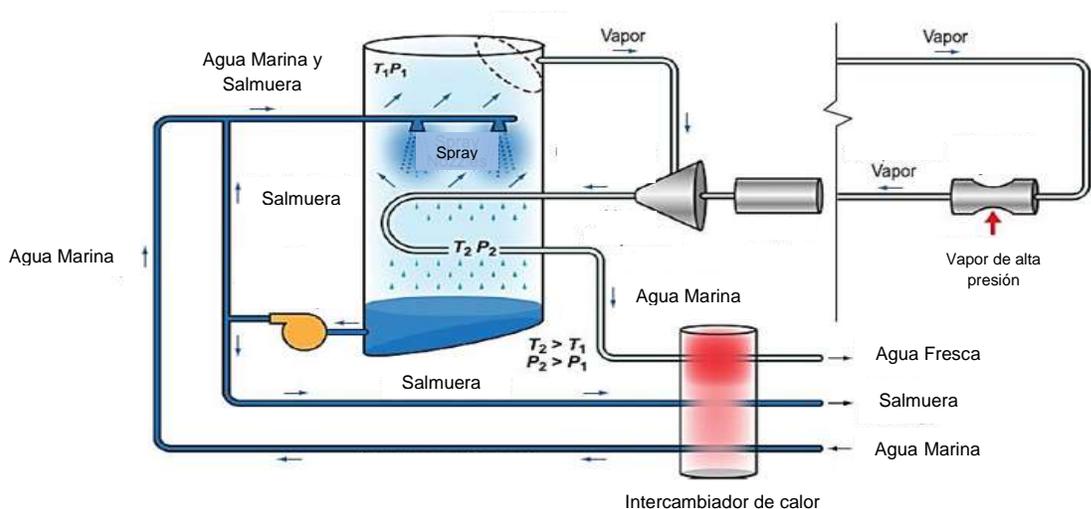


Figura 3. Esquema del proceso de compresión de vapor (CV)

Tanto el producto como la salmuera que se descargan del evaporador, van al intercambiador de calor de para precalentar la alimentación. (IAEA, 2005).

Las pérdidas de calor al ambiente son insignificantes debido a la operación a baja temperatura. No hay necesidad de disponer de una fuente exterior de calor para compensar estas pérdidas y mantener el equilibrio térmico; la energía mecánica que suministran los motores eléctricos para comprimir vapor y hacer circular el fluido compensa las pérdidas de calor. La temperatura máxima alcanzada por el agua de mar en la planta es de 64 °C frente a otros sistemas donde la temperatura es muy superior. Esto supone que la carga térmica movida en los intercambiadores de agua de mar de entrada sea pequeña, limitando el volumen tanto del evaporador como de los intercambiadores.

Además, debido a esta baja temperatura, su superficie se ve menos afectada por las incrustaciones, requiriéndose por lo tanto limpiezas en muy raras ocasiones (Vargas, 2009).

1.6.2. Procesos de membrana

1.6.2.1. Ósmosis inversa (RO).

La ósmosis es un proceso natural, por el cual, fluye una solución pura o diluida a través de una membrana semipermeable, para obtener una solución más concentrada, debido a la diferencia de potencial químico entre ambas fases líquidas. Esto provoca una presión diferencial a través de la membrana, conocida como diferencia de presión osmótica.

Si a la solución más concentrada se le aplica una presión más alta que la presión osmótica natural, se produce una inversión del fenómeno natural. Bajo tales condiciones, el agua fluye de la solución concentrada a la solución diluida. Tal proceso se denomina Ósmosis Inversa o hiper filtración como se representa en la Figura 4 (IAEA, 2005).

En este proceso el agua (solvente) permea preferentemente a través de la membrana. Esto ocasiona un aumento creciente en la concentración de solutos y en la presión osmótica de la solución por el lado del concentrado, frenando el proceso. Los solutos pueden ser de naturaleza orgánica (azúcares, péptidos, etc.) o inorgánica (cloruro de sodio, carbonato de calcio, etc.) con dimensiones entre 1 y 50 Å.

Dependiendo del tipo de membrana y de las condiciones de operación, la ósmosis inversa puede retener entre 90 y 99.9% de los compuestos en solución, valores que dependen de la dimensión molecular, diferencia de solubilidad y difusión relativa de los compuestos en solución.

Una planta de desalinización de agua de mar mediante Ósmosis Inversa, consiste principalmente, de una sección de pre-tratamiento, una sección de bombeo a alta presión, una sección de membranas modular, y una sección de post-tratamiento. En la actualidad las plantas de Ósmosis Inversa de gran capacidad, utilizan turbinas de recuperación, donde la presión de la salmuera de descarga es utilizada para generar electricidad y con esto disminuir los costos de consumo del sistema (IAEA, 2005).

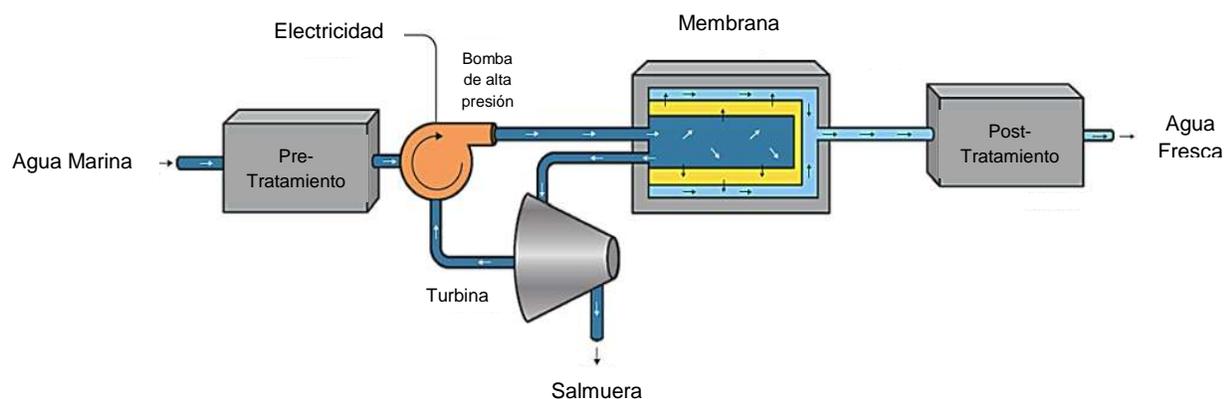


Figura 4. Esquema del proceso de osmosis inversa (RO)

En este proceso el agua de mar es bombeada a alta presión contra una membrana en un contenedor. Una pequeña porción del agua de alimentación pasa a través de la membrana, mientras que la porción de agua que no pasó a través de la membrana, es descargada del sistema con una alta salinidad (Vargas, 2009).

1.6.3. Otras tecnologías

1.6.3.1. Congelamiento

La desalinización por congelamiento, es operada mediante el enfriamiento de una disolución acuosa (agua de mar), el sólido que se separa de la disolución es agua casi pura. Así, los cristales de hielo obtenidos del agua de mar congelada en las plantas de desalinización podrían decantarse y derretirse para producir agua utilizable. La principal ventaja de la congelación, comparada con la destilación, es el bajo consumo de energía. La principal desventaja de la congelación se relaciona con el lento crecimiento de cristales de hielo y con la eliminación de los depósitos salinos en los cristales (IAEA, 2005).

1.6.3.2. Intercambio iónico

El intercambio iónico también es un proceso que separa sales y se basa en las propiedades que presentan ciertas sustancias sólidas insolubles que son capaces de intercambiar aniones o cationes cuando se ponen en contacto con un electrolito. Las resinas liberarán iones H^+ y OH^- y fijarán los iones de electrolito. Estas resinas terminan por agotarse y hay que regenerarlas con productos químicos. Sólo es de aplicación en aguas poco concentradas y como tratamiento en procesos industriales (IAEA, 2005).

1.6.3.3. Electrodialisis

La electrodialisis es otro proceso que también utiliza membranas semipermeables y selectivas al paso de los iones positivos o negativos. Si se crea un campo eléctrico al que se somete el agua salada, los cationes y los aniones emigran hacia sus respectivos electrodos. Si entre el camino hacia el ánodo y cátodo se encuentran las membranas selectivas, una de las cuales es permeable a los cationes y la otra es a los aniones los iones, se irá paulatinamente formando

una zona de baja salinidad entre las dos membranas. Aunque el proceso de electrodiálisis es conocido desde comienzos del siglo XX, fue a partir del año 1940, cuando nuevas membranas permitieron la implantación de este tipo de tecnología para desalinizar agua. Este tipo de plantas, al igual que las de Ósmosis Inversa, requieren de un extenso pretratamiento del agua de alimentación, con la finalidad de no dañar irreversiblemente las membranas (IAEA, 2005).

1.6.4. Sistemas híbridos de desalinización

Hay muchas formas para mejorar la eficiencia y costo del agua como producto de las plantas de desalinización. Un medio es combinar dos o más sistemas de desalinización resultando en una planta híbrida. Los sistemas híbridos pueden ofrecer mejoramiento en el funcionamiento, ahorros en el pretratamiento y reducción en el costo total del agua:

- 1) Combinación de Ósmosis Inversa con procesos de destilación
- 2) Combinación de compresión de vapor con procesos de destilación.
- 3) Combinación de Ósmosis Inversa con procesos de compresión de vapor.

1.6.4.1. Ósmosis inversa con destilación

La integración de los sistemas MSF y RO o MED y RO en la misma localización ofrecen la oportunidad de reducir costos y reunir diversos requerimientos de la calidad del agua como producto cuando las plantas industriales son parte de la base del cliente. El costo se puede reducir mediante el uso de la salmuera rechazada de la planta RO como alimentación en la planta de destilación, de tal manera que reduce el pretratamiento químico y los costos de entrada y salida. Otra opción es usar la corriente de la salmuera rechazada de la planta de destilación como alimentación para la planta RO.

En el caso del MED, el agua de mar, requerida como agua de enfriamiento por el efecto del condensador (último efecto), es calentada arriba de 3-5 °C. Esta agua de mar ligeramente calentada, puede ser usada como agua de alimentación

para RO. Una elevación de temperatura de 5 °C del agua de alimentación significa alrededor de 15-20% menos área de la membrana requerida. Además la salmuera rechazada de la planta RO puede ser usada como alimentación para el LT-MED, produciendo agua de alta calidad como producto (IAEA, 2005).

1.6.4.2. Combinación de CV con destilación

El acoplamiento de compresión de vapor con un proceso de destilación, permite la posibilidad de aumentar el GOR. El proceso de compresión de vapor en múltiple efecto, consiste de un ETV (Evaporador de Tubos Verticales) acoplados a un sistema CV; en este proceso, la cantidad de calor que se rechaza, es reducido mediante la reducción del requerimiento de la refrigeración con el sistema CV. Otra combinación de múltiple efecto/múltiple etapa CV, incluye una turbina de gas, una turbina de vapor y un calentador. La ventaja es la reducción en el consumo eléctrico, un alto GOR, menor pretratamiento químico y alta temperatura de operación (IAEA, 2005).

1.6.4.3. Combinación de RO con CV

Las tecnologías CV y RO, pueden ser acopladas en un sistema híbrido, con el mismo conjunto de ventajas ofrecidas por las plantas híbridas de destilación y Ósmosis Inversa. Ambas unidades solo consumen energía eléctrica, por lo tanto no se requiere de una fuente de calor. Investigaciones preliminares que se han llevado a cabo sobre el uso de ultrafiltración (UF), como pretratamiento en plantas RO y nanofiltración (NF) como un medio para mejorar el funcionamiento de las plantas RO y MSF. La adopción del sistema de UF reduce la contaminación y las incrustaciones en las plantas RO, mejorando la vida de la membrana. La NF incrementa la recuperación del producto en plantas RO por eliminación parcial de las sales y de la mayoría de las incrustaciones constituyentes. Una combinación de NF, RO y MSF puede ser una opción prometedora (IAEA, 2005).

1.7. Panorama económico de la desalinización

La investigación y el desarrollo han reducido el costo de la tecnología de desalinización al reducir el consumo de energía y mejorar el diseño. La inversión de capital y el costo de energía son los dos principales factores que afectan el costo de la tecnología de desalinización. Los costos de operación y mantenimiento, la disponibilidad de fuentes de energía, el tamaño de la planta, el costo de la tierra y el subsidio del gobierno son otros factores que afectan el costo de la desalinización. Actualmente, el uso de fuentes de energía renovables en los sistemas de desalinización es ineficiente comparado con el uso de combustibles fósiles debido a sus requerimientos a un alto nivel de tecnología e infraestructura. Sin embargo, un mayor desarrollo e investigación pueden tener éxito en la reducción del costo de la energía renovable. El costo aproximado de la energía renovable es de aproximadamente 0.05-0.09 USD/kWh, lo cual es equivalente al costo de la energía convencional (Alkaisia, 2017).

1.8. Panorama energético de la desalinización

Es importante conocer la cantidad de energía convencional requerida por los procesos de desalinización para entender por qué necesitamos avanzar hacia los recursos energéticos renovables. La contribución de los sistemas convencionales de desalinización al fenómeno del calentamiento global puede evaluarse mediante la estimación de la cantidad de combustible fósil que se necesita quemar para producir una cierta cantidad de agua desalinizada. En promedio, la producción de 1000 m³ de agua desalinizada consume alrededor de 5 toneladas de petróleo crudo que produce alrededor de 10 toneladas de CO₂. La capacidad total de desalinización mundial ha experimentado un fuerte aumento en los últimos años, de 66.48 millones de m³/día en 2011 a 86.6 millones de m³/día en 2015. Por lo tanto, se requerirán importantes avances hacia la integración de los sistemas de desalinización con las tecnologías energéticas renovables para mitigar los efectos negativos de los sistemas de desalinización (Alkaisia, 2017).

2. ANTECEDENTES

La desalinización como su nombre lo indica, se trata de un procedimiento por el cual se intenta remover cierto grado de las sales disueltas en el agua. Dependiendo de la utilización posterior de la misma, los métodos por los cuales se quiera alcanzar este objetivo son varios, que dependen de la fuente de energía utilizada, la forma de aplicación de esta y los volúmenes esperados de agua producto. Entre estos métodos se encuentran los procesos térmicos de destilación, de separación física o filtración de sales y los electroquímicos, de donde además el concepto de desalinización difiere entre separación de agua de las sales y separación de sales del agua. El principal contaminante del agua utilizada para consumo humano son las sales, de las cuales se encuentran diluidas de manera natural, como en el agua de mar, o pueden ser inducidas a cuerpos hídricos por procedimientos industriales, como el caso de los productos químicos usados en la agricultura, los cuales contaminan suelos, infiltrándose hacia aguas subterráneas.

La factibilidad de aplicar un método de desalación, depende mucho de la capacidad que exista en el lugar de disponer de la fuente de energía, como claro ejemplo se tiene a los países de Medio Oriente, donde los hidrocarburos son muy abundantes y el agua escasea, en este caso se utilizan desalinizadoras térmicas. Es necesaria la combustión de estos hidrocarburos para la generación de vapor, el cual es utilizado dentro del proceso de desalación, sin embargo, la combustión de estos hidrocarburos, produce grandes cantidades de CO₂.

El CO₂ es uno de los gases de efecto invernadero más importante. El uso continuo de combustibles fósiles ha provocado una creciente concentración de CO₂ en la atmósfera, razón por la cual existe una creciente preocupación sobre el calentamiento global. La combustión de combustibles fósiles es responsable del 73 % de la producción de CO₂ (Yu y col., 2003; Wildenborg y Lokhorst, 2005; Demirbas y col., 2004).

2.1. Agua Marina

Se puede hablar de agua de mar cuando se tiene una salinidad por encima de las 30,000 ppm, esta varía en diferentes zonas del planeta, que depende de factores fisicoquímicos en el agua, la atmósfera y el fondo marino. Dicha variación puede notarse también, durante el año y a través del tiempo. Algunas variaciones muy comunes se pueden dar por los siguientes factores:

- 1) Los deshielos cerca de los polos reducen la salinidad
- 2) El aire seco que atraviesa zonas desérticas aumenta la salinidad
- 3) Zonas afectadas por monzones reducen la salinidad
- 4) Lugares donde se producen fuertes lluvias, como en los trópicos, reducen la salinidad
- 5) Lugares con fuerte insolación, como el caso de mares cerrados, aumenta la salinidad

A continuación en la Tabla 2 se muestra el análisis químico promedio de los océanos Pacífico y Atlántico (Hiriart Le Bert, 2010):

Tabla 2. Análisis químico promedio de salinidad en los océanos Pacífico y Atlántico

Ión (ppm)	Océano Pacífico	Océano Atlántico
Cl ⁻	18,760	20,600
Na ⁺	12,220	11,520
SO ₄ ⁺	3,890	2,910
Mg ⁺⁺	730	1,320
Ca ⁺⁺	300	450
K ⁺	286	460
CO ₃ H ⁻	170	134
TDS	35,860	37,830
pH	7.6	8.1

2.2. Proceso de desalinización de agua marina por precipitación y asistido con energía solar (DPD)

El agua de mar es una solución salina basada en agua que compone los océanos y mares de la tierra. Su salinidad es debido a la concentración de sales minerales disueltas que contiene, en su mayoría Na^+ y Cl^- , un 3.5 % (35 g/l) como media. La cohesión de los átomos de Na^+ y Cl^- con las moléculas de H_2O proviene de los enlaces electrostáticos que existen entre partículas cargadas y/o polarizadas. El cloruro de sodio (NaCl) es de hecho la unión de un ion Na^+ y de un ion Cl^- que se atraen mutuamente bajo el efecto de la atracción electrostática, por otro parte las moléculas de agua son eléctricamente neutras pero su geometría las hace polarizables.

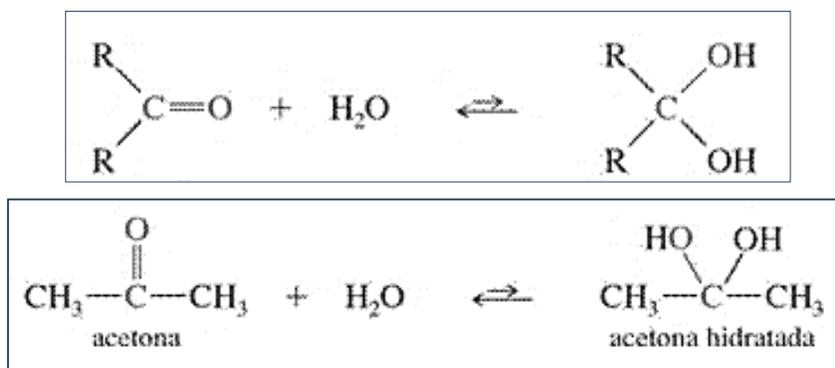
El proceso de desalinización por precipitación basa su funcionamiento en la adición de un solvente capaz de solubilizarse en agua. Existen diversos solventes que además de tener esta capacidad, a su vez logran precipitar el cloruro de sodio (NaCl), contenido en esta solución salina, siendo este insoluble en el solvente. La Tabla 3 muestra la solubilidad del NaCl en diferentes solventes:

Tabla 3. Solubilidad del NaCl en diferentes solventes

Solubilidad del NaCl (g de NaCl / kg de solvente a 25 ° C)	
Solvente	g NaCl / kg solvente
Agua	360
Formamida	94
Glicerina	83
Glicol de Propileno	71
Ácido fórmico	52
Amoniaco liquido	30.2
Metanol	14
Etanol	0.65
1-Propanol	0.124

Sulfolano	0.05
1-Butanol	0.05
2-Propanol	0.03
1-Pentanol	0.018
Acetonitrilo	0.003
Acetona	0.00042

La incorporación de acetona a una solución salina, hará precipitar químicamente cristales de NaCl procedente de la solución antes mencionada. Al añadir una molécula de agua al doble enlace carbono-oxígeno, resulta un diol. Si se produce un diol con los dos grupos hidroxilo (–OH) unidos al mismo tiempo, se le llama hidrato. En la reacción de formación de estos, el grupo –OH del agua se une al átomo de carbono del carbonilo, mientras que el –H al átomo de oxígeno carbonilo. Las razones de por qué ocurre la precipitación del NaCl, son de orden polar, ya que la acetona es un disolvente polar aprótico. Ésta propiedad hace que los iones de Na⁺ y de Cl⁻ se desprendan de las moléculas de agua, ya que la acetona ejerce una atracción más fuerte de las moléculas de agua. En la reacción la acetona entra en equilibrio con su forma hidratada un diol geminal y libera los iones de Cl⁻ y Na⁺ que posteriormente forman el compuesto cristalino “sal”. La reacción de hidratación se lleva a cabo mediante el mecanismo de adición nucleofílica al grupo carbonilo (Autino y col., 2013).



Ahora bien el agua es un disolvente polar prático que posee un grupo funcional con la capacidad de ceder protones y formar puentes de hidrógeno con una alta constante dieléctrica y un momento dipolar elevado. Por otra parte como ya se dijo antes la acetona es un solvente polar aprótico que carece de grupos funcionales con la capacidad de ceder protones con una constante dieléctrica alta.

Por otro lado, la solución final resultante es una mezcla agua-acetona a una concentración específica y cristales de NaCl los cuales son extraídos de la mezcla. Esta solución final es separada mediante un proceso de destilación convencional, asistido con energía solar. (ver Figura 5).

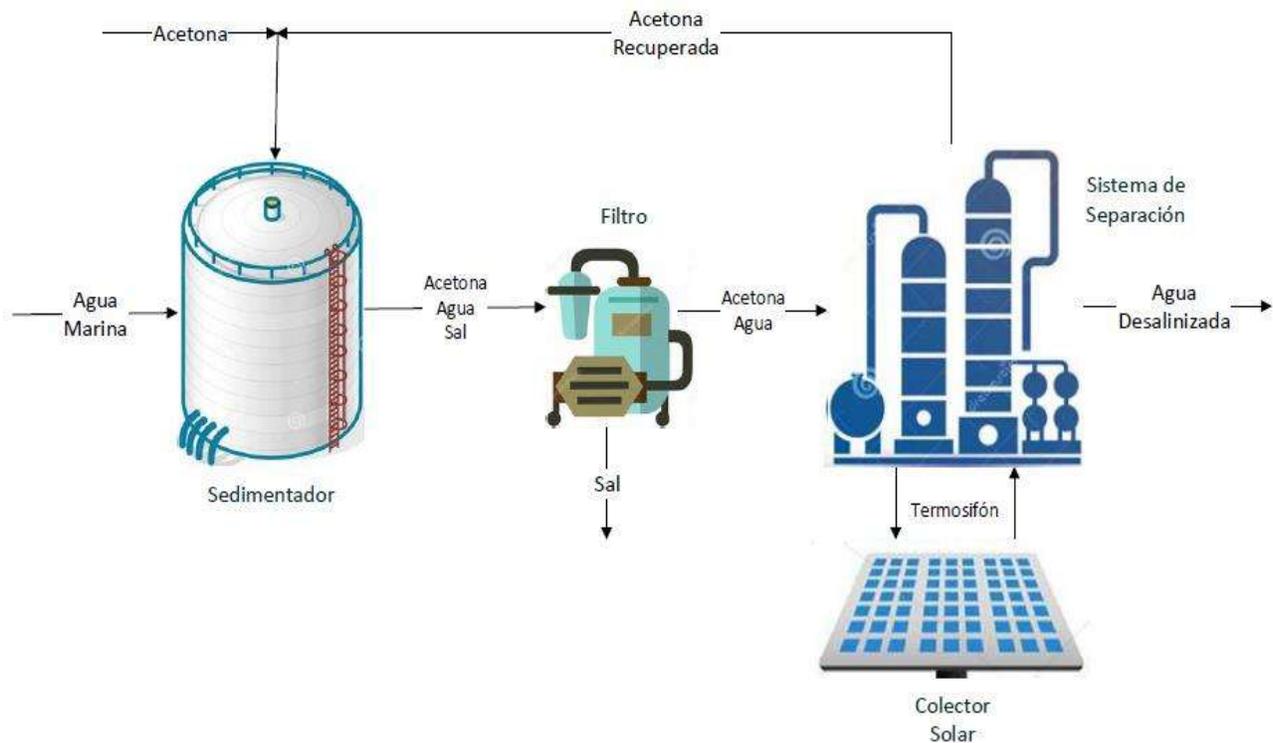


Figura 5. Diagrama esquemático del proceso de desalinización asistido por energía solar (DPD)

3. JUSTIFICACIÓN

Alrededor del mundo es común encontrar zonas con poca disponibilidad de agua dulce, es decir, que poseen recursos limitados de agua potable; sin embargo, al mismo tiempo poseen microclimas con alta radiación solar, lo que hace atractivo el uso de energía solar como fuente alterna de energía para desalinizar agua marina. El agua marina contiene sales minerales disueltas que precipitan de manera natural cuando el agua se evapora o de manera forzada cuando es agregado un solvente en particular. Debido a la presencia de estas sales minerales, el agua marina no es potable para el ser humano y su ingestión en grandes cantidades puede llegar a provocar la muerte. El 97.5 % del agua que existe en nuestro planeta es salada y sólo una cantidad inferior al 2.5 % es apta para el consumo humano.

Conseguir potabilizar el agua marina es una de las posibles soluciones a la escasez de agua potable. Mediante la desalinización del agua marina se obtiene agua dulce apta para el consumo humano. Es por ello que mediante este proyecto de investigación se busca caracterizar la composición química del agua marina a tratar, y el proceso particular para su desalinización, con el fin de obtener agua dulce mediante un proceso sostenible y autosuficiente, capaz de reducir el impacto ambiental. De esta manera, se logrará cubrir de una manera más económica, confiable y sustentable, parte del abastecimiento de agua potable. Finalmente con el desarrollo de este proyecto se podrán adquirir más conocimientos sobre procesos no convencionales de desalinización de agua marina.

4. HIPÓTESIS

Es posible obtener agua dulce a partir de la desalinización de agua marina a través de la adición de un solvente que precipite las sales disueltas, siendo asistido este proceso con energía solar.

5. OBJETIVO GENERAL

El presente trabajo tiene como objetivo principal, la producción y caracterización de agua marina desalinizada, por medio de un proceso sustentable.

6. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- 1) Caracterizar el agua marina mediante un análisis fisicoquímico.
- 2) Identificar la cantidad óptima de acetona a emplear en la etapa de precipitación.
- 3) Desalinizar agua marina a través de precipitación y extracción de sales presentes.
- 4) Recuperar la acetona por medio de destilación convencional y reintegrarla al proceso.
- 5) Caracterizar el agua obtenida del proceso de desalinización.
- 6) Realizar un diseño económico-energético preliminar de las principales tecnologías de desalinización y el proceso DPD.

7. MATERIALES Y MÉTODOS

7.1. Materiales

7.1.1. Materia prima

- Agua Marina con una concentración de sales de 34.5 g/ml.
- Solvente: Acetona grado reactivo (99.5 % en peso).

7.2. Equipo utilizado

- Conductímetro Hanna Instruments HI 8733.
- Refractómetro Atago Pal-1.
- Baño maría con agitación VWR International 1310.
- Recirculador Fisher Scientific Isotemp 3016 HD.
- Bomba de vacío Uniweld 12 cfm.
- Equipo de ultrafiltración a vacío.
- Membrana microporo Nylon 0.45 μm .
- Balanza analítica Adam Nimbus NBL 164e.
- Etapa de separación: Columna de destilación tipo Snyder (9 etapas de equilibrio L-V).
- Captación de energía: Colector solar tipo tubos de vacío (10 tubos de vacío).
- Equipo de titulación Karl Fischer TitroLine 230V.

7.3. Métodos

7.3.1. Caracterización de agua marina

Para la elaboración de este proyecto se colectó agua marina del noreste del océano pacífico, en específico de la costa de Lázaro Cárdenas, Michoacán México. Para llevar a cabo su caracterización fue necesario determinar algunas de sus propiedades fisicoquímicas tales como conductividad, concentración, densidad, sólidos totales disueltos (TDS), % Brix e índice de refracción.

7.3.1.1. Método para la caracterización de agua marina

Primeramente se tomó un volumen arbitrario de agua marina al cual se le introdujo la sonda del conductímetro Hanna Instruments HI 8733 previamente calibrado, determinando así su conductividad, la cual fue la base para su caracterización. Mediante la ec. 1 se determinó el contenido de TDS y por consecuencia la concentración de sales disueltas en el agua marina.

$$TDS (ppm) = 640 X C.E (mS) \quad ec. 1$$

Donde:

TDS: sólidos totales disueltos medidos en partes por millón (ppm)

640: factor de conversión proporcionado por el fabricante del equipo

C.E.: conductividad eléctrica medida en miliSiemens (mS)

Enseguida a manera de comprobación, la concentración fue medida empleando un refractómetro mediante la relación entre % Brix y concentración para lo cual fueron colocadas unas gotas de muestra de agua marina en el refractómetro. Con base en la Tabla 4 y en la ec. 2, se puede interpolar para determinar la concentración de sales y el índice de refracción del agua marina:

Tabla 4. Relación entre salinidad del agua de mar, índice de refracción y % Brix

Salinidad del agua de mar (g/l)	Índice de refracción	% Brix
0.0	1.33300	0.0
30.0	1.33851	3.80
31.0	1.33869	3.90
32.0	1.33886	4.10
33.0	1.33904	4.20
34.0	1.33922	4.30
35.0	1.33940	4.40
36.0	1.33958	4.50
37.0	1.33976	4.70
38.0	1.33994	4.80
39.0	1.34012	4.90
40.0	1.34031	5.00

$$y = y_1 + (x - x_1) \left(\frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1} \right) \quad ec. 2$$

Donde:

y: valor buscado de la propiedad física de interés

y₁: valor inferior inmediato proporcionado de la propiedad física de interés

y₂: valor superior inmediato proporcionado de la propiedad física de interés

x: valor medido de la propiedad física relacionada

x₁: valor inferior inmediato proporcionado de la propiedad física relacionada

x₂: valor superior inmediato proporcionado de la propiedad física relacionada

Para la determinación de la densidad, fue tomada de bibliografía la densidad del agua de mar que corresponde a una concentración de 35.0 g/l siendo de 1.0267 g/ml y mediante la siguiente relación se determinó la densidad para una concentración de 34.5 g/l

La diferencia de densidad producida por un cambio de salinidad de 1 g/l es de 0.001 g/ml.

7.3.2. Identificación de cantidad óptima de acetona en la etapa de precipitación de sales

Para llevar a cabo esta parte del proceso fue necesario elaborar una serie de pruebas ya que no se contaba con referencias bibliográficas para partir de un conocimiento previo y a su vez poder optimizarlo, sin embargo, por heurística se sabe que la cantidad de acetona a emplear para poder precipitar mayor cantidad de sales debe ser mayor a la cantidad de agua marina a tratar.

Primeramente se decidió tomar 20 pequeñas muestras de agua marina de 10 g cada muestra, estas fueron colocadas en distintos matraces, a los cuales se les adicionó un respectivo peso de acetona como se muestra en la Tabla 5:

Tabla 5. Diseño experimental para la etapa de precipitación

No. de muestra	Cantidad de agua marina (g)	Cantidad de acetona (g)
1	10	10
2	10	20
3	10	30
4	10	40
5	10	50
6	10	60
7	10	70
8	10	80
9	10	90
10	10	100
11	10	110
12	10	120
13	10	130
14	10	140
15	10	150
16	10	160
17	10	170
18	10	180
19	10	190
20	10	200

Enseguida a cada matraz se le colocó un tapón para evitar pérdidas por evaporación y fueron colocados en baño maría manteniendo una temperatura constante de 25 °C, donde el tiempo de residencia fue monitoreado para determinar de manera cualitativa el tiempo en el que se alcanza la mayor precipitación posible, siendo este tiempo de 25 minutos, al cabo de este tiempo ya no se observaba mayor precipitación. Este proceso de precipitación de sales puede ser observado en la Figura 6.



Figura 6. Representación física del proceso de precipitación salina por acción de la acetona

Cabe mencionar que primeramente se elaboraron los primeros diez experimentos, sin embargo, se observaba que la cantidad de sales precipitadas seguía en aumento, es por ello que se decidió elaborar los siguientes diez experimentos con su respectivo aumento en el contenido de acetona. La formación y precipitación de sales puede ser observada en la Figura 7.

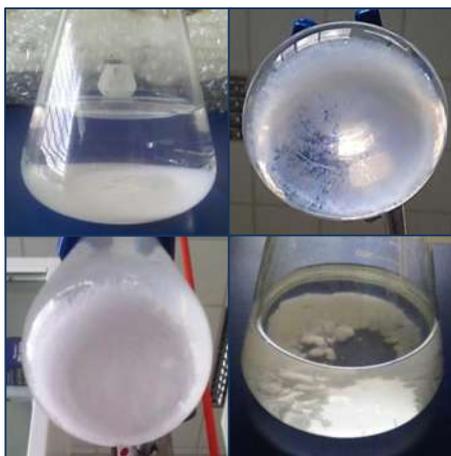


Figura 7. Sales precipitadas del agua marina por acción de la acetona

7.3.3. Método para extracción de sales precipitadas

Para la extracción de sales fue necesario emplear filtración a vacío puesto que se emplearon membranas de nylon con tamaño de poro de $0.45 \mu\text{m}$ para retener las sales y a su vez permitir el paso del agua. Este proceso de filtración se puede observar en la Figura 8.

Cumplido el tiempo de residencia, primeramente se retiraron los matraces uno a uno del baño maría para filtrar su contenido, enseguida mediante la diferencia entre el peso de la membrana antes y después de la filtración se determinó la cantidad de sal precipitada y con esto, el porcentaje de sal extraído para cada experimento respectivamente. Algunas de las sales extraídas del agua marina se pueden observar en la Figura 9.

De manera paralela al proceso de filtración se produce una mezcla de agua desalinizada y acetona, la cual se encuentra en condiciones de pasar al proceso de destilación.



Figura 8. Proceso de filtración con vacío y extracción de sales



Figura 9. Sales extraídas del agua marina

7.3.4. Destilación *batch* convencional asistida con energía solar

Se realizó una metodología de destilación *batch* con una carga inicial en el de 1 kg de mezcla acetona-agua al 70 %/w. La destilación fue llevada a cabo a través de una columna Snyder con nueve etapas equilibrio L-V, la cual puede operarse a modo de recirculación en el sistema de calentamiento como se muestra en la Figura 10. El requerimiento energético del sistema fue suministrado por energía solar mediante el calentamiento de agua por un colector solar (Figura 11). Durante la operación de destilación se tomaron lecturas de destilado cada 5 minutos cuantificando el %/w hasta el momento en que no se apreciara destilado a una temperatura no superior a 70 °C, ya que las características de la destilación *batch* donde la concentración de destilado disminuye conforme la operación avanza influye en uno de los objetivos el cual es recuperar acetona de alta pureza. Posteriormente se elaboraron las tablas y gráficos correspondientes. Finalmente, la acetona recuperada fue incorporada en un solo peso quedando a una concentración promedio.



Figura 10. Proceso de destilación *batch* asistido con energía solar



Figura 11. Colector solar tipo tubos de vacío

7.3.5. Simulación de destilación convencional de la mezcla acetona-agua

Para la obtención de agua desalinizada libre de acetona como producto de fondo y acetona de alta pureza como producto de destilado por destilación convencional continua primeramente se optó por simular la operación en una columna de destilación DSTWU en el software de simulación Aspen Plus V8.8, esto para obtener el diseño de una columna ideal que determinara las condiciones óptimas de operación para alcanzar las especificaciones requeridas. Obtenidos y analizados los resultados de esta simulación y para mantener el número de variables de operación fijas y conocidas, se buscó tener disponible de manera física una columna de destilación que operara de manera continua. Esta columna fue la unidad de destilación PIGNAT DVI/3000/S que se encuentra en las instalaciones de la División de Ciencias Naturales y Exactas de la Universidad de Guanajuato en el Departamento de Ingeniería Química y se describe de manera estructural mediante la Figura 6 (Castro, 2014).

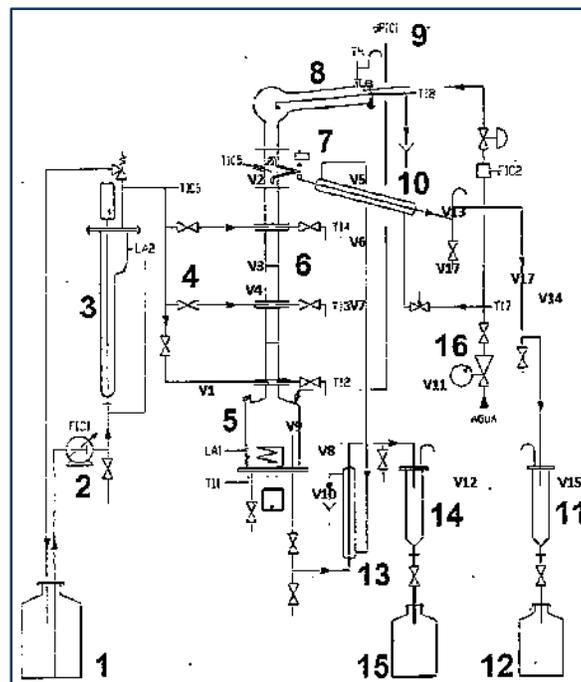


Figura 10. Diagrama estructural de la unidad de destilación PIGNAT DVI/3000/S

1. Tanque de almacenamiento de la disolución a destilar, capacidad de 20 litros.
2. Bomba dosificadora, flujo regulable entre 0 y 25 L/h.
3. Precalentamiento por resistencia eléctrica 1000 Watt.
4. Sistema de alimentación de la mezcla a destilar.
5. Hervidor cilíndrico de 2000 Watt. Capacidad total 6L.
6. Columna de vidrio DN50.
7. Cabeza de reflujo con medición de la temperatura.
8. Condensador de coraza de vidrio y serpentín interno de acero inoxidable.
9. Respiradero general de columna.
10. Destilado recuperado de la cabeza de reflujo.
11. Recipiente de vidrio graduado y capacidad 1L.
12. Tanque de almacenamiento del destilado, capacidad de 10L.
13. Trasiego del residuo con intercambiador para el enfriamiento.
14. Recipiente de vidrio con graduación, capacidad de 1L.
15. Tanque de almacenamiento de residuos, capacidad 10L.
16. Agua de enfriamiento.
17. Válvulas principales, medidores y transmisores de señales.
 - V1. Válvula para sacado de muestras y de vaciado del recalentador.
 - V2. Válvula de alimentación de la mezcla en la cabeza de la columna.
 - V3. Válvula de alimentación de la mezcla en medio de la columna.
 - V4. Válvula de alimentación de la mezcla en el fondo de la columna
 - V5. Válvula para sacado de muestras en la cabeza de la columna.
 - V6. Válvula para sacado de muestras en medio de la columna.
 - V7. Válvula para sacado de muestras en el fondo de la columna.
 - V8. Válvula de remoción de productos de fondos.
 - V9. Válvula de vaciado del hervidor.
 - V10. Válvula de vaciado del circuito de trasiego del hervidor.
 - V11. Válvula de sacado de muestras del residuo enfriado.

- V12. Válvula de vaciado del de residuo.
- V13. Válvula de vaciado para el enfriamiento del destilado.
- V14. Válvula para sacado de muestra del destilado.
- V15. Válvula de vaciado del destilado.
- V16. Válvula de aislamiento del agua de enfriamiento.
- V17. Válvula de ajuste del flujo de agua en los intercambiadores de enfriamiento.
- TI1 Temperatura del hervidor.
- TI2 Temperatura en el fondo de la columna.
- TI3 Temperatura en medio de la columna.
- TI4 Temperatura parte alta de la columna
- TIC5 Temperatura del domo de la columna o de plato sensible.
- TIC6 Temperatura en sección de precalentamiento.
- TI7 Temperatura de entrada del agua de enfriamiento.
- TI8 Temperatura del agua saliendo del condensador.
- FIC1 Flujo bomba de alimentación.
- FIC2 Flujo de agua fría al condensado.

En seguida a manera de obtener resultados preliminares, se realizaron una serie de simulaciones de esta unidad de destilación en el software Aspen Plus V8.8 empleando una columna RadFrac con las siguientes especificaciones y condiciones de operación:

En la columna se alimenta la mezcla acetona-agua obtenida de los procesos de formación y extracción de sales a las siguientes condiciones:

Component	Value
WATER	0.3
ACETO-01	0.7
Total	1

Figura 11. Condiciones iniciales de la mezcla acetona-agua

La unidad de destilación PIGNAT DVI/3000/S posee un total de 17 etapas equilibrio L-V con opción de alimentar en el fondo, en el domo o bien en el plato 6 de la columna. La mezcla acetona-agua fue alimentada en la sexta etapa.

Setup options			
Calculation type	Equilibrium		
Number of stages	17		Stage Wizard
Condenser	Total		
Reboiler	Kettle		
Valid phases	Vapor-Liquid		
Convergence	Strongly non-ideal liquid		
Operating specifications			
Distillate rate	Mass	715	kg/hr
Reflux ratio	Mole	1.5	
Free water reflux ratio		0	Feed Basis

Figura 12. Condiciones preliminares de operación de la mezcla acetona-agua

Se especificó el flujo de destilado a 715 kg/hr a razón de tratar de recuperar al 100 % la acetona alimentada.

Posteriormente al obtener y analizar los resultados de esta simulación (sección 8.4), se modificó el flujo de destilado a 715.2363 kg/hr y se realizaron las simulaciones correspondientes con las mismas condiciones de alimentación:

Setup options			
Calculation type	Equilibrium		
Number of stages	17		Stage Wizard
Condenser	Total		
Reboiler	Kettle		
Valid phases	Vapor-Liquid		
Convergence	Strongly non-ideal liquid		
Operating specifications			
Distillate rate	Mass	715.236	kg/hr
Reflux ratio	Mole	1.5	
Free water reflux ratio		0	Feed Basis

Figura 13. Condiciones finales de operación de la mezcla acetona-agua

Finalmente se obtuvieron los resultados definitivos y se prosiguió a elaborar las tablas y gráficos correspondientes.

7.3.6. Caracterización del agua desalinizada

Al finalizar las etapas de formación y extracción de sales por acción de la acetona y filtración con vacío respectivamente, se genera una mezcla de acetona-agua, en donde el agua desalinizada es el producto deseado, la cual fue separada de la acetona por destilación convencional asistida con energía solar. Posteriormente para determinar el contenido de sales remanente, el agua desalinizada fue sometida a un análisis y caracterización a través de la lectura de su conductividad eléctrica utilizando un Conductímetro Hanna Instruments HI 8733. Finalmente se realizó una comparación de los resultados obtenidos con lo que dicta la Norma Oficial Mexicana, además se diseñaron las tablas y gráficos correspondientes.

7.3.7. Caracterización de la acetona recuperada

Para la determinación del contenido de agua en la acetona recuperada por destilación convencional se utilizó un equipo titulador Karl Fischer (Figura 13), el cual por medio de un análisis volumétrico es capaz de determinar la cantidad de agua presente en una muestra, es entonces que resulta un método altamente eficiente y preciso por lo que fue empleado para cuantificar el volumen de agua en la acetona recuperada siguiendo la siguiente metodología:

- 1) El equipo de titulación Karl Fischer TitroLine se enciende y se selecciona modo título de agua, esto para indicar que el agua es el componente a determinar.
- 2) Con ayuda de una jeringa se pesa un mínimo contenido de agua y se tara la báscula, son inyectadas de 2 a 3 gotas de agua en el titulador, se pesa nuevamente la jeringa para determinar el peso de agua inyectado y se comienza el título de agua.
- 3) Posteriormente empleando otra jeringa se pesa un mínimo contenido de acetona y se tara la báscula. Seleccionando el modo título de muestras y método A en el titulador.

- 4) Una vez seleccionado el método se prosigue a inyectar de 2 a 3 gotas de acetona directamente en el titulador y se comienza el título de la muestra.
- 5) Después de inyectar la muestra se coloca la jeringa sobre la báscula para cuantificar el peso de acetona inyectada.
- 6) Finalmente en la pantalla del titulador se refleja el % v/v de agua que contiene la muestra.
- 7) Se procede a vaciar el titulador para posteriores análisis.



Figura 14. Equipo de titulación Karl Fischer TitroLine

7.3.8. Diseño económico-energético de tecnologías de desalinización

Se elaboró un diseño económico-energético comparativo entre los procesos de destilación multiefecto (MED), flash multietapa (MSF), osmosis inversa (RO), y el proceso de desalinización por precipitación, empleando un solvente orgánico y asistido con energía solar (DPD). Para los procesos convencionales de desalinización se recaudaron datos de reciente bibliografía y para el proceso DPD se tomaron datos tanto experimentales como bibliográficos de referencia, de tecnologías de desalinización similares, las cuales emplean energía solar para llevar a cabo su operación, siendo datos aproximados para este proceso ya que es un proceso nuevo con el que no se cuenta con datos en específico.

8. RESULTADOS Y DISCUSIONES

8.1. Caracterización de agua marina

Al introducir la sonda en el volumen de agua marina, este registró una lectura de 53,900 μS . Sustituyendo el valor de conductividad, en la ec.1, se tiene:

$$TDS (ppm) = 640 \times 53.90 \text{ mS} = 34,496 \text{ ppm}$$

Con este valor de TDS se tiene como consecuencia el valor de la concentración de sales en el agua de mar colectada, dada la siguiente relación:

$$1000 \text{ ppm} = 1 \frac{\text{g (soluto)}}{\text{L (solución)}}$$

Obteniendo así la concentración del agua de mar de 34.496 g/l.

Al colocar la muestra de agua marina en el refractómetro Atago Pal-1, se registró una lectura de 4.35 % Brix. Sustituyendo valores en la ec. 2 para determinar la concentración de sales:

$$y = 34.0 \frac{\text{g}}{\text{L}} + (4.35 \% \text{Brix} - 4.30 \% \text{Brix}) \left(\frac{35.0 \frac{\text{g}}{\text{L}} - 34.0 \frac{\text{g}}{\text{L}}}{4.40 \% \text{Brix} - 4.30 \% \text{Brix}} \right) = 34.5 \frac{\text{g}}{\text{L}}$$

Este valor de concentración determinado por el refractómetro es prácticamente igual al valor de 34.496 g/l determinado por el conductímetro, con lo que se puede decir de manera segura que la concentración de sales del agua de mar empleada y por fines prácticos la concentración es de 34.5 g/l.

Para la determinación del índice de refracción se sustituyeron los valores correspondientes de la Tabla 4, en la ec. 2:

$$y = 1.33922 + (4.35 \% \text{Brix} - 4.30 \% \text{Brix}) \left(\frac{1.33940 - 1.33922}{4.40 \% \text{Brix} - 4.30 \% \text{Brix}} \right) = 1.33931$$

Este índice de refracción corresponde a una concentración de 34.5 g/l.

Finalmente al tener una diferencia de 0.5 g/l en la concentración con respecto a la concentración de referencia, se restan 0.0005 g/ml a su respectiva densidad y se obtiene una densidad para nuestra agua marina de 1.0262 g/ml.

La Tabla 6 muestra el resumen de la caracterización fisicoquímica del agua marina:

Tabla 6. Caracterización del agua marina

Propiedades fisicoquímicas del agua de mar	
Conductividad (μS)	53,900
TDS (ppm)	34,500
Concentración (g/l)	34.5
Brix (%)	4.35
Densidad (g/ml)	1.0262

8.2. Cantidad óptima de acetona en la etapa de filtración y extracción de sales presentes

Primeramente para determinar la cantidad de sal presente en 10 g de agua marina es necesario aplicar los siguientes cálculos:

$$\text{Cant. Sal}_{(\text{Agua Marina})} = \frac{W_m C_m}{\rho_m} \quad \text{ec. 3}$$

Donde:

W_m : Peso de la muestra analizada, en gramos (g)

C_m : Concentración de la muestra analizada, en (g/ml)

ρ_m : Densidad de la muestra analizada, en (g/ml)

Sustituyendo el peso de la muestra y los valores de concentración y densidad, en la ec. 3:

$$\text{Cant. Sal}_{(\text{Agua Marina})} = \frac{(10 \text{ g}) (0.0345 \frac{\text{g}}{\text{mL}})}{1.0262 \frac{\text{g}}{\text{mL}}} = 0.3362 \text{ g}$$

Con base en el cálculo de la ec. 3 se sabe que en una muestra de 10 g de nuestra agua marina se tienen presentes 0.3362 g de sales disueltas. En la Tabla 7 se muestra la cantidad de sales extraídas para cada uno de los experimentos, así como su respectivo porcentaje de sal extraído:

Tabla 7. Resultados para la etapa de precipitación y extracción de sales

W_{AguaMarina} (g)	W_{acetona} (g)	W_{salExtraida} (g)	Sal extraída (%)
10.0	0.0	0.0000	0.00
10.0	10.0	0.0292	8.67
10.0	20.0	0.0355	10.56
10.0	30.0	0.0409	12.15
10.0	40.0	0.0478	14.20
10.0	50.0	0.0556	16.54
10.0	60.0	0.0679	20.20
10.0	70.0	0.0841	25.00
10.0	80.0	0.1139	33.88
10.0	90.0	0.1448	43.07
10.0	100.0	0.1826	54.31
10.0	110.0	0.2120	63.04
10.0	120.0	0.2391	71.12
10.0	130.0	0.2703	80.40
10.0	140.0	0.2938	87.37
10.0	150.0	0.3109	92.47
10.0	160.0	0.3160	93.98
10.0	170.0	0.3202	95.25
10.0	180.0	0.3204	95.29
10.0	190.0	0.3205	95.32
10.0	200.0	0.3205	95.33

Tal como se muestra en la Tabla 7, se puede observar que a partir de una relación 1 a 17 entre el agua marina y la acetona, el porcentaje de sales extraídas presenta mínimo aumento, por lo que esta relación se considera la opción más viable para la etapa de precipitación salina, extrayendo un 95.25 % de las sales presentes. La Figura 6 muestra de manera más clara el perfil de sales extraídas:

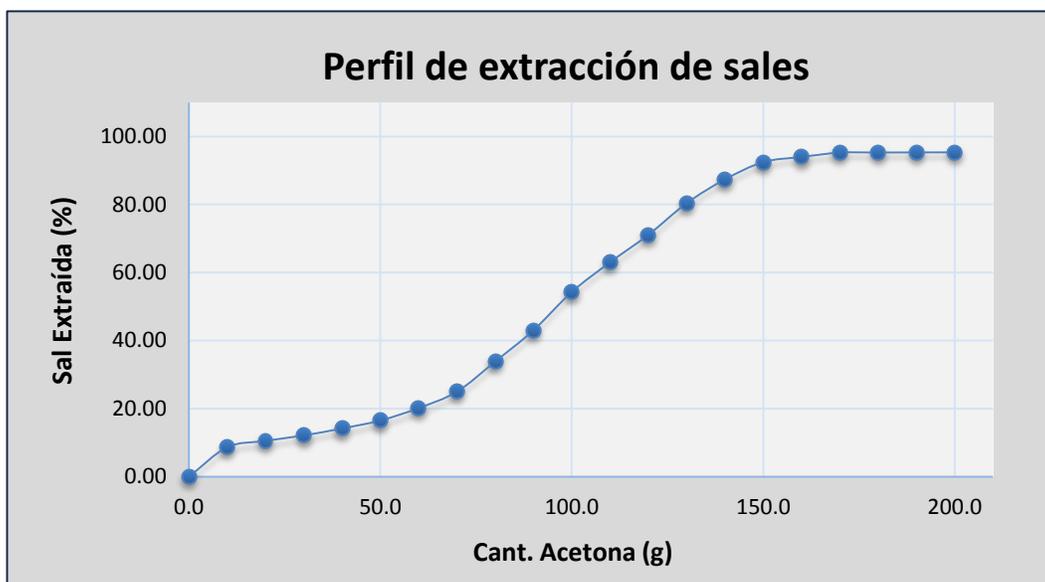


Figura 15. Gráfico del perfil de extracción de sales

8.3. Resultados de la destilación *batch* convencional

La tabla 8 muestra los resultados de la metodología de destilación *batch* convencional asistida con energía solar de la mezcla acetona-agua llevada a cabo en la columna Snyder con recirculación en el sistema de calentamiento, la cual tuvo una duración de 45 minutos y muestra el volumen total obtenido correspondiente a cada concentración y temperatura, además de la concentración promedio. Cabe mencionar que la pureza de la acetona recuperada fue determinada a través del método de titulación Karl Fischer, el cual resulta un método altamente eficiente y preciso.

Se puede observar que la concentración del destilado fue disminuyendo, esto ocurre por el hecho de que a medida que transcurre el tiempo, la mezcla remanente continúa empobreciéndose de acetona y la cantidad a recuperar es mínima. Este comportamiento se puede observar mediante la Figura 7.

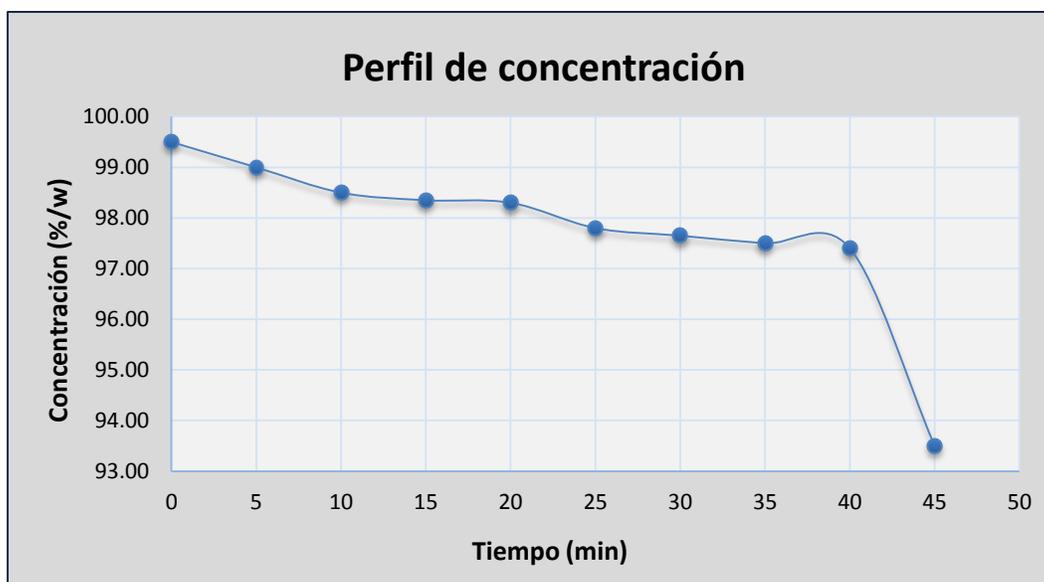


Figura 16. Gráfico del perfil de concentración de la destilación *batch* convencional asistida con energía solar

Cabe señalar que esta metodología fue llevada a cabo en diez ocasiones; esto para darle reproducibilidad y mayor validez a los resultados. Ya que todas las variables manipulables del sistema permanecieron fijas en todos los experimentos, los resultados variaban de manera insignificante, por ello se reporta un único experimento.

Tabla 8. Resultados del proceso de destilación *batch*

Tiempo (min)	Temperatura (°C)	Concentración (%/w)	Destilado (g)
0	55.0	99.50	-----
5	60.0	99.00	42.60
10	61.0	98.50	44.70
15	62.0	98.35	51.29
20	63.0	98.30	61.50
25	64.0	97.80	73.60
30	65.0	97.65	85.80
35	65.0	97.50	86.90
40	66.0	97.40	105.40
45	67.0	93.50	129.80
		%/w Prom.	Destilado Total (g)
		97.75	681.59

Finalmente la Tabla 9 muestra es resumen de esta metodología, la cual muestra los límites de concentración máxima permisible para sustancias orgánicas contenidas tanto en el agua para consumo humano (NOM-250-SSA1-2014), como en el agua de uso agrícola (NOM-001-ECOL-1996), y una comparativa con la concentración obtenida por este método.

Tabla 9. Resumen de resultados de la destilación *batch* asistida con energía solar

Método Experimental (Modelo Batch)			
Mezcla inicial (g)	%/w. mezcla inicial	Acetona inicial (g)	Agua inicial (g)
1000.00	70.00	700.00	300.00
%/w Prom. Dest.	Destilado Total (g)	Fondo Total (g)	Masa Total (g)
97.75	681.59	318.41	1000.00
Acet.Recup. (g)	Agua en Dest. (g)	% Recup.	% Acet.Res.
666.25	15.34	95.18	4.82
Agua en Fondo (g)	Acetona residual (g)	Lim. Perm. (mg/l)	Conc. Exp. (g/l)
284.66	33.746	0.90 – 2.0	118.5459
		Fuera de Norma	

8.4. Resultados de la simulación de destilación convencional de la mezcla acetona-agua

Las simulaciones se realizaron con el modelo termodinámico NRTL, por ser este, entre los más adecuados para un sistema químico a baja presión. Para sustentar el modelo se realizaron comparaciones entre los modelos UNIFAC, UNIQUAC Y NRTL, en donde los tres modelos describieron de igual manera el equilibrio de fases del sistema. El modelo se valida de esta manera debido a que el simulador genera los mismos resultados al asistir en su base de datos.

La Tabla 10 muestra los resultados preliminares obtenidos de la simulación del sistema de separación de la mezcla acetona-agua a través del software Aspen Plus V8.8 de la unidad de destilación PIGNAT DVI/3000/S que se localiza en las instalaciones de la División de Ciencias Naturales y Exactas de la Universidad de Guanajuato en el Departamento de Ingeniería Química. Se puede observar que al especificar un flujo de 715 kg/hr de destilado, se recupera el 99.97 % de acetona alimentada con una pureza de 97.87 %/w, sin embargo, se tienen presentes 0.2313 gr de acetona en el agua desalinizada de fondo y con esto una concentración de acetona en el fondo de 812.20 mg/l donde la NOM-250-SSA1-2014 dicta un valor de 0.90 mg/l como límite máximo permisible para sustancias orgánicas alifáticas contenidas en el agua para consumo humano y la NOM-001-ECOL-1996 marca un valor de 2.0 mg/l como límite máximo permisible para sustancias orgánicas alifáticas contenidas en el agua de uso agrícola, aún encontrándose fuera de norma.

Tabla 10. Resultados preliminares de la simulación de la unidad de destilación PIGNAT DVI/3000/S

Aspen Plus (Modelo Continuo) I			
Mezcla inicial (kg)	%/w. mezcla inicial	Acetona inicial (kg)	Agua inicial (kg)
1000.00	70.00	700.00	300.00
%/w Destilado	Destilado Total (kg)	Fondo Total (kg)	Masa Total (kg)
97.87	715.00	285.00	1000.00
Acet.Recup. (kg)	Agua en Dest. (kg)	% Recup.	% Acet.Res.
699.77	15.23	99.97	0.03
Agua en Fondo (kg)	Acetona residual (kg)	Lim. Perm. (mg/l)	Conc. Aspen. (mg/l)
284.77	0.2313	0.90 – 2.0	812.20
		Fuera de Norma	

La Tabla 11 muestra los resultados finales obtenidos de la simulación del sistema acetona-agua a través de la unidad de destilación PIGNAT DVI/3000/S y el software Aspen Plus V8.8. A razón de recuperar un mayor porcentaje de acetona y no tener acetona remanente en el fondo, en esta simulación se puede observar que el flujo de destilado fue aumentado 0.2365 kg/hr que es la cantidad de acetona residual que se tenía en la simulación preliminar, es decir, al especificar un flujo de 715.2365 kg/hr de destilado es posible recuperar el 99.99997 % de acetona alimentada con una pureza de 97.87 %/w, y tener presentes 0.0002 gr de acetona en el agua desalinizada de fondo y con esto una concentración de acetona en el fondo de 0.70 mg/l. Con base en estos resultados y a las NOM-250-SSA1-2014 la cual menciona un valor de 0.90 mg/l como límite máximo permisible para sustancias orgánicas alifáticas contenidas en el agua para consumo humano y NOM-001-ECOL-1996 que marca un valor de 2.0 mg/l como límite máximo permisible para sustancias orgánicas alifáticas contenidas en el agua de uso agrícola, el proceso se encuentra dentro de norma.

Tabla 11. Resultados finales de la simulación de la unidad de destilación PIGNAT DVI/3000/S

Aspen Plus (Modelo Continuo) II			
Mezcla inicial (kg)	%/w. mezcla inicial	Acetona inicial (kg)	Agua inicial (kg)
1000.00	70.00	700.00	300.00
%/w Destilado	Destilado Total (kg)	Fondo Total (kg)	Masa Total (kg)
97.87	715.2365	284.76	1000.00
Acet.Recup. (kg)	Agua en Dest. (kg)	% Recup.	% Acet.Res.
699.9998	15.24	99.99997	0.000029
Agua en Fondo (kg)	Acetona residual (kg)	Lim. Perm. (mg/l)	Conc. Aspen. (mg/l)
284.76	0.0002	0.90 – 2.0	0.70
		Dentro de Norma	

8.5. Análisis y caracterización del agua desalinizada

Para determinar la conductividad del agua desalinizada obtenida como producto deseado mediante nuestro proceso de desalinización asistido con energía solar, se empleó un conductímetro Hanna Instruments HI 8733 para un análisis cualitativo de conductividad y cuantitativo para determinar el porcentaje de sales restante. La Tabla 12 muestra las conductividades determinadas para cada porcentaje de sales extraídas.

Tabla 12. Resultados del análisis de conductividad eléctrica del agua desalinizada

CE antes	% Sal ext.	CE desp.	CE antes	% Sal ext.	CE desp.
53,900	0.00	53,900	2,200	63.04	500
23,270	8.67	9,110	2,050	71.12	433
12,820	10.56	4,630	1,920	80.40	362
8,580	12.15	3,120	1,800	87.37	325
5,830	14.20	2,400	1,670	92.47	290
4,720	16.54	1,950	1,530	93.98	268
3,990	20.20	1,650	1,409	95.25	243
3,280	25.00	1,310	1,410	95.29	222
2,670	33.88	1,010	1,409	95.32	204
2,440	43.07	774	1,410	95.33	189
2,310	54.31	613	1,410	95.33	189

Se puede observar cómo es que a medida de que aumenta la extracción de sales, la conductividad disminuye, esto es debido a que la única fuente que es capaz de producir lecturas de conductividad en el agua se le atribuye a las sales disueltas en ella. Para porcentajes de extracción de 25 % en adelante, las lecturas de conductividad son inferiores al límite máximo permisible por la NOM-250-SSA1-2014, la cual dicta un valor mínimo de 50 μS y un valor máximo de 1,500 μS para agua potable. Con base en estos resultados, la conductividad se encuentra dentro de lo que establece la norma.

En la Figura 9 se muestra de manera ilustrativa el perfil de conductividad de cada uno de los experimentos de formación de cristales, antes y después de ser extraídos del agua marina por filtración con vacío.

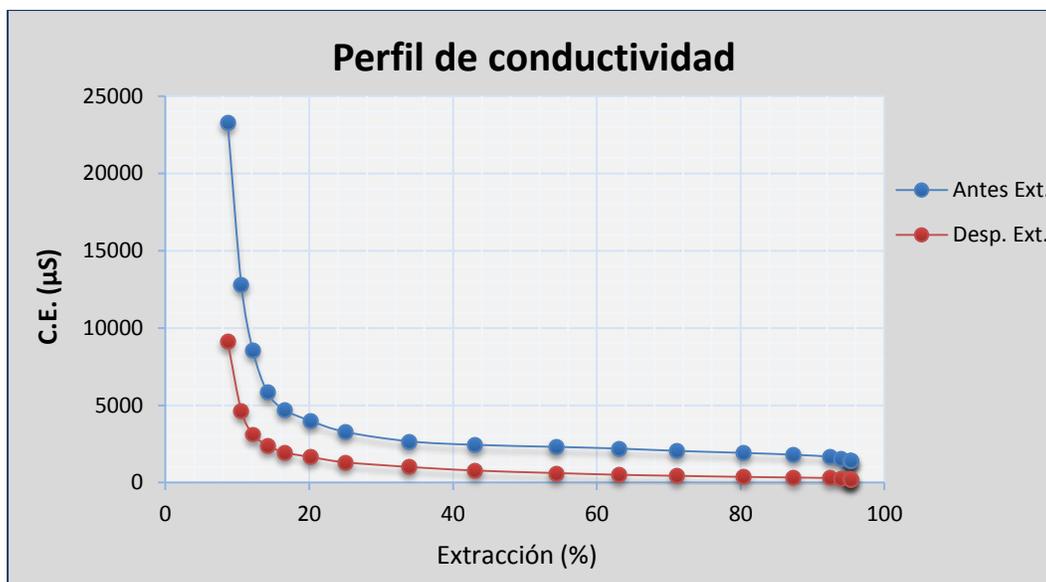


Figura 17. Perfil de conductividad del agua desalinizada

8.6. Análisis económico-energético de tecnologías de desalinización

La Tabla 13 muestra un diseño preliminar económico-energético comparativo entre las principales tecnologías de desalinización y el proceso DPD propuesto, a razón de sustentar los beneficios de implementar un proceso de desalinización sustentable y sostenible. El costo del agua producida por tecnologías de desalinización se encuentra estrechamente relacionado con el costo de energía requerida y la inversión de capital, es por ello que a pesar del inexistente costo de abastecimiento de la energía renovable, el costo de capital de los sistemas de energía renovable todavía es muy alto, por lo que el costo de agua producida por estas tecnologías es mayor en comparación con los procesos convencionales de desalinización, esto hace que el costo del agua producida sea mayor. Pero con desarrollo tecnológico de las energías renovables, el costo de capital de producción de agua de los procesos de desalinización que emplean energías renovables también disminuirá.

El costo aproximado de la energía renovable es aproximadamente 0.05 - 0.09 USD/kWh lo cual es equivalente al coste de la energía convencional, además de que las tecnologías de desalinización basadas en energías renovables presentan menores costos de operación y mantenimiento comparados con las tecnologías convencionales de desalinización. La Tabla 13 muestra datos de referencia para los procesos de desalinización MED, MSF y RO, obtenidos de bibliografía (Alkaisia y col, 2017), (Al-Karaghoulí A. y Kazmerski, L., 2013), y datos tanto de referencia bibliográfica para procesos de desalinización con energías renovables como experimentales para el proceso DPD, ya que al ser un proceso nuevo, aún no es posible tener datos específicos; sin embargo son capaces de brindar un panorama económico-energético de esta tecnología.

Tabla 13. Resultados del diseño económico-energético de tecnologías de desalinización

Proceso	Producción (m ³ /día)	Costo de producto (\$USD/m ³)	Energía eléctrica (kW/m ³)	Energía térmica (kW/m ³)	Energía total (kW/m ³)	Costo de inversión (\$USD/m ³)	Emisiones CO ₂ (kg/m ³)
MED (destilación multiefecto)	5,000 - 15,000	0.5 - 1.95	1.5 - 2.5	5.0 - 8.5	6.5 - 11.0	1,700 - 2,700	40.0
MSF (flash multietapa)	50,000 - 70,000	0.5 - 1.75	4.0 - 6.0	9.5 - 19.5	13.5 - 25.5	1,700 - 2,900	90.0
RO (ósmosis inversa)	25,000 - 145,000	0.5 - 1.80	3.0 - 7.0	0.0	3.0 - 7.0	1,300 - 2,500	2.5 - 6.5
DPD (desalinización por precipitación-destilación)	Menor a 5,000	0.5 - 3.0	Menor a 1.0	0.0	Menor a 1.0	Mayor a 3,000	0.5 - 1.0

9. CONCLUSIONES

Finalmente el objetivo principal del proyecto fue la producción y caracterización de agua marina desalinizada, por medio de un proceso sustentable. Con base en los resultados obtenidos se observa que este proyecto presenta una gran viabilidad ya que se logró obtener agua desalinizada hasta con un 95.33 % de sales extraídas, una conductividad eléctrica de 189 μS y una eficiencia en el proceso de producción de 94.80 %. Además de que el perfil de extracción salina muestra que a partir de una extracción de sales del 25 %, el agua obtenida se encuentra dentro de norma con una conductividad eléctrica por debajo del límite máximo permisible, reduciendo así la cantidad de agente orgánico empleado para la formación y precipitación de los cristales.

Es importante resaltar que el proceso desalinización de agua marina propuesto hace uso de tecnología que emplea energía solar para abastecer sus requerimientos energéticos, lo que lo hace un proyecto atractivo desde el punto de vista de sustentabilidad. Dando con esto un primer gran paso para la desalinización de agua marina por un método hasta ahora innovador al demostrar que es posible desalinizar agua de mar por acción de un agente capaz de hacer posible la extracción de las sales y que además al ser separado del agua presente un casi nulo contenido de este agente tomando como referencia lo que las normas oficiales dictan encontrándonos así dentro de norma.

Por último, un análisis económico-energético preliminar demostró la factibilidad y viabilidad sustentable de implementar el proceso de desalinización DPD al mostrar una clara reducción en las emisiones de CO_2 en su operación de producción, eliminando la quema de combustibles fósiles para abastecer sus requerimientos energéticos, con lo que el medio ambiente se ve altamente beneficiado. Además se logra impulsar el desarrollo e investigación de nuevas tecnologías en producción de agua marina desalinizada obtenida por alternativas no convencionales.

Objetivo 1. Los resultados obtenidos mediante el análisis de conductividad eléctrica permitieron determinar las características fisicoquímicas del agua tratada como se muestra en la Tabla 6, a la cual posteriormente se le extrajeron las sales disueltas y por medio de destilación convencional asistida con energía solar fue separada del solvente orgánico.

Objetivo 2. A través de un diseño experimental, se logró determinar la cantidad óptima de acetona necesaria para hacer precipitar el mayor porcentaje de sales disueltas en el agua marina que posteriormente fueron extraídas.

Objetivo 3. Se logró desalinizar agua marina por acción de la acetona que fue capaz de precipitar hasta un 95.33 % de las sales disueltas, las cuales fueron extraídas por filtración con vacío, reduciendo de manera significativa la conductividad eléctrica del agua.

Objetivo 4. La recuperación de la acetona se obtuvo a través de dos distintos métodos, un método experimental, el cual constó de destilación batch convencional y un método de simulación de una columna de destilación RadFrac, asistido por el software Aspen Plus V8.8. Alcanzando una pureza de 97.75 %/w y 97.90 %/w respectivamente.

Objetivo 5. Fue caracterizada el agua obtenida del proceso de desalinización propuesto, la cual presentó una concentración de acetona remanente de 118.5459 g/l el cual es un valor fuera de norma, sin embargo, los resultados de la simulación RadFrac arrojaron una concentración de 0.7 mg/l de acetona remanente, además de presentar una lectura de 189 μ S en el análisis de conductividad eléctrica, lo que nos posiciona dentro de las NOM-250-SSA1-2014 y NOM-001-ECOL-1996 y hace factible en primera instancia la futura implementación del proyecto.

Objetivo 6. Finalmente, a través de un diseño económico-energético preliminar de las principales tecnologías de desalinización y el proceso DPD, se demostraron los beneficios económicos, energéticos y ambientales que conlleva, sustentando así la viabilidad del proyecto.

10. LINEAS DE INVESTIGACIÓN Y SUGERENCIAS

- Diseñar de manera rigurosa los equipos que intervienen en el proceso de desalinización propuesto.
- Para el proceso *batch*, mejorar las condiciones de diseño del sistema de separación.
- Implementar físicamente el proceso de desalinización de agua marina por precipitación, empleando un solvente orgánico y asistido con energía solar, de manera continua.
- Proponer un proceso de tratamiento químico-biológico del agua obtenida del proceso de desalinización asistido con energía solar.
- Diseñar un proceso adecuado para el tratamiento de las sales extraídas del agua marina a través del proceso de desalinización propuesto.
- Elaborar estrategias de mercado para dar valor agregado a las sales tratadas.

11. BIBLIOGRAFÍA

Alkaisia, A., Mossadb, R., Sharifian-Barforousha, A., (2017). A review of the water desalination systems integrated with renewable energy. Elsevier, Australia.

Al-Karaghoulí A., Kazmerski, L., (2013). Energy consumption and water production cost of conventional and renewable-energy-powered desalination processes. Elsevier, United States of America.

Autino, J., Romanelli, G., Ruiz D., (2013). Introducción a la química orgánica. Universidad Nacional de la Plata, Argentina.

Barclay, P., (1995). Cheaper Power and Desalination, Proceedings of the IDA World Congress on Desalination and Water Sciences. UAE, Abu Dhabi.

Barker, M., (2001). World desalination market set to erupt. W&WI, Desalination.

Boland, J. y Whittington, D., (2001). The Political Economy of Water Tariff Design in Developing Countries: Increasing Block Tariffs versus Uniform Price with Rebate. Nueva York, USA.

Borja, S., (2011). Análisis económico de la desalinización. Departamento de análisis económico aplicado. Universidad de Alicante. España.

Castro, A., y col., (2014). Desarrollo y puesta en marcha de tecnología de producción de etanol a partir del aprovechamiento integral del jugo y la biomasa sólida del agave tequilero y mezcalero. UMSNH, México.

Creus, S., (2009). Energías renovables. Barcelona, España.

De la Cruz, C., (2006). La desalinización de agua de mar mediante el empleo de energías renovables. Fuente, Dialnet. Madrid, España.

Demirbas, F., Bozbas, K., Balat, M., (2004). Carbon dioxide emission trends and environmental problems. Energy Exploration Exploid. Elsevier, Turquía.

Fernández, Y. y Sánchez, L., (2003). Efecto de una posible interacción entre el pH y la salinidad sobre el crecimiento de Posidonia oceánica. Boletín del Instituto Español de Oceanografía.

Flores, R., Perusquia del Ceto, R., Ortiz, H., (2004). Desalinización de agua de mar mediante reactores nucleares de potencia, con cogeneración. Instituto Nacional de Investigaciones Nucleares. México.

Hiriart Le Bert, G., (2010). Desalación de agua de mar apoyada con energía eólica. Tesis. UNAM, México.

International atomic energy agency., (2000). Guidebook on Introduction of Nuclear Desalination, Technical Reports Series No. 400, IAEA, Vienna.

International atomic energy agency., (1997). Thermodynamic and economic evaluation of co-production plants for electricity and potable water, IAEA-TECDOC-942, Vienna.

International atomic energy agency., (2005). Optimization of the coupling of nuclear reactors and desalination systems, IAEA-TECDOC-1444, Vienna.

López, J., Mejías, M., (2000). Las aguas salobres. Una alternativa al abastecimiento en regiones semiáridas. Instituto Geológico y Minero. España.

Martínez, D., (2003). Estudio de la viabilidad técnico-económica de la Desalinización de Agua de Mar por Ósmosis Inversa en España. Consejería de Agricultura, Agua y Medio Ambiente.

Martínez, D., (2004). Desalinización de agua de mar. Tecnología y costos. Revista ASAJA Región de Murcia, España.

Medina, J., (2000). Desalación de Aguas Salobres y de Mar (Ósmosis Inversa). Ed. MP. Madrid, España.

Méndez, J., Cuervo R., (2007). Energía solar fotovoltaica. Madrid, España.

Minnich, K. y col., (1995). A comparison of heat transfer requirements and evaporator cost for MED-TC and MSF, Proceedings of the IDA World Congress on Desalination and Water Sciences. UAE, Abu Dhabi.

Montaño, B., (2008). Análisis del proceso de internacionalización de Sadyt. Boletín económico del ICE No. 2947. Departamento de análisis económico aplicado. Universidad de Alicante. España.

Montaño, B., (2008). Desalinización y Emisiones de CO₂: Vínculos y Soluciones. Revista de la Agrupación Joven Iberoamericana de Contabilidad y Administración de Empresas No. 2.

Nisan, S., Dardour S., (2007). Economic evaluation of nuclear desalination systems. Desalination. Vol 205.

NOM-001-ECOL., (1996). Norma Oficial Mexicana. Límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales.

NOM-250-SSA1., (2014). Norma Oficial Mexicana. Agua para uso y consumo humano. Límites máximos permisibles de la calidad del agua y requisitos sanitarios que deben cumplir los sistemas de abastecimiento de agua públicos y privados, su control y vigilancia. Procedimiento sanitario de muestreo.

Pérez, J.; Piedra, F. Mesa, M. y Bona, C., (2005). Localización y afectación de costos medioambientales y no medioambientales en las empresas de aguas. El costo del agua desalada. Innovar, contabilidad y finanzas.

Prats, D., Cases, V., Montaña, B., Soler, M., Sevilla, M. y Melgarejo, J., (2008). Estudio de las estaciones depuradoras de aguas residuales de la Comunidad Valenciana. 3ª reunión Consolider TRAGUA.

Ocampo, A., (2015). Obtención de agua potable a partir de agua de mar mediante acetona y energía solar. Facultad de Ingeniería Química. UMSNH.

Romero, T., (2009). Energía solar térmica. Barcelona, España.

Sadhukhan, H.K., Misra, B.M., Tewari, P.K., (1999). Desalination and waste water treatment to augment water resources. Water Management. Purification and Conservation in Arid Climates. Technomic Publishing, USA.

Sadhwani, J., (2004). Impacto ambiental en la desalación de aguas. VII Congreso Nacional del Medio Ambiente.

Semiat, R., (2000). Desalinization: Present and Future. Water International, vol. 2. Haifa, Israel.

Sotelo, J., (2006). Instrumentos para el estudio del medio ambiente: métodos para la valoración del costo ambiental. Departamento de Análisis Geográfico Regional, UCM, España.

Tsur, Y., (2001). Water Regulation via Pricing: The Role of Implementation Costs and Asymmetric Information. The Hebrew University of Jerusalem, Israel, and The University of Minnesota.

Vargas, S., (2009). Utilización del reactor IRIS como co-generador para desalación de agua de mar. IPN, México.

Wangnick, K., (1995). The Historical Development of the Desalination Market, Proceedings of the IDA World Congress on Desalination and Water Sciences. UAE, Abu Dhabi.

Wildenborg, T., Lokhorst A., (2005). Introduction on CO₂ geological storage-classification of storage options. Oil Gas Science Technology. AH Apeldoorn - The Netherlands.

World Nuclear Association, (2008). Nuclear desalination. World Nuclear Association. Sitio Web, <http://www.world-nuclear.org/information-library/non-power-nuclear-applications/industry/nuclear-desalination.aspx>

Yu J., Corripio A.B., Harrison, O.P., Copeland, R.J., (2003). Analysis of the sorbent energy transfer system (SETS) for power generation and CO₂ capture. Advance Environmental. Adv. Environ.

Zapata, A., Martínez, J., Reca, J. y Callejón, J.L., (2000). Uso de agua desalada en el riego de cultivos intensivos. Vida rural No. XIV. Departamento de Ingeniería Rural. Universidad de Almeida, Portugal.