



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE MÉXICO



---

---

FACULTAD DE INGENIERÍA

**DESALACIÓN POR COMPRESIÓN  
MECÁNICA DEL VAPOR UTILIZANDO  
AGUA CALIENTE**

**T E S I S**

PARA OBTENER EL GRADO DE:  
**INGENIERO MECÁNICO**

P R E S E N T A:

**ULISES RODRÍGUEZ TORRES**

DIRECTOR DE TESIS:  
Dr. GERARDO HIRIART LE BERT

*Ciudad Universitaria, México D.F, Mayo de 2009*

## *Dedicatorias y agradecimientos*

*A dios; por haberme dado la dicha de poder conocer esto que llamamos vida y por ser parte de una familia maravillosa "Rodríguez Torres".*

*A mis padres; las personas que más quiero en mi vida, gracias por el cariño, las enseñanzas y el apoyo moral y económico que siempre me han brindado, el cual es invaluable para mí. Gracias por estar conmigo en los buenos momentos de mi vida, pero sobre todo, por acompañarme a superar los malos. Hago este pequeño logro compartido, esperando que comprendan que mis ideales y esfuerzos son inspirados en cada uno de ustedes.*

*A mi madre; quien ha llenado de significado todo mi existir, con su intachable expresión de amor, siempre incondicional, que jamás olvidaré. Al ser humano que admiro y respeto profundamente.*

*A mi padre; quien me ha acompañado durante mi vida, siendo una presencia importante que me alienta a la superación. Al ser que inculcó en mí diversos valores y principios, dejando así una huella marcada en mi personalidad.*

*A mis hermanos; Jesús, Elizabeth, Ricardo y Monserrat por haber contribuido en gran medida en mi formación como persona y por haberme demostrado su cariño en el transcurso de mi vida.*

*A Daniela; con quien he vivido buenos momentos y ha llegado a ser una de las personas más especiales en mi vida.*

*A todos los amigos que hice durante mi vida académica, con quienes compartí buenos momentos y que aún siguen formando parte de mi vida al brindarme lo mejor de ellos: su amistad.*

*A todos los amigos que hice en el proyecto IMPULSA IV, por el compañerismo y el apoyo que me brindaron, por las experiencias que viví a su lado, y en especial gracias a los Ingenieros Salvador y Jorge por los consejos que me han ayudado mucho al realizar este trabajo.*

*Al Dr. Gerardo Hiriart; por la paciencia y el apoyo en la elaboración de este trabajo de tesis, por compartir sus consejos y experiencia, por enseñarme a buscar la excelencia en el trabajo y por ser una gran persona.*

*A los profesores; por sus enseñanzas tanto en la vida profesional como personal.*

*A la UNAM; quien fue mi segunda casa durante varios años, me abrió las puertas y me dio las herramientas necesarias para un buen desarrollo profesional y personal, especialmente al Colegio de Ciencias y Humanidades Naucalpan y a la Facultad de Ingeniería.*

*Y finalmente a todas las personas que he conocido a lo largo de mi vida, en los distintos trabajos que he tenido y por donde he caminado, pues gracias a ellas soy quien soy, me han dejado muchas enseñanzas buenas y malas, y gracias a todas esas enseñanzas y a esas personas... soy Ulises.*

## ÍNDICE

	Página
RESUMEN	1
INTRODUCCIÓN	2
CAPITULO 1. DESARROLLO TECNOLÓGICO DE LA DESALACIÓN	
1.1. Introducción	4
1.2. Antecedentes	4
1.2.1. Definición	5
1.2.2. Desalación de agua de mar caliente en el proyecto IMPULSA IV	8
1.2.3. Necesidades de agua en Baja California	10
1.3. Sistemas de Desalación Térmicos	12
1.3.1. Desalación por compresión mecánica de vapor (MVC)	14
1.3.2. Desalación de múltiple Efecto (MED)	15
1.3.3. Desalación instantánea de múltiple etapa (MSF)	18
1.4. Desalación en México (Plantas Térmicas Instaladas)	19
CAPITULO 2. ANÁLISIS DE LA DESALACIÓN DE AGUA DE MAR POR COMPRESIÓN MECÁNICA DEL VAPOR UTILIZANDO AGUA CALIENTE	
2.1. Introducción	22
2.2. Tecnología MVC (planta convencional).	22
2.2.1. Rosarito, Baja California	27
2.3. Propuestas de implementación del agua caliente en el proceso MVC.	30
2.3.1. Propuesta I: Implementación de agua caliente como fuente de energía.	30
2.3.1.1. Descripción	30
2.3.1.2. Análisis térmico	31
2.3.1.3. Resultados	33
2.3.2. Propuesta II: Implementación de agua caliente como fuente de alimentación.	34
2.3.2.1. Descripción	34
2.3.2.2. Análisis térmico	36
2.3.2.3. Resultados	36

## CAPITULO 3. EVALUACIÓN ECONÓMICA

3.1. Introducción	38
3.2. Análisis de costos y rentabilidad	38
3.2.1. Rosarito, Baja California Sur	39
3.2.2. Propuesta I: Implementación de agua caliente como fuente de energía	40
3.2.3. Propuesta II: Implementación de agua caliente como fuente de alimentación	40

## CAPITULO 4. ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

4.1. Análisis de resultados	42
4.2. Conclusiones	43

## ANEXOS

A. Simulación en hoja de cálculo del proceso de desalación MVC para el caso de estudio "Rosarito, Baja California"	45
B. Simulación en hoja de cálculo del área de intercambio de calor de los equipos del proceso de desalación MVC para el caso de estudio "Rosarito, Baja California".	46
C. Análisis de costos del proceso de desalación MVC para el caso de estudio "Rosarito, Baja California".	47
D. Simulación en hoja de cálculo de la Propuesta I: Implementación de agua caliente como fuente de energía.	49
E. Simulación en hoja de cálculo del área de intercambio de calor de los equipos de la propuesta I.	50
F. Análisis de costos de la propuesta I.	51
G. Simulación en hoja de cálculo de la propuesta II: Implementación de agua caliente como fuente de alimentación.	53
H. Simulación en hoja de cálculo del área de intercambio de calor de los equipos de la propuesta II.	54
I. Análisis de costos de la propuesta II.	55

REFERENCIAS	57
-------------	----

## RESUMEN

El objetivo principal de esta tesis ha sido aprovechar la energía del agua de mar caliente al utilizarla en el proceso de desalación por compresión mecánica del vapor, con lo anterior el consumo de energía en dicho proceso se reduce lo cual implica un beneficio directo en el costo de desalación por metro cubico ya que disminuye significativamente.

El proyecto IMPULSA IV ha encontrado varias fuentes de agua de mar caliente con una temperatura mayor a los 90 °C, a pocos metros de la playa, en abundantes cantidades a lo largo de la Península de Baja California. Se pretende aprovechar el agua de mar caliente en la desalación y así abastecer de agua la región.

Se realizó el análisis térmico de una planta convencional de desalación por compresión mecánica del vapor y se plantearon dos nuevos esquemas en los cuales se implementa el uso del agua de mar caliente en el proceso de desalación.

El agua de mar caliente, contiene muchas sales y gases disueltos, se usa como fluido primario para calentar "agua pura" en el primer esquema de desalación, la cual se usa como fuente de energía en el proceso, en el segundo esquema de igual forma se utiliza como fluido primario para calentar agua de mar "limpia" para desalar la misma.

Se analizan las ventajas que tiene el uso de agua de mar caliente en la desalación comparando los resultados de los esquemas propuestos con los del proceso tradicional, de compresión mecánica del vapor.

Se considera que los esquemas propuestos podrían ser una gran aportación a la desalación de agua de mar en la Península de Baja California, en lugares como Puertecitos, Punta Gorda, San Felipe, entre otros, con muy bajo consumo de energía eléctrica durante el proceso.

## INTRODUCCIÓN

En las últimas décadas un cierto número de tecnologías de desalación se han desarrollado ampliamente debido a la necesidad de suplir el abastecimiento de agua dulce en las regiones áridas o en lugares con problemas de suministro de agua potable alrededor del mundo.

En México el crecimiento en la población es cada día más rápido, aunado con el aumento en las actividades industriales y agrícolas. La falta de agua principalmente en la zona norte del país ha provocado que se tengan que tomar ciertas medidas para aseverar el abastecimiento de agua a la población y asegurar el recurso para los años futuros. Tanto el control en el consumo desmedido por parte de la población, la disminución de las pérdidas en los sistemas de distribución, resolver las problemáticas en el manejo de agua y explotación de acuíferos, así como la búsqueda de nuevas fuentes de abastecimiento del recurso son los caminos a seguir.

El proyecto IMPULSA (Investigación Multidisciplinaria de Proyectos Universitarios de Liderazgo y Superación Académica) del Instituto de Ingeniería de la UNAM se ha dado la tarea de estudiar, analizar, diseñar, evaluar... los procesos de desalación mediante el uso de energías renovables (viento, mar, solar, entre otras). Un área importante es la utilización de agua de mar caliente en los procesos de desalación y generación de energía.

El objetivo de este trabajo de tesis es dar a conocer las ventajas que tiene el proceso de desalación por compresión mecánica del vapor (MVC) utilizando agua caliente - como fuente de energía o como fuente de alimentación en el proceso- para ser considerada como una fuente de abastecimiento de agua en las zonas costeras de la Península de Baja California.

Este proceso de desalación utiliza vapor (arranque del proceso) y energía eléctrica como fuentes de energía para producir agua dulce. Con la implementación de agua de mar caliente, la cual se ha encontrado abundantemente en las zonas costeras de la Península de Baja California a unos cuantos metros de la playa, se pretende eliminar la fuente de vapor que se necesita para poder iniciar el proceso de desalación, observar el consecuente ahorro en el consumo de energía, el rendimiento del sistema y las implicaciones técnicas al sustituir el vapor por el uso de agua caliente.

En el primer capítulo de este trabajo se mencionan los antecedentes de la desalación de agua de mar, los trabajos que se han realizado con el fin de aprovechar las energías renovables en la desalación por parte del proyecto IMPULSA IV, así como un panorama general sobre las necesidades de agua en la Península de Baja California. Asimismo se describen las diferentes tecnologías térmicas de desalación de agua de mar que se están aplicando hoy en día, su funcionamiento y con base en esto se elige

el proceso de desalación que se analizará posteriormente. Al final se realiza un análisis sobre la desalación en México en los últimos años.

En el capítulo dos se revisa a detalle los parámetros de funcionamiento de la tecnología de desalación seleccionada la cual es del tipo compresión mecánica del vapor. Se realiza el análisis de la planta evaporadora de agua de mar que se tiene en la planta Termoeléctrica de Rosarito, Baja California como caso de estudio. Se describen las propuestas de la implementación de agua de mar caliente en la tecnología de desalación MVC: la primera utilizando el agua de mar caliente como fuente de energía y la segunda desalando el agua de mar caliente.

En el capítulo tres se realiza un análisis de costos y rentabilidad de las dos propuestas y del caso de estudio para poder obtener el costo por  $m^3$  del agua y ver cuánto disminuye el costo de las propuestas en comparación con el caso de estudio.

Por último, en el cuarto capítulo, se comparan los resultados obtenidos en las propuestas de implementación de agua caliente al proceso de desalación MVC con los parámetros que se tienen en una planta convencional del mismo tipo y se analiza la conveniencia de incorporar el recurso de agua de mar caliente como una vía para desalar agua de mar con una componente renovable.

## **CAPITULO 1. DESARROLLO TECNOLÓGICO DE LA DESALACIÓN**

### *1.1 Introducción*

En este capítulo se mencionan brevemente los antecedentes de la desalación de agua de mar así como su desarrollo en los últimos años, los trabajos que se han realizado con el fin de aprovechar las energías renovables en el proceso por parte del proyecto IMPULSA IV, así como un panorama general sobre las necesidades de agua en la Península de Baja California. También se describen las diferentes tecnologías térmicas de desalación que se están aplicando hoy en día, su funcionamiento y por último se realiza un análisis sobre las plantas desaladoras instaladas en México en los últimos años.

### *1.2 Antecedentes*

Muchos países en el mundo sufren de una escasez natural de agua dulce. En particular, en el Medio Oriente, la desalación de agua de mar es un elemento vital y fiable de agua dulce en países tales como Arabia Saudita, Emiratos Árabes Unidos, y Kuwait.

La disponibilidad de agua dulce de los ríos y las aguas subterráneas actualmente es limitada y están siendo agotados cada vez más a un ritmo alarmante en muchos lugares del mundo, al mismo tiempo la calidad del agua va disminuyendo debido algunas veces a la contaminación por parte del hombre o muchas veces de manera natural, por lo cual se han tenido que establecer leyes que regulen el manejo del agua, que reduzcan la contaminación y consumo desmedido del recurso por parte de la población.(manejo integral de acuíferos)

Se requieren cantidades cada vez mayores de agua y se necesitarán en años futuros como resultado del aumento acelerado de la población, junto con la expansión de actividades industriales y agrícolas. Actualmente, cerca del 40% de la población mundial presenta problemas de escasez de agua, y se pronostica que esta cifra se incrementará al 60% para el año 2025.

La humanidad ha producido agua dulce a partir de agua marina a lo largo de varios siglos. Las civilizaciones: egipcia, hebrea y persa sentaron los precedentes en materia de desalación. Los grandes viajes transoceánicos y por lo tanto la necesidad de abastecer de agua a naves marítimas que pasaban grandes periodos de tiempo mar adentro, impulsaron grandes avances en tecnología de desalación. Durante el siglo XVIII, las naves británicas y norteamericanas producían agua dulce a partir de destiladoras simples, usando calor de las estufas del barco para destilar agua.



La industria de la desalación ha avanzado rápidamente desde su creación a escala industrial en la mitad del siglo XX. El número de plantas de desalinización en 1960 era de cinco unidades, con un tasa de producción total de 5000 m<sup>3</sup> / día. IDA Desalination Yearbook 2008-2009 reporta que hasta finales de 2007, se han instalado 13, 816 plantas de purificación de agua. Las plantas de desalación de agua de mar y agua salobre representaron alrededor del 62% y 19%, respectivamente, del total de las fuentes de agua desalada en el mundo. La capacidad total instalada ha llegado a 48 millones de m<sup>3</sup>/día de agua dulce como se muestra en la figura 1.1.

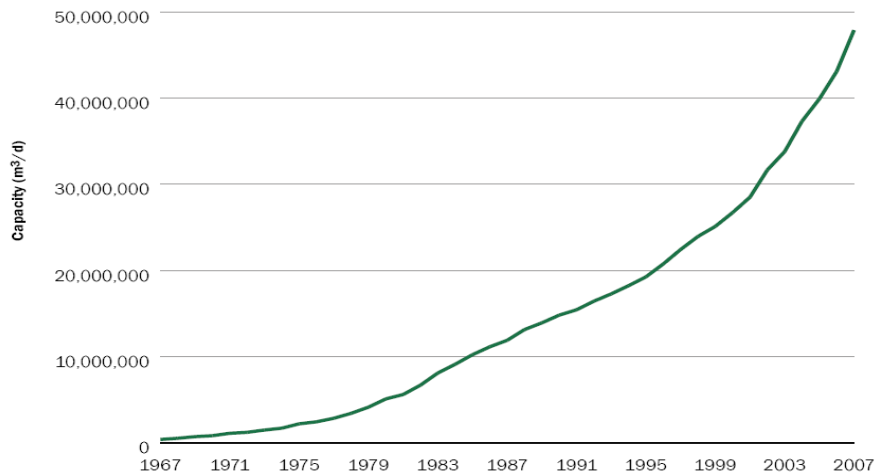


Figura 1.1 Capacidad global instalada desde 1966.  
[IDA Desalination Yearbook 2008-2009]

En general, se estima que más de 75 millones de personas en todo el mundo obtienen agua mediante la desalación de agua de mar o agua salobre.

### 1.2.1 Definición

Un proceso de desalación separa las sales y minerales que contiene el flujo de agua de alimentación en dos corrientes: una corriente de agua fresca que contiene bajos niveles de concentración de sales disueltas y una corriente con niveles de concentración mayores a las del flujo de alimentación (salmuera o rechazo). Estos procesos requieren de energía para poder llevar a cabo la separación, la energía empleada puede ser térmica, mecánica, eléctrica, o una combinación de las antes mencionadas dependiendo del tipo de planta desaladora que se desee utilizar.

El proceso general de desalación puede verse claramente en el esquema de la figura 1.2. Primero el agua de alimentación ya sea de origen marino o salobre es dirigida por un sistema de bombas hacia un sistema de pre-tratamiento, el cual es esencial para estabilizar y mejorar las características del agua de alimentación y de este modo mantener la eficiencia de la planta desaladora. Este proceso incluye la remoción de impurezas que pueden provocar problemas de incrustaciones, formación de espuma y corrosión. Estos tratamientos son específicos y su elección depende principalmente de

las características del agua de alimentación, así como del proceso de desalación que se empleará. Después de esto el agua de alimentación es llevada mediante un nuevo sistema de bombeo a la planta desaladora donde es separada como se mencionó anteriormente en dos corrientes: producto y salmuera.

El producto de igual manera pasa por un proceso de pos-tratamiento para modificar la calidad del agua desalada dependiendo del uso que se le vaya a dar posteriormente. Los procesos de desalación térmicos ofrecen una calidad del agua producida con menos de 10 ppm<sup>1</sup> de los sólidos totales disueltos (TDS), la cual tiene amplias aplicaciones industriales debido a su baja concentración de sales. La salmuera es rechazada al mar mediante un sistema de difusores ubicados mar adentro, permiten la buena dilución de esta en el mar para no afectar el ambiente marino causando problemas ecológicos por el exceso de concentración. Por último el producto es depositado en tanques para su almacenamiento y de allí es enviado para el uso que está dispuesto.

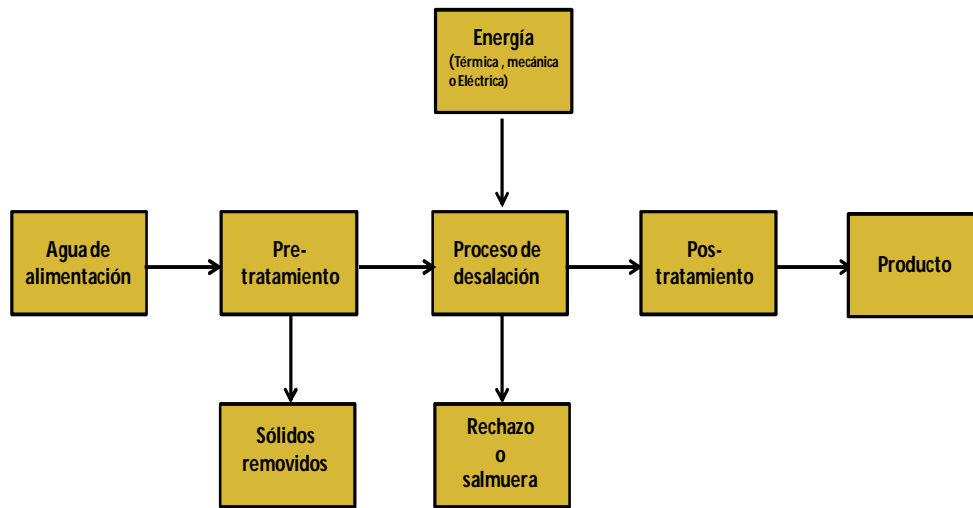


Figura 1.2 Esquema general de una planta de desalación.

Para ciertos procesos industriales pueden usarse aguas de hasta 5,000 ppm<sup>1</sup>, pero en otros como centrales eléctricas el límite máximo es ínfimo. En la agricultura, algunos cultivos toleran hasta las 2,000 ppm, aunque ello depende de la tierra, clima, composición del agua salobre, método de riego fertilizantes aplicados. En cuanto al consumo humano, su límite es de 1,000 ppm, aunque en climas excesivamente cálidos un aporte extra de sales (si son principalmente cloruro sódico) puede ser beneficioso para el cuerpo humano. Basados en la cantidad de sólidos totales disueltos en el agua, se puede clasificar el agua en función de su salinidad (Tabla 1.1).

<sup>1</sup> ppm: partes por millón, la cantidad de materia contenida en una parte sobre el total de un millón de partes.

Tabla 1.1 Rangos de salinidad de los diferentes tipos de agua.  
[Farinas 1999, Medina 2000].

Denominación del agua	Salinidad (ppm)
Ultrapura	0.03
Pura(caldera)	0.3
Desionizada	3
Dulce (potable)	<1,000
Salobre	1,000– 10,000
Salina	10,000 – 30,000
Marina	30,000 – 50,000
Salmuera	>50,000

La salinidad del agua está en función del tipo de sales que contenga, tabla 1.2. Éstas pueden ser cloruro de sodio, u otras como carbonatos, sulfatos, silicatos, etcétera.

Tabla 1.2 Constituyentes principales del agua de mar.  
[Gaceta IMTA, No. 6]

Constituyente	Símbolo	g/kg en agua de mar	% por peso
Cloruro	Cl <sup>-</sup>	19.35	55.97
Sodio	Na <sup>+</sup>	10.76	30.62
Sulfato	SO <sub>4</sub> <sup>-</sup>	2.71	7.72
Magnesio	Mg <sup>++</sup>	1.29	3.68
Calcio	Ca <sup>++</sup>	0.41	1.17
Potasio	K <sup>+</sup>	0.39	1.10
Bicarbonato	HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	0.14	0.40
Bromuro	Br <sup>-</sup>	0.067	0.19
Estroncio	Sr <sup>++</sup>	0.008	0.02
Bario	B	0.004	0.01
Fluoruro	F <sup>-</sup>	0.001	0.01
Total	---	---	99.99

Por otra parte, dependiendo de la región, la concentración de sales varía como lo muestra la figura 1.3, por ejemplo el agua del mar Mediterráneo (36 000 ppm de TDS) es diferente a la del Golfo Pérsico (43,000 - 50,000 ppm de TDS).

Una variedad de tecnologías de desalación han sido desarrolladas en las últimas décadas: térmicas, por membrana, congelamiento y electrodiálisis. Para fines prácticos este trabajo se enfoca solo a los procesos térmicos de desalación los cuales se describirán un poco más a detalle en la fracción del 1.2 del presente capítulo.

## Salinity at the sea surface

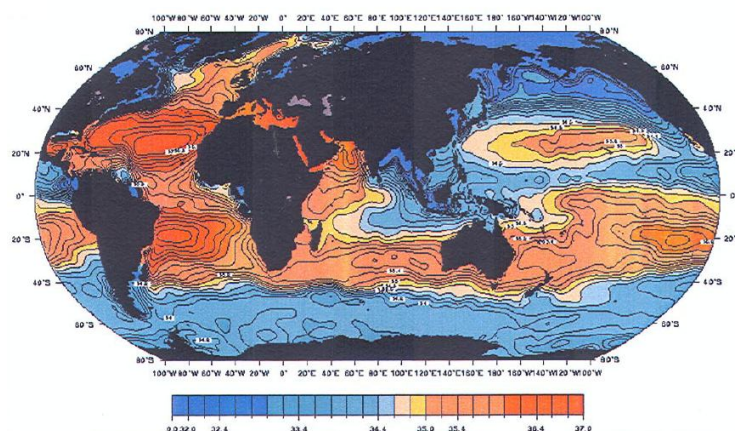


Figura 1.3 Salinidad en la superficie del mar.  
[Thermal Desalination of Saline Waters, January, 2009]

Un cierto número de factores entran en juego en el momento de decidir la técnica a utilizar. Estos factores incluyen la calidad del agua de la fuente, la cantidad y calidad deseadas en cuanto al producto final, las condiciones energéticas bajo las cuales se vaya a operar y las posibilidades en cuanto a la disposición final de los desechos.

### 1.2.2 Desalación de agua de mar caliente dentro del proyecto IMPULSA IV.

El proyecto IMPULSA (Investigación Multidisciplinaria de Proyectos Universitarios de Liderazgo y Superación Académica) del Instituto de Ingeniería de la UNAM se ha dado la tarea de estudiar, analizar, diseñar, evaluar... los procesos de desalación mediante el uso de energías renovables (viento, mar, solar, entre otras). Un área importante es la utilización de agua de mar caliente en los procesos de desalación y generación de energía.

A lo largo de las costas de nuestro país existen manantiales de agua de mar caliente. Algunos se encuentran tierra adentro, a escasos metros de la playa y otros se encuentran mar adentro cerca de la costa. En la Península de Baja California se han encontrado fuentes de agua caliente: Punta Banda, San Carlos, Uruapan, San Felipe, Puertecitos, la Paz, los Cabos, entre otros, figura 1.4.

Esta agua de mar caliente se genera a través del calor volcánico que asciende por las fallas geológicas, el cual precalienta el agua de mar a temperaturas cercanas a la de ebullición.



Figura 1.4 Zonas en las cuales se ha encontrado agua caliente.  
 [www.impulsa4.unam.mx]

El agua de mar caliente puede ser usada de dos formas para fines de desalación. Si es muy caliente (mayor a 120 °C) se puede usar para la generación de energía eléctrica, independiente de las condiciones climáticas y de la hora del día, para ser utilizada en los procesos de desalación de manera continua, abatiendo el uso de combustibles fósiles en el proceso de generación de energía. Por otra parte si se encuentra a menor temperatura, de mala calidad y contiene gases disueltos se puede usar como fuente directa de calor en la desalación térmica, mediante intercambiadores de calor que calienten agua de mar para su destilación. Esto eliminaría la fuente de vapor que se necesita para calentar el agua de 80 a 100°C (por lo regular esta fuente de calor viene del proceso de una planta de generación de energía). Si se encuentra libre de gases y de buena calidad se usa directamente como agua de alimentación en la desaladora.

El proyecto está sujeto principalmente a la localización de fuentes geotermales de agua suficientemente caliente en el subsuelo. Los esquemas básicos que se buscan son encontrar mediante exploración geotérmica sitios donde mediante pozos poco profundos se puedan extraer fluido con temperaturas superiores a los 90 °C.

La búsqueda de estos sitios se lleva a cabo con la ayuda del Instituto de Geofísica<sup>2</sup> de la UNAM mediante la búsqueda de imágenes satelitales, tomografía con mediciones magneto-telúricas y geoquímica de las aguas y gases de manantiales.

<sup>2</sup> Dra. Rosa María Prol Ledesma, Instituto de Geofísica, UNAM.

### 1.2.3 Necesidades de agua en Baja California.

La Península de Baja California se encuentra ubicada en el noroeste del país, forma parte de los 13 organismos de cuenca (antes conocidos como Gerencias Regionales), cuyo ámbito de competencia son las Regiones Hidrológico-Administrativas las cuales se muestran en la figura 1.5. Cuenta con 145,386 km<sup>2</sup> de superficie territorial. En 2007 su población ascendió a 3, 580,948 habitantes con una densidad de población de 25 hab/km<sup>2</sup>. Produjo el 4.22 % del Producto Interno Bruto en 2007 del total generado en el país.



Figura 1.5 Regiones Hidrológico-Administrativas.  
[CONAGUA]

Aunque casi tienen la misma extensión territorial los estados de Baja California y Baja California Sur, la mayor parte de la población de la Península se encuentra concentrada en el primer estado, debido principalmente a que cuenta con dos núcleos poblacionales, Tijuana (entre 1.5 y 3 millones de habitantes) y Mexicali (entre 0.5 y 1 millón de habitantes).

La Península de Baja California Cuenta con 4,616 mil millones de metros cúbicos de agua dulce renovable, producto de las precipitaciones pluviales a lo largo del año, a lo que se denomina disponibilidad natural media. A finales de 2007 la disponibilidad media per cápita fue de 1,289 m<sup>3</sup>/hab./año.

Cabe destacar que la distribución mensual de la precipitación en particular acentúa los problemas relacionados con la disponibilidad del recurso, ya que en la Península de Baja California la precipitación ocurre principalmente en el invierno, a diferencia de las demás cuencas, lo cual ocurre generalmente entre los meses de junio y septiembre, figura 1.6. Debido a esto, los problemas de abastecimiento de agua en la Península se incrementan, ya que en los meses de abril a julio el turismo tanto nacional como internacional, principalmente provenientes de Estados Unidos, llenan las principales zonas turísticas de la Península: los Cabos, la Paz, Rosarito, San Felipe, Tecate, Ensenada, Mexicali, entre otros, ya que ofrece una variedad de atracciones para el

visitante: ecoturismo, reservas arqueológicas, turismo de aventura, hermosas playas, restaurantes, etc.

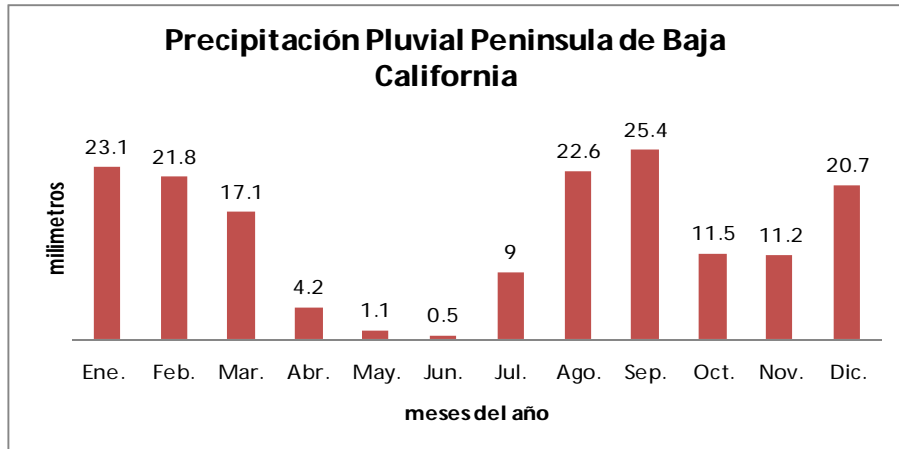


Figura 1.6 Precipitación pluvial normal mensual en la Península de Baja California, en el periodo de 1971-2000.

[Estadísticas del agua en México, 2008, SEMARNAT]

Esta región hidrológica presenta la menor cantidad de precipitación pluvial en todo el país, figura 1.7, además de presentar sequía en la mayor parte del territorio a principios del mes de mayo, las sequías van desde anormalmente seco hasta extremas, las cuales impiden el desarrollo y crecimiento del sector agropecuario.

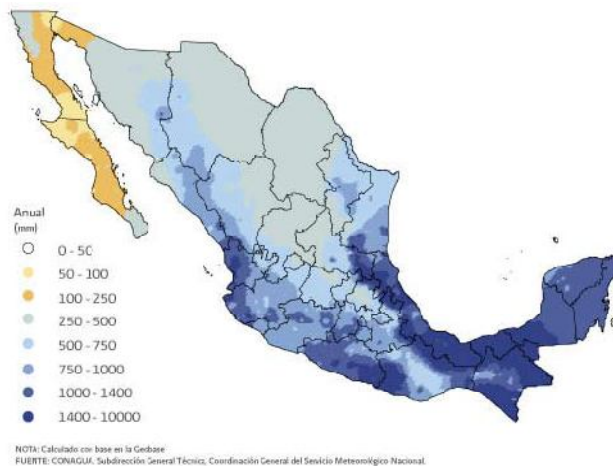


Figura 1.7 Distribución de la precipitación pluvial anual en México (1971-2000).

[Estadísticas del agua en México, 2008, SEMARNAT]

Otro rubro que se ve afectado por la escasez de agua es el sector industrial, por su cercanía con los Estados Unidos ha crecido aceleradamente en los últimos años.

Es necesario atender esta demanda de agua en la Península de Baja California para que siga creciendo económicamente, lo cual ayude al crecimiento del país. Es por ello que se ve en la desalación una gran herramienta de apoyo para solucionar este problema. Aunado a mejores políticas de reparto y cuidado del agua, ya que es vital en desarrollo de las labores cotidianas de la población.

### 1.3 Sistemas de desalación Térmicos.

La desalación puede ser obtenida por un número distinto de técnicas. Estas pueden ser clasificadas en dos categorías: cambio de fase o procesos térmicos, y membrana o procesos de una sola fase.

Uno de los caminos más comunes para remover las sales disueltas en el agua de mar es la destilación, figura 1.8. En este trabajo solo se enfocará en los procesos térmicos de desalación.

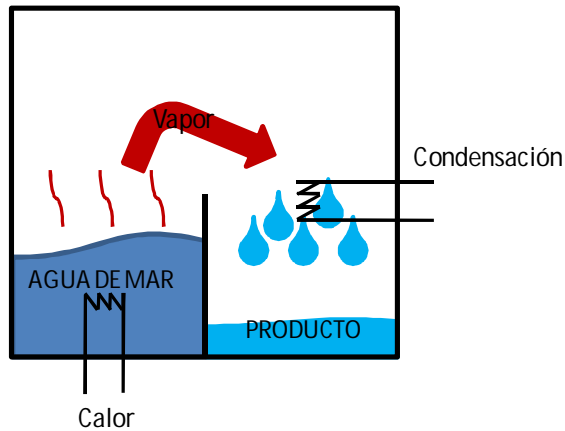


Figura 1.8. Principio del proceso de destilación térmica.

La destilación es realizada simplemente por el calentamiento del agua de mar. Las sales y sólidos disueltos en el agua de mar son no volátiles relativamente, permanecen en la solución mientras el agua es evaporada cuando se calienta el agua de mar. El agua que se obtiene cuando se condensa el vapor se encuentra libre de sales. Por supuesto, se requiere energía para calentar el agua de mar. Sin embargo, calentar agua hasta evaporarla requiere de una gran cantidad de energía calorífica y, por lo tanto, un costo asociado. La energía térmica puede ser obtenida de una fuente convencional de combustible fósil, lo cual provocaría emisiones de CO<sub>2</sub> a la atmósfera, lo cual no es benéfico para el ambiente. Es por ello que el uso de una fuente de energía renovable aporta una componente sustentable al proceso de desalación.



Al calentar el agua de mar a temperaturas mayores a 95 °C, sustancias como carbonatos y sulfatos, encontrados en el agua de mar pueden precipitar -dependiendo de las condiciones- provocando incrustaciones, pues a esos niveles empiezan a desprender soluciones que se adhieren a los materiales. Éstas ocasionan problemas térmicos y mecánicos, y una vez formadas son difíciles de remover, lo cual provoca que la planta tenga que parar para su reparación y mantenimiento en periodos muy cortos, figura 1.9. Debido a esto es necesario reducir la temperatura de ebullición del agua. Para lograrlo se recurre a un sistema de vacío, generalmente mediante eyectores, con los cuales se disminuye la presión en el interior de las cámaras de evaporación y, en consecuencia, el punto de ebullición del agua en el interior. La presión de vacío en el sistema también contribuye a la evaporación sucesiva del agua en distintas cámaras, con lo que se aprovecha al máximo la energía calorífica del agua ya calentada. Este tipo de procesos de destilación también necesitan un sistema de extracción de gases no condensables que se encuentran en el agua de mar: O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>, este último formado durante la evaporación del agua de mar.



Figura 1.9 Generación de incrustaciones en la evaporadora de agua de mar MVC.  
(Planta Termoeléctrica de Rosarito, Baja California Sur)

La destilación a altas temperaturas (dependiendo del vacío obtenido) es por lo general más económica. La principal ventaja de elevar la temperatura del proceso es incrementar la diferencia de temperatura entre la temperatura de operación y la temperatura del agua de alimentación. A una diferencia mayor en las temperaturas mayor cantidad de agua puede ser producida por la unidad evaporadora. Esta diferencia de temperaturas podría también permitir el uso de un número mayor de etapas de flasheo o efectos. Mientras más etapas o efectos tiene la unidad evaporadora se incrementa más el costo de inversión del proceso, pero reduce el calor requerido en la unidad.

Las tecnologías térmicas de desalación usadas actualmente son:

- Destilación por compresión de vapor (VC)
- Destilación instantánea de múltiple etapa (MSF)
- Destilación múltiple efecto (MED)

### 1.3.1 Desalación por compresión de vapor (VC).

En el proceso de desalación por compresión de vapor (VC) la energía calorífica para evaporar el agua de mar viene de la compresión del vapor generado en la misma unidad. Se pueden emplear dos tipos de equipos para comprimir el vapor generado: un compresor mecánico (MVC) o un térmico (eyector) también llamado termocompresor (TVC). El primero requiere de energía eléctrica para poder llevar a cabo su función. Esta tecnología opera también bajo el principio de reducción del punto de ebullición del agua de mar, al reducir la presión dentro de la evaporadora, el compresor ayuda a generar el vacío en la unidad.

Un diagrama esquemático del proceso MVC se muestra en la figura 1.10. En este proceso, el agua de alimentación es enviada por un sistema de bombeo a través de dos intercambiadores de calor para ser precalentada con la energía residual del agua ya desalada y de la salmuera. El agua precalentada es introducida por la parte superior de la evaporadora, donde es rociada sobre el banco de tubos mediante un sistema de boquillas, las cuales esparcen el agua en forma de finas gotas. Una fracción del agua es evaporada al recibir la energía calorífica del vapor ya comprimido que se encuentra a una temperatura superior en el interior de los tubos. El vapor generado pasa a través de los demisters donde se retiran las gotas finas que arrastra en su camino para llegar libre de agua a la entrada del compresor. El compresor succiona el vapor libre de gotas y lo comprime elevando su temperatura y presión. El flujo de vapor comprimido es descargado en el interior de los tubos de la evaporadora, al pasar a través de los tubos cede su energía calorífica para evaporar el agua de alimentación, sale como condensado al final de los tubos, se almacena en un depósito y después manda hacia el intercambiador de calor que precalienta parte del agua de alimentación. La salmuera producida en la evaporadora se bombea hacia el intercambiador de calor que precalienta la fracción restante del agua de alimentación.

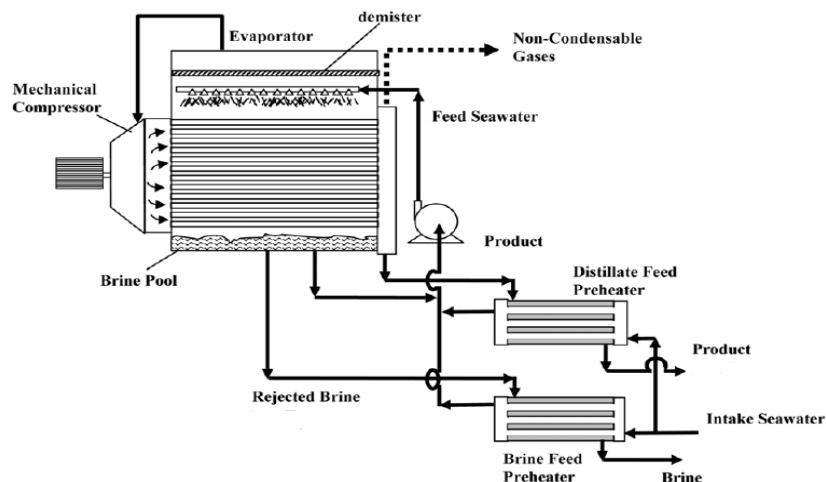


Figura 1.10 Desalación por compresión mecánica de vapor (un solo efecto).  
[Ettouney Hisham, Desalination]

Para el arranque de la planta se necesita una fuente de calor (vapor), por lo general se obtiene de una extracción de la turbina o del la caldera en un ciclo de generación. Al principio el proceso opera como sistema cerrado, el vapor que se utiliza para evaporar el agua de alimentación que está entrando es el de la extracción, hasta que la evaporadora genera el suficiente vapor para evaporar el agua de alimentación por si misma se retira la extracción de vapor. Sin embargo, el sistema solamente requiera energía eléctrica para ser operado, la cual es usada en el compresor, bombas, sistema de vacío y equipo de control.

Los perfiles de temperaturas que se llevan a cabo en el proceso se muestran en la figura 1.11.

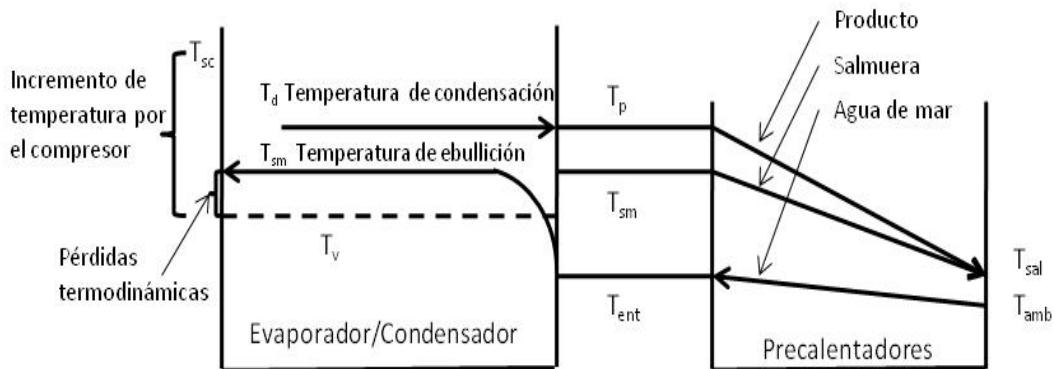


Figura 1.11 Perfiles de temperatura en el proceso MVC.  
[Ettouney Hisham, Desalination]

Durante el proceso de evaporación, se rechazan gases no condensables,  $O_2$ ,  $N_2$  y  $CO_2$ , del agua de mar, esto para prevenir su acumulación, lo cual podría incrementar la resistencia en la transferencia de calor y reducir el coeficiente global de transferencia de calor. También, un incremento en la cantidad de los gases no condensables reduce parcialmente la presión del vapor no condensado, a su vez, decrece la temperatura del vapor. Por lo tanto, es necesario un orificio de ventilación y un eyector para remover los gases no condensables continuamente, en otros casos un deaerador es utilizado para asegurar la extracción de los gases no condensables del agua de alimentación.

Algunos diseños pueden hacer uso de una bomba de recirculación de salmuera; esto podría ser necesario para controlar el tiempo de residencia del agua de alimentación dentro de la evaporadora.

### 1.3.2 Desalación de Múltiple Efecto (MED)

La destilación por múltiple efecto (MED) es el proceso de desalación más viejo que existe. El proceso MED se lleva a cabo en una serie de evaporadores llamados efectos, el principio de operación es la reducción de la presión a través de los efectos de una forma escalonada. La presión dentro de las cámaras se encuentra a presión de vacío. Esto permite que el agua pueda evaporar a temperaturas cada vez más bajas y que el vapor obtenido en cada cámara pueda ceder su energía en la siguiente. El agua de

alimentación se hace pasar por el primer efecto, donde es rociada mediante un sistema de aspersores sobre la superficie de los tubos del evaporador, donde recibe energía calorífica de la fuente de alimentación (por lo general vapor de extracción de una turbina o caldera) que pasa por el interior de los tubos; como consecuencia, parte del agua se evapora. El vapor obtenido se manda a la siguiente cámara, la cual se encuentra a una presión más baja, entra en un intercambiador de calor donde cede su calor latente hasta ser condensado, se recolecta en un depósito para después ser extraído mediante un sistema de bombeo para formar parte del producto. El calor cedido permite la evaporación del agua que se rocía sobre los tubos en la segunda cámara. Este proceso de evaporación y condensación es repetido sucesivamente de efecto a efecto cada uno con menor presión y temperatura. La figura 1.12 muestra una cámara del proceso MED.

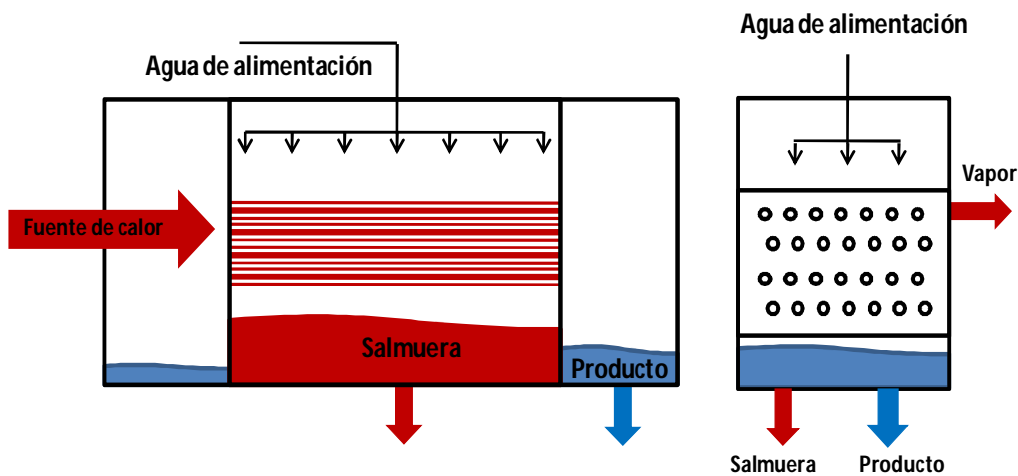


Figura 1.12 Cámara o efecto de un proceso MED. Izquierda vista frontal, derecha vista lateral.

El vapor de la planta es económicamente proporcional al número de efectos. El número total de efectos es limitado por la temperatura máxima de trabajo y el valor mínimo en la diferencia de temperaturas entre un efecto y el siguiente. En plantas grandes se pueden emplearse de 8 a 16 efectos. Algunas plantas se han diseñado con una temperatura máxima alrededor de 70 °C en el primer efecto, lo cual reduce el crecimiento de incrustaciones en los tubos de la evaporadora.

La salmuera resultante puede ser utilizada en el siguiente efecto o desechada, dependiendo de la configuración del sistema. Los posibles arreglos del sistema MED, son determinados de acuerdo a la forma en que es suministrada el agua de alimentación estos son en paralelo o en serie.

En el proceso en paralelo el flujo de agua de alimentación es dividido en el número total de cámaras, figura 1.13, la salmuera producida en cada cámara se rechaza o se introduce en la siguiente cámara por la parte inferior.

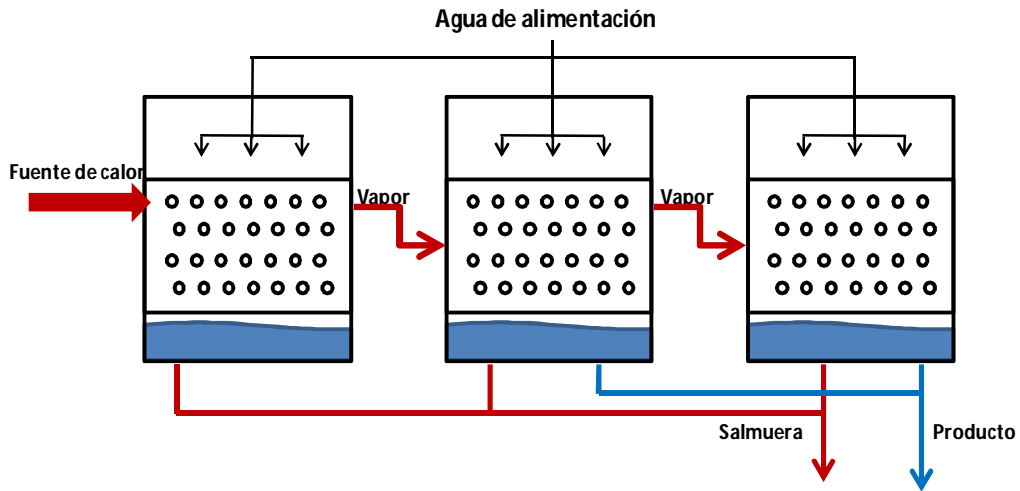


Figura 1.13 Alimentación en paralelo del sistema MED.

La alimentación en serie del sistema MED, figura 1.14, la salmuera que se produce en el primer efecto es enviada como agua de alimentación en el segundo efecto, donde aún se puede aprovechar su energía para continuar con la evaporación. La salmuera producida en el segundo efecto es utilizada como agua de alimentación en el tercer efecto y así sucesivamente.

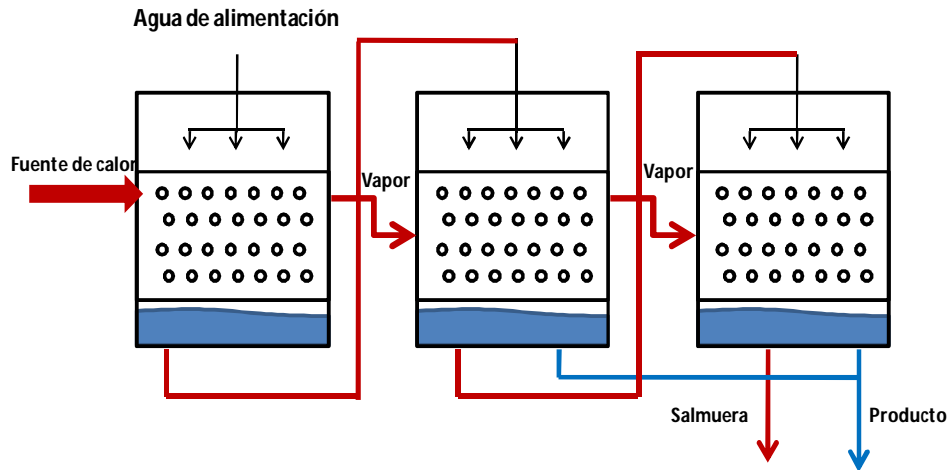


Figura 1.14 Alimentación en serie del sistema MED

### 1.3.3 Desalación Instantánea de Múltiples etapas (MSF).

El proceso de destilación instantánea de múltiples etapas MSF está basado en el principio de la evaporación instantánea (evaporación tipo flash, del inglés). Para esta técnica, figura 1.15, el agua de alimentación es llevada a través de una serie de intercambiadores de calor, los cuales se encuentran dentro de cada cámara de evaporación, el agua de alimentación eleva su temperatura gradualmente al ir pasando por los intercambiadores de calor al recibir el calor desprendido por la condensación del vapor generado en cada etapa. El agua de alimentación precalentada pasa por un intercambiador de calor donde recibe la energía calorífica de la fuente de calor externa (por lo general una extracción de vapor de la turbina o de la caldera de un ciclo de generación) para elevar más su temperatura. Después de esto, el agua es introducida a la primera cámara de evaporación instantánea donde una porción de ésta se evapora debido a la presión de vacío que se tiene en la cámara, el vapor generado se condensa al ceder su energía en el intercambiador que se encuentra en la parte superior, el cual precalienta el agua de alimentación. A diferencia del sistema MED el vapor en este caso se condensa por la parte exterior de los tubos del intercambiador de calor, el condensado es colectado. La salmuera que se genera en la primera cámara es introducida en las siguientes cámaras, en las cuales va decreciendo la presión para repetir nuevamente el proceso de evaporación instantánea a lo largo de ellas. Por último el condensado colectado en cada cámara se retira mediante un sistema de bombeo hacia un tanque de almacenamiento y se extrae la salmuera obtenida en la última etapa.

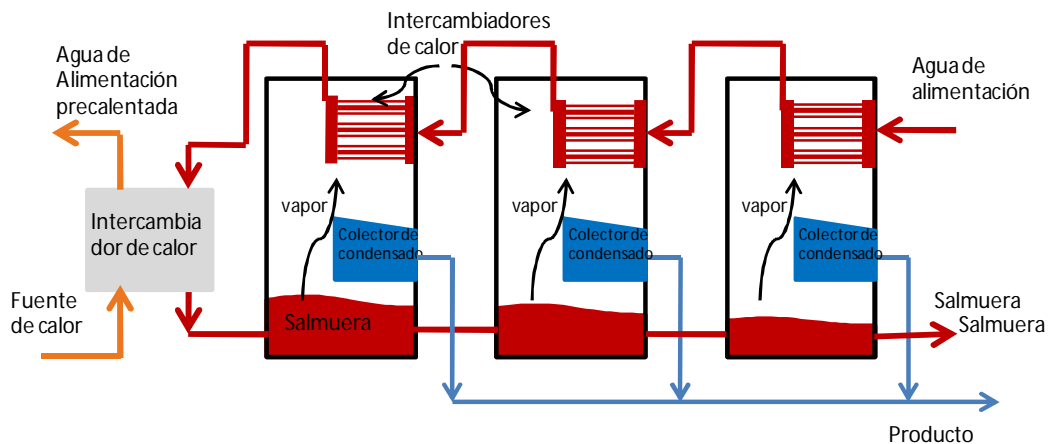


Figura 1.15 Proceso de desalación instantánea de múltiples etapas MSF.

La temperatura del agua de alimentación después de ser calentada por la fuente de calor por lo general varía entre 90 y 120°, dependiendo de método seleccionado para el control de incrustaciones.

#### 1.4 Desalación en México (Plantas Térmicas Instaladas)

En los últimos años la desalación en México ha crecido ampliamente. En 2001 México contaba con 171 plantas desaladoras: 30% no operaban, 53% del total (90) eran utilizadas para fines turísticos, con una capacidad instalada de 26,942 m<sup>3</sup>/día, 35% para uso municipal (61) con una capacidad instalada 18,403 m<sup>3</sup>/día y el 12% (20) son para uso industrial con una capacidad instalada de 22, 143 m<sup>3</sup>/día. En las tablas 1.3 y 1.4 se muestra la capacidad instalada en los estados de la República Mexicana y el tipo de unidades instaladas, respectivamente.

Tabla 1.3 Capacidad instalada en México.  
[Fuentes Díaz, 2001]

Estado	Plantas desaladoras m <sup>3</sup> /día	% Nacional m <sup>3</sup> /día	opera		Capacidad instalada	Capacidad que opera
			Sí	No		
Baja California	10	5.80%	7	3	9,540	8,040
BCS	38	22.20%	32	6	8,979	3,346
Campeche	2	1.20%	2	0	3,120	2,132
Coahuila	7	4.10%	2	5	78	31
Durango	24	14.00%	9	15	650	374
Guerrero	4	2.30%	2	2	2,000	900
Nuevo León	2	1.20%	2	0	325	325
Oaxaca	1	0.60%	1	0	13,478	13,478
Q. Roo	76	44.40%	57	19	27,058	23,266
SLP	1	0.60%	1	0	60	5
Sonora	5	2.90%	4	1	471	80
Tamaulipas	1	0.60%	1	0	1,728	363
<b>Total nacional</b>	<b>171</b>	<b>100%</b>	<b>118</b>	<b>53</b>	<b>67,487</b>	<b>52,340</b>

Tabla 1.4 Procesos de desalación instalados en México.  
[Fuentes Díaz, 2001]

Estado	Plantas desaladoras	Proceso				Solar Experimental
		OI	CV	MSF	Solar	
Baja California	10	3	4	1	2	0
BCS	38	32	3	0	2	1
Campeche	2	2	0	0	0	0
Coahuila	7	7	0	0	0	0
Durango	24	24	0	0	0	0
Guerrero	4	4	0	0	0	0
Nuevo León	2	2	0	0	0	0
Oaxaca	1	1	0	0	0	0
Q. Roo	76	75	1	0	0	0
San Luis Potosí	1	1	0	0	0	0
Sonora	5	4	0	0	1	0
Tamaulipas	1	1	0	0	0	0
<b>Total Nacional</b>	<b>171</b>	<b>156</b>	<b>8</b>	<b>1</b>	<b>5</b>	<b>1</b>

Existen en México 320 sitios donde están instaladas desaladoras, y en éstos hay 435 plantas. Esta infraestructura se halla distribuida en todo el país. El estado con mayor número de desaladoras es Quintana Roo, con 124 unidades; le sigue Baja California Sur, con 71. Este último cuenta con la planta municipal más grande del país, en los Cabos, que produce 200 l/s de agua potable y abastece a una parte de Cabo San Lucas.

Las plantas de generación eléctrica de CFE (Comisión Federal de Electricidad) que se encuentran en las costas del país, cuentan con plantas de desalación para obtener el agua que necesitan para usos propios. La planta termoeléctrica de Tuxpan cuenta con 6 unidades: 2 tipo MSF y 4 MED. La central Termoeléctrica Manzanillo II, con dos unidades tipo MSF. La planta Termoeléctrica de Presidente Juárez, con 4 unidades tipo MVC y 1 MSF. En Punta Prieta y Baja California 2 cuentan con unidades MVC y MED. Por mencionar algunas.

La empresa IDE Technologies ha instalado en México 14 plantas de desalación del tipo MVC, la tabla 1.5 muestra el año en que las plantas fueron instaladas, el lugar y para quien se instaló dicha planta. La primera planta evaporadora instalada por esta empresa fue en el año de 1982 en bahía Tortugas.

Tabla 1.5 Plantas MVC instaladas en México por IDE Technologies.  
[El autor]

<i><b>Propietario</b></i>	<i><b>Lugar</b></i>	<i><b>Tipo y Número</b></i>	<i><b>Año</b></i>
ISOLUX (CFE )	ROSARITO, B.C.	MVC-360 (UNIDAD 9)	2008
CERREY (CFE)	MAZATLÁN, SINALOA	MVC-768 (UNIDAD 6)	2006
ABENGOA(CFE)	LA PAZ, B.C.S.	MVC-120 (UNIDAD 7)	2006
COMISIÓN FEDERAL DE ELECTRICIDAD	NOGALES, SONORA	MVC-768 (UNIDAD 6)	2003
COMISIÓN FEDERAL DE ELECTRICIDAD	ROSARITO, B.C.	2 X MVC-386 (UNIDADES 4 Y 5)	2001
COMISIÓN FEDERAL DE ELECTRICIDAD	GUAYMAS, SONORA	MVC-792 LE (UNIDAD 3)	1993
AGUAS DESALADAS DE COZUMEL	QUINTANA ROO	MVC-1, 200 LE	1992
PEMEX	PLATAFORMA DE PERFORACIÓN	MVC - 100 (UNIDAD 3)	1992
PEMEX	PLATAFORMA DE PERFORACIÓN, ABKATUN	MVC - 100 (UNIDAD 2)	1990
COMISIÓN FEDERAL DE ELECTRICIDAD	ROSARITO, B.C.	2 X MVC -792 LE	1990
PEMEX	PLATAFORMA DE PERFORACIÓN, CAMPECHE	MVC - 100 (UNIDAD 1)	1989
DIGAASES	BAHIA TORTUGAS	MVC – 200	1982

Como se puede ver en México la desalación de agua de mar es ya una herramienta importante para combatir los problemas de escasez de agua potable, la cual seguirá creciendo en los siguientes años ya que los costos en la desalación van decreciendo conforme la tecnología va aumentando. El objetivo de este trabajo es apoyarse en la desalación de agua de mar con la utilización de energías renovables para poder abastecer de agua potable a la Península de Baja California.



Analizando las tecnologías de desalación de agua de mar descritas anteriormente el sistema que resulta mejor situado es el de desalación por compresión mecánica de vapor, ya que para este sistema solo se necesita energía eléctrica para poder llevar a cabo el proceso de desalación en comparación con los sistemas MED y MSF en los cuales necesitamos una gran cantidad de flujo de vapor para poder precalentar el agua de mar.

Se debe tener en cuenta que al iniciar la puesta en marcha de la desaladora y hasta que se establezca la producción, el aporte del vapor no se realiza a través del compresor, si no que hace falta una fuente externa, como se verá posteriormente se propone una fuente de agua caliente para poder producir el arranque y también para utilizarla durante el proceso.

## CAPITULO 2. ANÁLISIS DE LA DESALACIÓN DE AGUA DE MAR POR COMPRESIÓN MECÁNICA DEL VAPOR UTILIZANDO AGUA CALIENTE

### 2.1. Introducción

En el presente trabajo de tesis, se pretende implementar el agua caliente que se encuentra abundantemente en la Península de Baja California a la desalación de agua de mar por compresión mecánica del vapor con la finalidad de aprovechar la energía calorífica del agua caliente para reducir el consumo de energía eléctrica durante el proceso. Para esto se realizó un análisis térmico de una planta convencional -Rosarito Baja California- para ver los parámetros técnicos de funcionamiento. De la misma forma se realizó un análisis térmico a los dos procesos de desalación propuestos en los cuales se implementa el uso del agua caliente.

El agua de mar caliente contiene muchas sales y gases disueltos, se usa como fluido primario para calentar "agua pura" en el primer esquema de desalación, la cual se usa como fuente de energía en el proceso; en el segundo esquema de igual forma se utiliza como fluido primario para calentar agua de mar "limpia" para desalar la misma.

Los análisis hechos servirán para determinar la potencia consumida en los diferentes esquemas presentados y definir las características óptimas para su operación. Con los resultados obtenidos se podrá decidir sobre la conveniencia de las propuestas y elegir la mejor opción.

### 2.2. Tecnología MVC (planta convencional).

Como primera parte del presente trabajo se analizó una planta convencional de desalación por compresión mecánica del vapor. Como se explicó en el capítulo anterior, el principio de operación es la reducción del punto de ebullición del agua de mar, al reducir la presión dentro de la evaporadora.

Antes de empezar el análisis de cada equipo partimos de realizar un balance de masa y de sales para el sistema en general de la siguiente forma:

$$m_a = m_s + m_c \quad [2.1]$$

Donde:  $m_a$ : masa del agua de alimentación  
 $m_s$ : masa de salmuera rechazada  
 $m_c$ : masa del condensado (producto)

$$m_a X_A = m_s X_S + m_c X_C \quad [2.2]$$

Donde:  $m_a$ : masa del agua de alimentación  
 $m_s$ : masa de salmuera rechazada  
 $m_c$ : masa del condensado (producto)  
 $X_j$ : concentración de sales de cada corriente

### Evaporadora/Condensador

La evaporadora/condensador consiste en un banco de tubos, figura 2.1, por el interior de estos se hace circular el vapor comprimido, el cual cede su calor latente de condensación para evaporar el agua de mar que se está rociando por la parte exterior de los tubos. Los tubos por lo general están hechos de los siguientes materiales: Titanio, CuNi-90/10, CuNiFeMn-66/30/2/2 y aleaciones de aluminio especialmente resistente a la corrosión, adecuada para trabajar con agua de mar.

El recipiente que contiene el banco de tubos esta hecho de acero templado revestido de resina epoxy, con rigurosa calidad para asegurar una resistencia eficaz a la corrosión.



Figura 2.1 Evaporadora MVC.  
[CFE 2008]

La masa de vapor generado dentro de la evaporadora se calcula al realizar un balance de energía en la evaporadora, figura 2.2:

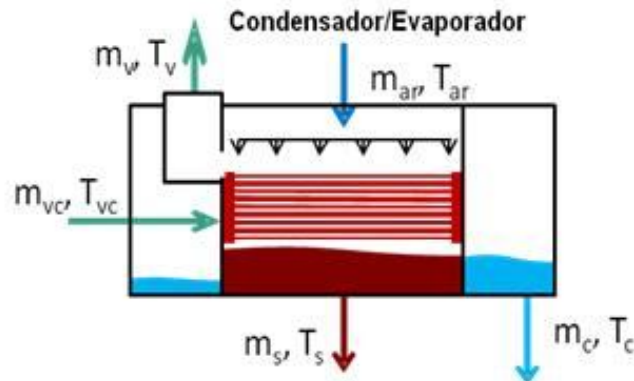


Figura 2.2 Evaporadora/ condensador del sistema MVC.

$$Q_{entrada} = Q_{salida} \quad [2.3]$$

$$m_{vc}CpT_{vc} + m_{ar}CpT_{ar} = m_sCpT_s + m_vCpT_v + m_cCpT_c \quad [2.4]$$

$$mCpT = mh \quad [2.5]$$

$$m_{vc} = m_c \quad [2.6]$$

$$m_{ar} = m_v + m_s \quad [2.7]$$

Sustituyendo las ecuaciones 2.5, 2.6 y 2.7 en la ecuación 2.4 se obtiene:

$$m_v = \frac{m_{vc}(h_{vc}-h_c)+m_{ar}(h_{ar}-h_s)}{(h_v-h_s)} \quad [2.8]$$

Donde  $m_{ar}$  es la masa de agua que se rocía dentro de la evaporadora,  $m_v$  es la masa de vapor que se forma,  $m_s$  es la masa de la salmuera que se rechaza,  $m_{vc}$  es la masa del vapor comprimido,  $m_c$  es la masa del condensado y  $h$  es la entalpia a las condiciones de presión y temperatura del estado. La masa en kg/s y la entalpia en [kJ/kg].

### Compresor Mecánico

El compresor de vapor es tipo centrífugo radial capaz de procesar grandes cantidades de vapor, figura 2.3. Rotor de aluminio y alabes de titanio. Cojinetes de lubricación forzada. Sello mecánico. Transmisión de potencia de dirección directa sencilla.



Figura 2.3 Compresor mecánico del proceso de desalación MVC.  
[www.ide-tech.com]

El trabajo del compresor se asume como isoentrópico y se calcula de la siguiente ecuación:

$$w = \frac{\gamma}{\eta_{mec}(\gamma-1)} P_1 V_1 \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad [2.9]$$

Donde  $\gamma$  es el factor de compresibilidad isoentrópico,  $P_1$  es la presión a la entrada del compresor [kPa],  $V_1$  es el volumen específico a la entrada del compresor [ $m^3/s$ ],  $P_2$  es la presión a la salida del compresor [kPa],  $\eta_{mec}$  es la eficiencia mecánica del compresor.

### Pre calentadores de agua de mar

Como ha sido indicado, este proceso cuenta con dos intercambiadores de calor tipo placa de flujo contracorriente (por lo general están hechos de titanio), figura 2.4, para

precalentar el agua de mar con el agua producto y la salmuera, respectivamente, los cuales son descargados de la evaporadora.

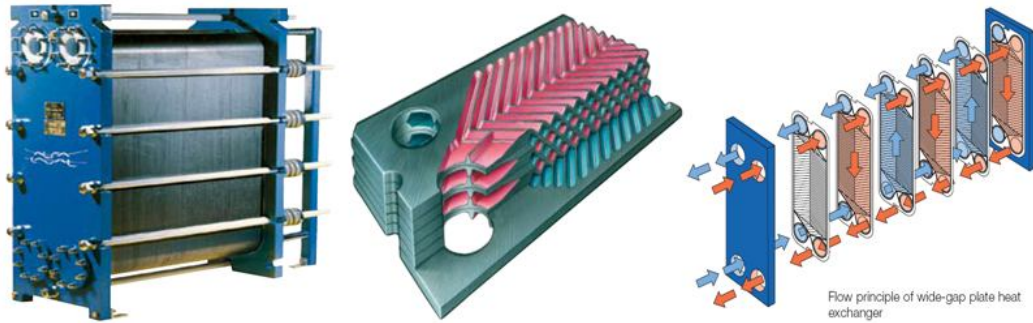


Figura 2.4 Intercambiador de calor tipo placas.  
[www.alfalaval.com]

Los dos precalentadores se encuentran en paralelo (figura 2.5), el flujo de agua de alimentación es dividido; la primer parte del flujo se hace pasar a través del precalentador "A *producto*" para elevar su temperatura con el flujo de de agua producto que viene a una temperatura superior. La parte restante del flujo dividido se hace pasar a través del precalentador "B *salmuera*" el cual eleva su temperatura con el flujo de salmuera que se rechaza de la evaporadora.

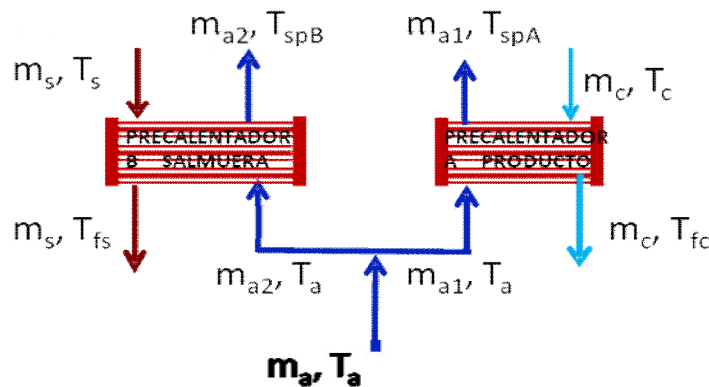


Figura 2.5 Intercambiadores de calor (Derecha A Producto, Izquierda B Salmuera).

La temperatura del agua de mar a la salida de cada precalentador se calcula al realizar un balance de energía en el intercambiador de calor correspondiente.

Para el precalentador A *Producto*

$$m_c h_c + m_{a1} C_p T_a = m_c h_{fc} + m_{a1} C_p T_{spA} \quad [2.10]$$

$$T_{spA} = \frac{m_c (h_c - h_{fc})}{m_{a1} C_p} + T_a \quad [2.11]$$

Donde  $m_c$  es la masa del agua producto [kg],  $m_{a1}$  es la masa de agua de alimentación que entra al precalentador A [kg],  $h$  es la entalpia a las condiciones de presión y

temperatura del estado [kJ/kg],  $C_p$  es el calor específico del agua de alimentación [kJ/kg°C],  $T_a$  es la temperatura del agua de alimentación a la entrada del precalentador A [°C] y  $T_{spA}$  es la temperatura del agua de alimentación a la salida del precalentador A [°C].

Para el precalentador *B Salmuera*

$$m_s h_s + m_{a2} C_p T_a = m_s h_{fs} + m_{a2} C_p T_{spB} \quad [2.12]$$

$$T_{spB} = \frac{m_s (h_s - h_{fs})}{m_{a2} C_p} + T_a \quad [2.13]$$

Donde  $m_s$  es la masa de salmuera que se rechaza de la evaporadora [kg],  $m_{a2}$  es la masa de agua de alimentación que entra al precalentador B [kg],  $h$  es la entalpia a las condiciones de presión y temperatura del estado [kJ/kg],  $C_p$  es el calor específico del agua de alimentación [kJ/kg°C],  $T_a$  es la temperatura del agua de alimentación a la entrada del precalentador B [°C] y  $T_{spA}$  es la temperatura del agua de alimentación a la salida del precalentador B [°C].

### *Bombas*

Se utilizan cuatro bombas en el sistema:

- Bomba de suministro de agua de mar.
- Bomba de recirculación de salmuera.
- Bomba de salmuera.
- Bomba de producto

Por lo general el tipo de bomba que se utiliza es centrífuga de cabezal extraíble hacia atrás y de baja presión de succión, según los estándares ANSI para un mantenimiento fácil. Sellos mecánicos dobles. Cubierta de acero inoxidable 316 en impeledores y ejes para uso con salmuera y agua de mar. Materiales y características que aseguren un servicio sin problemas y de alta eficiencia.

El cálculo de la potencia de las bombas viene dado de la siguiente fórmula:

$$w = \dot{m} v \Delta P \quad [2.14]$$

Donde:  $\dot{m} = \text{flujo masico, [kg/s]}$

$v = \text{volumen específico, [m}^3/\text{kg]}$

$\Delta P = \text{Diferencia de presión, [kPa]}$

### *2.2.1. Rosarito, Baja California*

La central termoeléctrica Presidente Juárez se encuentra en el kilómetro 23.5 de la carretera libre Tijuana-Ensenada, la central cuenta con una capacidad instalada de 1326 MW.

El control químico del ciclo agua-vapor es de vital importancia en la generación de energía eléctrica, su fuente de abastecimiento es el agua de mar la cual contiene: sólidos disueltos, sólidos suspendidos, sustancias inorgánicas (Ca, Mg, Na, Si, Fe) y gases disueltos (O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>) y por ello recibe tratamiento para acondicionarla a los usos necesarios (producción de vapor, enfriamiento y condensación) y eliminar aquellas sustancias que provocan corrosión, incrustación, contaminación de vapor y que llegan a fragilizar el material del cual está hecho generador de vapor, turbina de vapor, condensador, intercambiadores, entre otros equipos.

La central cuenta con 4 unidades tipo MVC para poder satisfacer sus necesidades de agua en el sistema de generación de energía, para poder desarrollar este trabajo de tesis se tomo una unidad como caso de estudio para determinar los parámetros de funcionamiento así como las condiciones de operación a la entrada.

#### *Principio de operación de la planta evaporadora*

El proceso de desalación MVC en la planta se desarrolla de la misma manera como se describió en el capítulo anterior, en un principio el suministro de agua se efectúa mediante bombas de agua de mar a la cual se le eliminan los sólidos en suspensión y la materia orgánica mediante un buen sistema de filtrado.

A la descarga de las bombas de agua de mar se dosifica aditivo (polifosfatos) al agua de mar para evitar la formación de incrustaciones dentro de la evaporadora.

La cantidad de flujo de agua que entra en los precalentadores A y B es la misma ya que el agua de mar es dividida en dos partes iguales antes de ser enviada a los precalentadores.

El flujo a la salida de los intercambiadores de calor se mezcla nuevamente y es enviado a través del desgasificador donde se precalienta un poco más.

El proceso cuenta con una recirculación de salmuera, la cual se extrae de la evaporadora y se mezcla con el flujo de agua de mar que viene del desgasificador. Mediante el uso de una bomba se envía hacia la parte superior de la evaporadora para ser rociada sobre el banco de tubos dentro de la evaporadora. El compresor proporciona, mediante la succión, una presión inferior a la presión de equilibrio de la salmuera – dentro de la evaporadora - haciendo que una fracción del agua de mar se evapore.

El compresor succiona el vapor generado haciéndolo pasar a través de los demister donde elimina las pequeñas gotas, las cuales arrastra a su paso.

El compresor descarga el vapor comprimido a través del interior del banco de tubos, donde este al ceder el calor latente de condensación evapora parte del agua de mar que se rocía en la parte exterior de los tubos.

La salmuera y el destilado generados en la evaporadora son rechazados continuamente mediante un sistema de bombeo respectivo. En la figura 2.6 se muestra el esquema del proceso de desalación MVC para el caso de estudio "Rosarito, Baja California".

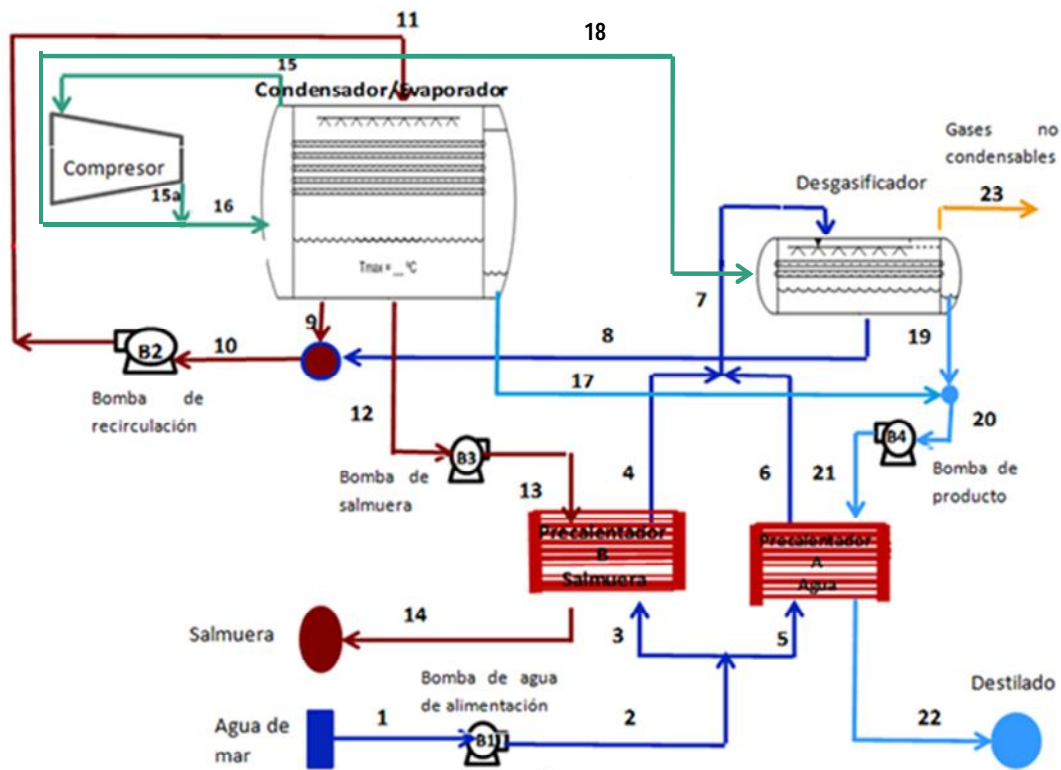


Figura 2.6 Proceso de desalación MVC caso de estudio "Rosarito, Baja California".

La simulación del proceso se llevó a cabo mediante la programación en hoja de cálculo (Anexo A), en la cual se introdujeron las formulas descritas anteriormente, así como las necesarias para poder simular termodinámicamente el proceso de desalación ante distintas condiciones de entrada y operación. Con esto se pretende calcular la cantidad de agua destilada obtenida al introducir cierta cantidad de agua de mar, así como también calcular la energía eléctrica consumida durante el proceso de desalación a determinadas condiciones de trabajo.



Condiciones de entrada y parámetros de funcionamiento:

- Temperatura y presión inicial del agua a desalar: 25 °C y 1 bar, respectivamente.
- Salinidad del agua de mar a desalar: 35 000 ppm.
- El acercamiento de temperaturas entre los fluidos contenidos en el precalentador *A producto* será de 5 °C, y la caída de presión en tal equipo será de 1 bar.
- El acercamiento de temperaturas entre los fluidos contenidos en el precalentador *B salmuera* será de 5 °C, y la caída de presión en tal equipo será de 1 bar.
- La presión dentro de la cámara será de 0.2 bar.
- La eficiencia mecánica de las bombas será del 80%.
- La eficiencia mecánica del compresor será del 80%.
- La salinidad del producto se asume despreciable ya que esta en el orden de 5 – 10 ppm.

La tabla 2.1 muestra los resultados obtenidos del programa elaborado en hoja de cálculo para el caso de estudio antes mencionado, como se puede ver el porcentaje de recuperación es grande y el consumo de energía por parte del compresor ocupa un gran porcentaje, alrededor del 95%, del total de energía consumida durante el proceso.

Tabla 2.1 Resultados de la hoja de cálculo del caso de estudio "Rosarito Baja California".

Agua de alimentación [m <sup>3</sup> /h]	Producto obtenido [m <sup>3</sup> /h]	Potencia del compresor [kW]	Energía requerida [kW]	Consumo específico de energía [kWh/m <sup>3</sup> ]	Recuperación [%]
68.8	33	476	496	15	48

### 2.3. Propuestas de implementación del agua caliente en el proceso MVC.

A lo largo de la Península de Baja California se han encontrado fuentes de agua caliente al perforar pozos de poca profundidad sobre la playa a escasos metros del mar, figura 2.7, la temperatura del agua caliente oscila entre los 70 y 120 °C, lo que se pretende en este trabajo de tesis es utilizar la energía del agua caliente en el proceso de desalación por compresión mecánica del vapor para reducir el consumo de energía eléctrica por parte del compresor en el proceso de desalación.



Figura 2.7 Toma de temperatura en los pozos perforados en la Península de Baja California.  
[www.impulsa4.com]

#### 2.3.1. Propuesta I: Implementación de agua caliente como fuente de energía.

En este nuevo esquema de desalación se propone utilizar la energía calorífica del agua caliente para poder mantener la generación de vapor dentro de la evaporadora del proceso MVC al reducir el trabajo de compresión en el compresor. Para poder realizar esto primero se pretende instalar un intercambiador de calor tipo placas para poder calentar *agua pura* con el agua caliente, esto para no utilizar directamente el agua caliente extraída del pozo dentro de la evaporadora ya que esta agua contiene sales y gases disueltos los cuales podrían dañar el equipo a corto plazo. Se instalara un segundo banco de tubos dentro de la evaporadora por donde circulara el agua pura ya calentada para ceder su energía calorífica al enfriarse al pasar a través de ellos.

##### 2.3.1.1. Descripción

Para esta propuesta se le añade al proceso de desalación convencional MVC agua caliente, mediante el uso de una bomba se extrae el agua caliente de un pozo y se envía a través del precalentador *C de agua caliente* (intercambiador tipo placas, figura 2.8) para calentar agua pura. El agua pura ya a una temperatura superior es bombeada al interior de la evaporadora para ceder la energía calorífica al agua de alimentación que se rocía por la parte externa del banco de tubos "al circular por el interior de un segundo banco de tubos" y así poder generar una cantidad extra de vapor al que se genera del banco de tubos primario por donde circula el vapor comprimido. Al realizar lo anterior se puede reducir el trabajo que realiza el compresor para poder elevar la temperatura -la cual es necesaria para poder seguir generando el vapor suficiente por sí misma en los procesos tradicionales- del vapor que se descarga en el interior del

banco de tubos primario. Al utilizar el agua caliente dentro de la evaporadora el banco de tubos primario genera menos vapor que en los procesos tradicionales pero el vapor que se genera en el banco de tubos secundario hace que se mantenga la misma cantidad de vapor que se tiene en dichos procesos.

El resto de los equipos siguen funcionando de igual forma como se describió para el caso de estudio. El esquema del proceso propuesto se muestra de una forma más clara en la figura 2.8, donde se ejemplifican los equipos y las líneas de conexión entre estos.

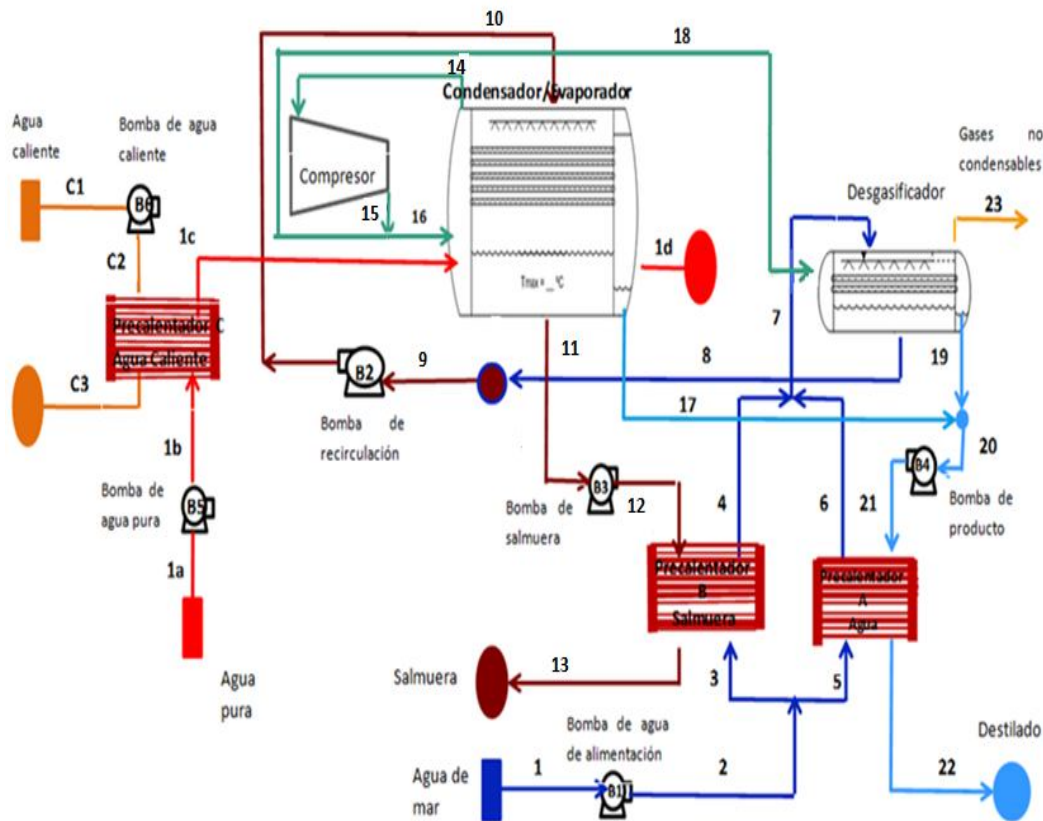


Figura 2.8 Propuesta I: implementación de agua caliente como fuente de energía.

### 2.3.1.2. Análisis térmico

Los equipos para esta propuesta funcionan de la misma manera que en caso de estudio, solo falta realizar el análisis en el precalentador C (de agua caliente, figura 2.10) y realizar nuevamente el balance de energía en la evaporadora ya que ahora se tiene un segundo banco de tubos por donde circulara el agua caliente.

Al utilizar el agua caliente dentro de la evaporadora, figura 2.9, el vapor generado se incrementa, para poder calcular dicho vapor se tiene que realizar un nuevo balance de energía en la evaporadora:

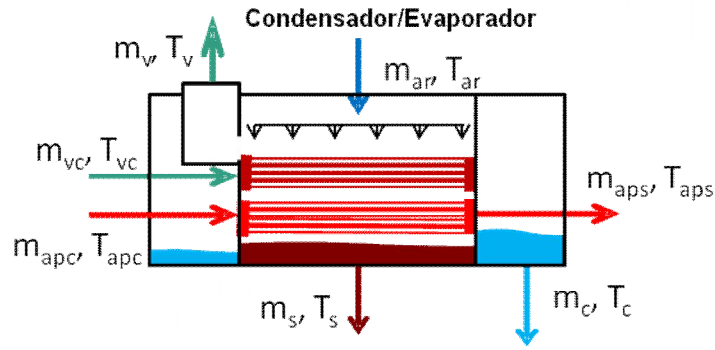


Figura 2.9 Evaporadora MVC con implementación de agua caliente.

$$Q_{entrada} = Q_{salida} \quad [2.15]$$

$$m_{vc}CpT_{vc} + m_{ar}CpT_{ar} + m_{apc}CpT_{apc} = m_sCpT_s + m_vCpT_v + m_cCpT_c + m_{apc}CpT_{aps} \quad [2.16]$$

$$mCpT = mh \quad [2.17]$$

$$m_{apc} = m_{aps} \quad [2.18]$$

$$m_{vc} = m_c \quad [2.19]$$

$$m_{ar} = m_v + m_s \quad [2.20]$$

Sustituyendo las ecuaciones 2.17, 2.18, 2.19 y 2.20 en la ecuación 2.16 se obtiene:

$$m_v = \frac{m_{vc}(h_{vc}-h_c) + m_{ar}(h_{ar}-h_s) + m_{apc}(h_{apc}-h_{aps})}{(h_v-h_s)} \quad [2.21]$$

Donde  $m_{ar}$  es la masa de agua que se rocía dentro de la evaporadora,  $m_v$  es la masa de vapor que se forma,  $m_s$  es la masa de la salmuera que se rechaza,  $m_{vc}$  es la masa del vapor comprimido,  $m_c$  es la masa del condensado,  $m_{apc}$  es la masa del agua pura ya calentada,  $m_{aps}$  es la masa del agua pura a la salida de la evaporadora y  $h$  es la entalpia a las condiciones de presión y temperatura del estado. La masa en kg/s y la entalpia en [kJ/kg].

### Precalentador C

La temperatura del agua pura caliente se calcula al realizar un balance de energía en el precalentador C de agua caliente, figura 2.10:

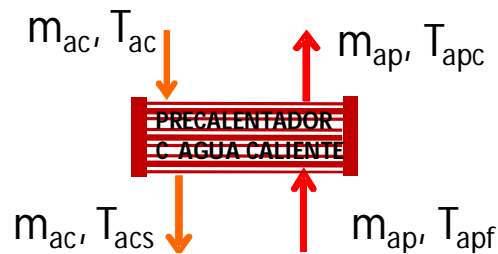


Figura 2.10 Precalentador C agua caliente.

$$m_{ac}h_{ac} + m_{ap}C_pT_{apf} = m_{ac}h_{acs} + m_{ap}C_pT_{apc} \quad [2.22]$$

$$T_{apc} = \frac{m_{ac}(h_{ac}-h_{acs})}{m_{ap}C_p} + T_{apf} \quad [2.23]$$

Donde  $m_{ac}$  es la masa de agua caliente extraída del pozo [kg],  $m_{ap}$  es la masa de agua pura que entra al precalentador C [kg],  $h$  es la entalpía a las condiciones de presión y temperatura del estado [kJ/kg],  $C_p$  es el calor específico del agua pura [kJ/kg°C],  $T_{apf}$  es la temperatura del agua pura a la entrada del precalentador C [°C] y  $T_{apc}$  es la temperatura del agua pura a la salida del precalentador C [°C].

### 2.3.1.3. Resultados

Se desarrolló un programa en hoja de cálculo (Anexo D) donde se introdujeron las nuevas formulas: 2.18 y 2.20, así como las descritas anteriormente para el proceso convencional. Las condiciones de entrada y los parámetros de funcionamiento en el sistema permanecieron iguales a las del caso de estudio para poder comparar los resultados obtenidos y poder evaluar las ventajas que se presentan al utilizar el agua caliente como fuente de energía en este nuevo sistema propuesto.

Condiciones de entrada y parámetros de funcionamiento:

- Temperatura y presión del agua geotérmica: 85 °C y 2 bar, respectivamente.
- Temperatura y presión del agua pura: 25 °C y 1.032 bar, respectivamente.
- Temperatura y presión inicial del agua a desalar: 25 °C y 1 bar, respectivamente.
- Salinidad del agua a desalar: 35 000 ppm.
- El acercamiento de temperaturas entre los fluidos contenidos en el precalentador A producto será de 5 °C, y la caída de presión en tal equipo será de 1 bar.
- El acercamiento de temperaturas entre los fluidos contenidos en el precalentador B salmuera será de 5 °C, y la caída de presión en tal equipo será de 1 bar.
- El acercamiento de temperaturas entre los fluidos contenidos en el precalentador C agua caliente será de 5 °C, y la caída de presión en tal equipo será de 1 bar.
- La presión dentro de la cámara será de 0.2 bar.
- La eficiencia mecánica de las bombas será del 80%.
- La eficiencia mecánica del compresor será del 80%.
- La salinidad del producto se asume despreciable ya que esta en el orden de 5 – 10 ppm.

La tabla 2.2 muestra los resultados obtenidos del programa elaborado en hoja de cálculo para la propuesta I mencionada anteriormente, como se puede ver el consumo

de energía por parte del compresor se reduce en gran cantidad con lo cual el consumo energético se reduce casi en una tercera parte comparado con el caso de estudio.

Tabla 2.2 Resultados de la hoja de cálculo de la propuesta I.

Agua de alimentación [m <sup>3</sup> /h]	Producto obtenido [m <sup>3</sup> /h]	Potencia del compresor [kW]	Energía requerida [kW]	Consumo específico de energía [kWh/m <sup>3</sup> ]	Recuperación [%]
68.8	33	169	181	5.5	48

Agua geotérmica [m <sup>3</sup> /h]	Temperatura [°C]
14	85

Agua pura [m <sup>3</sup> /h]	Temperatura a la salida del precalentador C [°C]
14	80

### 2.3.2. Propuesta II: Implementación de agua caliente como fuente de alimentación.

En este segundo esquema, al igual que el propuesto anteriormente se utiliza un intercambiador de calor tipo placas (precalentador C de agua caliente) para evitar daños posibles al utilizar directamente el agua caliente dentro del sistema de desalación, solo que en este caso el fluido que se pretende calentar es agua de mar para ser utilizada como una segunda fuente de alimentación.

El agua de mar al salir del precalentador C (el cual se visualiza mejor en la figura 2.11) se mezcla con el agua de mar que viene del desgasificador para elevar la temperatura del flujo, esto con el fin de obtener una diferencia de temperatura mayor del agua de alimentación con la temperatura de saturación de la cámara y así poder lograr una mayor evaporación al introducir el flujo de agua de alimentación dentro de la cámara.

Debido a lo anterior para este esquema se tienen dos entradas de agua de alimentación: la primera que se distribuye hacia los precalentadores A y B y la segunda que va hacia el precalentador C.

#### 2.3.2.1. Descripción

Se bombea agua caliente extraída de un pozo y se envía a través del precalentador C de agua caliente (intercambiador tipo placas) para calentar agua de mar que viene de la segunda fuente de agua de alimentación. El agua de mar ya a una temperatura superior es enviada a un reservorio junto con el agua de mar que viene a la salida del desgasificador para incrementar su temperatura.

El agua de mar que viene de la primer fuente de alimentación se divide en dos partes iguales y se envía a través de los precalentadores A y B para elevar la temperatura de cada flujo, al salir el flujo de agua de mar de su respectivo precalentador se mezclan nuevamente para ser enviado al desgasificador donde se precalienta un poco más.

El flujo de agua de alimentación que viene del desgasificador se mezcla con el agua de alimentación 2 para elevar la temperatura del flujo y así llegar a la evaporadora con una mayor diferencia de temperaturas con respecto a la temperatura de saturación de la cámara. Mediante una bomba se descarga la mezcla por la parte superior de la evaporadora, se rocía sobre el banco de tubos. El compresor succiona el vapor generado haciéndolo pasas a través de los demister para eliminar las gotas contenidas -las cuales arrastra a su paso por la evaporadora-. El vapor comprimido se descarga en el interior de los tubos donde se condensa.

El producto recolectado a la salida del banco de tubos de la evaporadora principal, junto con la fracción condensada en el desgasificador son bombeados hacia el precalentador A para después ser recolectado en un depósito.

La salmuera generada en la evaporadora se rechaza con el uso de una bomba y pasa a través del precalentador B para ceder la energía residual al agua de alimentación que entra a dicho precalentador, después de esto es descargada al mar.

El proceso completo de esta segunda propuesta de desalación MVC con agua caliente como fuente de alimentación se puede ver claramente en la figura 2.11.

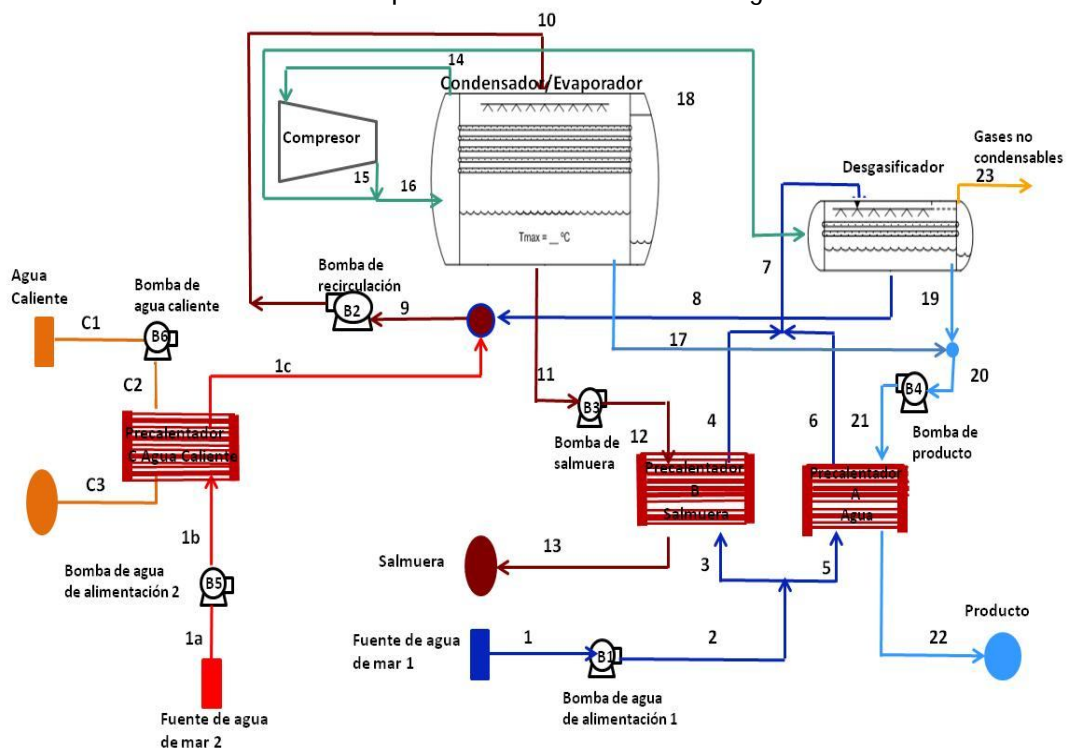


Figura 2.11 Proceso de desalación MVC con agua caliente como fuente de alimentación.

### 2.3.2.2. Análisis térmico

Los equipos siguen funcionando de la misma manera que en caso de estudio, solo resta analizar el precalentador C que si integra en el sistema y la mezcla de las dos fuentes de alimentación.

La temperatura del agua de mar a la salida del precalentador C agua caliente, figura 2.12, se calcula al realizar un balance de energía:

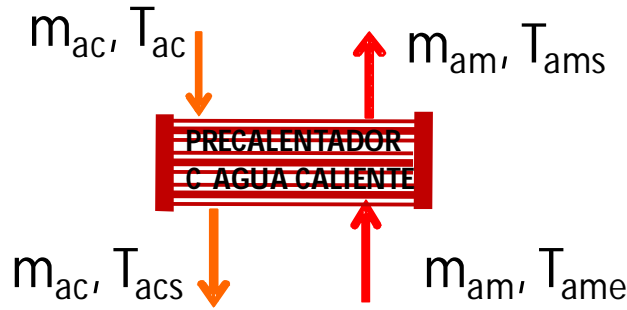


Figura 2.12 Precalentador C agua caliente.

$$m_{ac}h_{ac} + m_{am}C_pT_{ame} = m_{ac}h_{acs} + m_{am}C_pT_{ams} \quad [2.24]$$

$$T_{ams} = \frac{m_{ac}(h_{ac}-h_{acs})}{m_{am}C_p} + T_{ame} \quad [2.25]$$

Donde  $m_{ac}$  es la masa de agua caliente extraída del pozo [kg],  $m_{am}$  es la masa de agua de mar de la fuente de alimentación secundaria que entra al precalentador C [kg],  $h$  es la entalpia a las condiciones de presión y temperatura del estado [kJ/kg],  $C_p$  es el calor específico del agua de mar [kJ/kg°C],  $T_{ame}$  es la temperatura del agua de mar a la entrada del precalentador C [°C] y  $T_{aps}$  es la temperatura del agua de mar a la salida del precalentador C [°C].

La cantidad de agua de mar que se suministra en la segunda fuente de alimentación se calcula de un porcentaje de la cantidad total de agua de mar que se desea desalar, la cual sea capaz de elevar la temperatura del flujo de agua de la fuente de alimentación 1 lo suficiente para incrementar la diferencia de temperaturas con respecto a la de saturación de la cámara.

### 2.3.2.3. Resultados

Se realizó nuevamente un programa en hoja de cálculo (Anexo G) y al igual que en esquema propuesto anteriormente las condiciones de entrada y de operación para este sistema permanecen igual que las del caso de estudio para poder comparar los resultados obtenidos al utilizar el agua caliente como fuente de alimentación.



Condiciones de entrada y parámetros de funcionamiento:

- Temperatura y presión del agua geotérmica: 85 °C y 2 bar, respectivamente.
- Temperatura y presión inicial del agua a desalar (fuente de alimentación 1 y 2): 25°C y 1 bar, respectivamente.
- Salinidad del agua a desalar: 35 000 ppm.
- El acercamiento de temperaturas entre los fluidos contenidos en el precalentador A producto será de 5 °C, y la caída de presión en tal equipo será de 1 bar.
- El acercamiento de temperaturas entre los fluidos contenidos en el precalentador B salmuera será de 5 °C, y la caída de presión en tal equipo será de 1 bar.
- El acercamiento de temperaturas entre los fluidos contenidos en el precalentador C agua caliente será de 5 °C, y la caída de presión en tal equipo será de 1 bar.
- La presión dentro de la cámara será de 0.2 bar.
- La eficiencia mecánica de las bombas será del 80%.
- La eficiencia mecánica del compresor será del 80%.
- La salinidad del producto se asume despreciable ya que esta en el orden de 5 – 10 ppm.

La tabla 2.3 muestra los resultados obtenidos del programa elaborado en hoja de cálculo para esta propuesta, como se puede observar el consumo de energía por parte del compresor se reduce en la misma proporción que en la propuesta I, por lo tanto el consumo energético también disminuye.

Tabla 2.3 Resultados de la hoja de cálculo de la propuesta II.

Agua de alimentación			
Entrada	1	2	Total
Gasto [kg/s]	58.8	10	68.8

Agua de alimentación [m <sup>3</sup> /h]	Producto obtenido [m <sup>3</sup> /h]	Potencia del compresor [kW]	Energía requerida [kW]	Consumo específico de energía [kWh/m <sup>3</sup> ]	Recuperación [%]
68.8	33	169	181	5.5	48

Agua geotérmica [m <sup>3</sup> /h]	Temperatura [°C]
10	85

## CAPITULO 3. EVALUACIÓN ECONÓMICA

### *3.1. Introducción*

En este capítulo se realizó un análisis de costos y rentabilidad de las dos propuestas y del caso de estudio para poder obtener el costo por m<sup>3</sup> del agua desalada en cada proceso y ver cuánto disminuye el costo de las propuestas en comparación con el caso de estudio.

### *3.2. Análisis de costos y rentabilidad.*

Se realizó un análisis de costos y rentabilidad para poder ver de una mejor forma el beneficio que se obtiene al utilizar el agua caliente dentro del proceso de desalación, ya que como se menciono anteriormente en los procesos térmicos se necesita de una gran cantidad de energía para poder evaporar el agua libre sales del agua de mar. En nuestro caso el mayor consumo de energía es por parte del trabajo que realiza el compresor, al utilizar el agua caliente dicho trabajo disminuye significativamente por lo cual el costo en la producción de agua también se ve favorecido como consecuencia directa.

En el análisis de costos se tomaron en cuenta los siguientes factores: la inversión inicial, la energía eléctrica consumida, el pre-tratamiento y por último el costo por operación y mantenimiento.

#### *Inversión*

Se fijo un valor para el monto de inversión para el caso de estudio de datos publicados para este tipo de plantas<sup>3</sup>, a este valor se le incremento un 20% y 10% para la propuesta I y II respectivamente debido al nuevo equipo que se necesita para adaptar el agua caliente en el proceso.

#### *Energía eléctrica*

El análisis de consumo de energía eléctrica se realizo con la tarifa H-M que despliega la comisión Federal de Electricidad en su portal de internet<sup>4</sup> para la zona de Baja California.

#### *Pre-tratamiento*

Se consideró el costo por el pre-tratamiento que se le da al agua de alimentación para prevenir la generación de incrustaciones dentro de la evaporadora.

---

<sup>3</sup> [www.elsevier.com/locate/desal](http://www.elsevier.com/locate/desal)

<sup>4</sup> [www.cfe.gob.mx](http://www.cfe.gob.mx)

### Operación y mantenimiento

Se propusieron 31 días como tiempo para realizar las labores de mantenimiento, durante los cuales no operará la planta, con esto se tienen un factor de planta del 0.92, se consideró el costo por el pago de los trabajadores por el mantenimiento así como el de la operación a lo largo del año.

El costo por m<sup>3</sup> de agua desalada se da en dólares para lo cual se fijó como tasa de cambio de 11 pesos por dólar.

El análisis de costos y la rentabilidad del proyecto se realizó para el caso de estudio y para las dos propuestas descritas anteriormente.

#### 3.2.1. Rosarito, Baja California.

La tabla 3.1 muestra los resultados que se obtuvieron del programa análisis de costos realizado en hoja de cálculo (Anexo C) para el caso de estudio "Rosarito, Baja California" en la cual se puede apreciar el costo por metro cúbico del agua desalada (dólares por metro cúbico). En dicho programa se contempla una vida útil de 20 años y una tasa de descuento del diez por ciento.

Tabla 3.1 Resultados del análisis de rentabilidad para el caso de estudio.

<b>VALOR PRESENTE NETO DE PRODUCCIÓN</b>	<b>2253</b>	mil m <sup>3</sup>
<b>VALOR PRESENTE NETO DE LA INVERSIÓN Y COSTOS</b>	<b>3961</b>	mil USD
<b>COSTO DEL DESTILADO</b>	<b>1.76</b>	\$USD/m <sup>3</sup>

La figura 3.1 muestra los resultados del análisis de costos que se realizó en hoja de cálculo (Anexo C) para el caso de estudio, en la cual se presenta el porcentaje que tiene cada costo contemplado anteriormente del costo total del agua desalada.

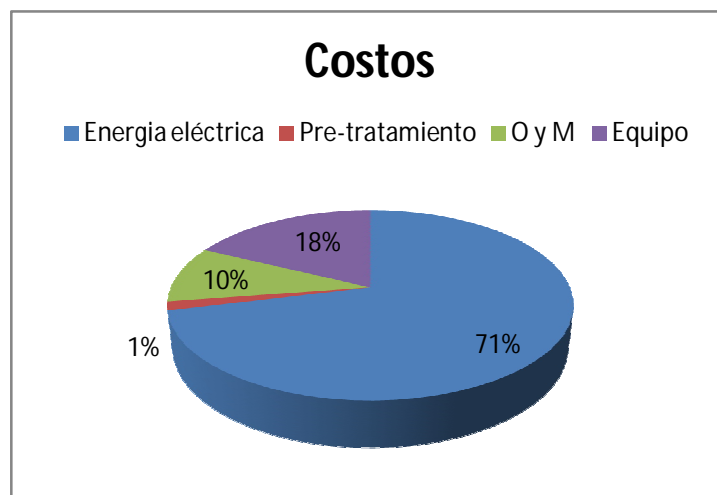


Figura 3.1 Porcentaje de los costos del agua desalada para el caso de estudio.

### 3.2.2. Propuesta I: Implementación de agua caliente como fuente de energía.

La tabla 3.2 muestra los resultados que se obtuvieron del programa análisis de costos realizado en hoja de cálculo (Anexo F) para la propuesta I en la cual se puede apreciar el costo por metro cubico del agua desalada (dólares por metro cubico). En dicho programa se contempla una vida útil de 20 años y una tasa de descuento del diez por ciento.

Tabla 3.2 Resultados del análisis de rentabilidad para la propuesta I.

<b>VALOR PRESENTE NETO DE PRODUCCIÓN</b>	<b>2253</b>	mil m3
<b>VALOR PRESENTE NETO DE LA INVERSIÓN Y COSTOS</b>	<b>2315</b>	mil USD
<b>COSTO DEL DESTILADO</b>	<b>1.03</b>	\$USD/m3

La figura 3.2 muestra los resultados del análisis de costos que se realizó en hoja de cálculo (Anexo F) para el caso de estudio, en la cual se presenta el porcentaje que tiene cada costo contemplado anteriormente del costo total del agua desalada.

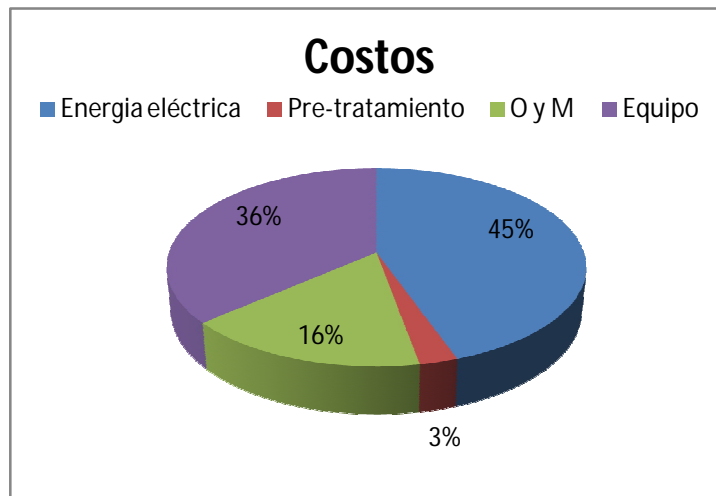


Figura 3.2 Porcentaje de los costos del agua desalada para la propuesta I.

### 3.2.3. Propuesta II: Implementación de agua caliente como fuente de alimentación.

La tabla 3.3 muestra los resultados que se obtuvieron del programa análisis de costos realizado en hoja de cálculo (Anexo I) para la propuesta II en la cual se puede apreciar el costo por metro cubico del agua desalada (dólares por metro cubico). En dicho programa se contempla una vida útil de 20 años y una tasa de descuento del diez por ciento.

Tabla 3.3 Resultados del análisis de rentabilidad para la propuesta II.

<b>VALOR PRESENTE NETO DE PRODUCCIÓN</b>	<b>2253</b>	mil m3
<b>VALOR PRESENTE NETO DE LA INVERSIÓN Y COSTOS</b>	<b>2239</b>	mil USD
<b>COSTO DEL DESTILADO</b>	<b>0.99</b>	\$USD/m3

La figura 3.3 muestra los resultados del análisis de costos que se realizó en hoja de cálculo (Anexo I) para el caso de estudio, en la cual se presenta el porcentaje que tiene cada costo contemplado anteriormente del costo total del agua desalada.

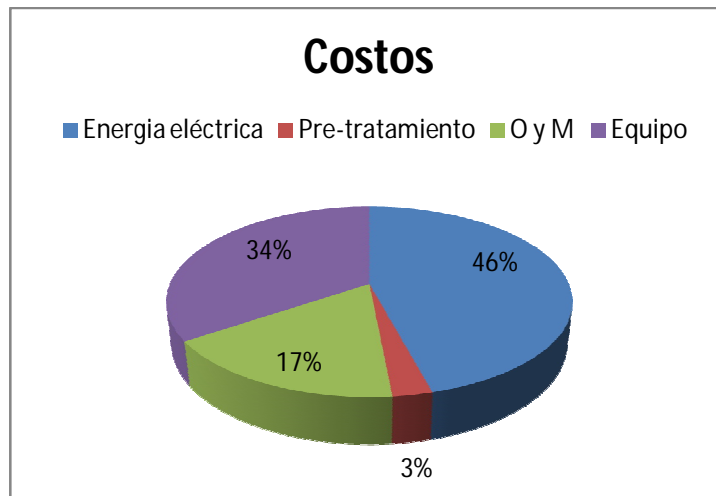


Figura 3.3 Porcentaje de los costos del agua desalada para la propuesta II.

## CAPITULO 4. ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

### 4.1. Análisis de resultados.

La siguiente tabla muestra los resultados que se obtuvieron de los programas elaborados en hoja de cálculo para el caso de estudio, la propuesta I y la propuesta II.

Tabla 4.1 Tabla comparativa de los resultados obtenidos para los diferentes casos de desalación MVC.

Caso	Agua de alimentación [m <sup>3</sup> /h]	Producto obtenido [m <sup>3</sup> /h]	Potencia del compresor [kW]	Consumo específico de energía [kWh/m <sup>3</sup> ]	Recuperación [%]	Costo [USD\$/m <sup>3</sup> ]	Agua Caliente [m <sup>3</sup> /h]
Estudio	68.8	33	476	15	48	1.76	0
Propuesta I	68.8	33	169	5.5	48	1.03	14
Propuesta II	68.8	33	169	5.5	48	0.99	10

La cantidad de agua que se produce en ambas propuestas es de 792 000 litros al día con lo cual se puede abastecer a 3 168 personas, considerando que una persona que habita en una ciudad utiliza 250 litros en promedio al día para satisfacer sus necesidades vitales y de higiene personal<sup>5</sup>. El agua que se pretende generar se desea distribuir en zonas costeras de la Península de Baja California, el consumo de agua por parte de las personas que habitan esta área se reduce en cierta cantidad, con esto se puede abastecer todavía a un mayor número de personas.

La utilización del agua caliente en ambas propuestas hace que disminuya significativamente la potencia del compresor lo cual influye directamente en el consumo específico bajando casi a una tercera parte en comparación con el caso de estudio.

El costo de desalación para ambas propuestas es mucho menor (alrededor del dólar) en comparación con el que se tiene para el caso de estudio, la utilización del agua caliente en el proceso hace disminuir el costo convirtiendo la desalación más accesible para las personas.

El agua geotérmica que se necesita para la propuesta I y II es de 3.8 y 2.7 lps respectivamente lo cual garantiza el abasto del recurso geotérmico por mucho tiempo ya que la extracción del fluido es poca en comparación con lo que se puede extraer comúnmente de los pozos encontrados en la Península de Baja California.

---

<sup>5</sup> [www.agua.org.mx](http://www.agua.org.mx)

Como se menciono anterior mente, al momento de arrancar el proceso de desalación se necesita una fuente alterna de vapor hasta lograr que la evaporadora pueda generar el vapor suficiente para evaporar el agua de mar por sí misma, con la implementación del agua caliente en la propuesta I esto ya no será necesario ya que el agua caliente que circulara en el banco de tubos secundario realizará esta función. En la propuesta II aun se tiene que depender de la fuente de vapor o agregar el segundo banco de tubos para el agua caliente dentro de la evaporadora, lo cual nos lleva al diseño de la propuesta I, por lo tanto es la propuesta más viable para el proceso MVC utilizando agua caliente.

#### 4.2. Conclusiones

En el presente trabajo se planteó el aprovechamiento de los recursos geotérmicos<sup>6</sup> que abundan en la Península de Baja California en la desalación térmica del tipo compresión mecánica del vapor. Se realizó una simulación en hoja de cálculo de un proceso tradicional de desalación tipo MVC y dos esquemas propuestos en los cuales se implementa el uso del agua caliente en la desalación para disminuir el consumo de energía eléctrica por parte del proceso. También se elaboró un análisis de costos y rentabilidad de los tres escenarios analizados para determinar el costo por metro cubico del producto obtenido.

Las conclusiones a las que se llegaron son las mencionadas a continuación:

- La desalación de agua de mar es una herramienta en la cual se tiene que apoyar fuertemente para poder resolver la problemática del agua no solo en la Península de Baja California sino en toda la parte norte del país ya que cuenta con problemas de sequia a lo largo del año.
- La desalación MVC con agua caliente presenta grandes ventajas comparada con los procesos tradicionales de desalación MVC que se encuentran operando actualmente, principalmente en la reducción del costo por el bajo consumo de energía.
- El uso del agua caliente en la desalación tipo MVC es de gran importancia ya que disminuye el consumo de energía eléctrica durante proceso. Desde el punto de vista ambiental contribuye en la reducción de la formación de gases de efecto invernadero durante el proceso de generación eléctrica y desde el punto de vista

---

<sup>6</sup> Se denomina recurso geotérmico a la porción del calor que, desprendido desde el interior de la tierra, puede ser aprovechado por el hombre en condiciones técnicas y económicas. Se clasifican en función de la temperatura del fluido geotermal que determinarán sus usos y aplicaciones.

económico reduce el costo en la producción del destilado en el proceso de desalación.

- **El diseño de la propuesta I -Implementación de agua caliente como fuente de energía- elimina el vapor que se necesita para arrancar el proceso de desalación, ya que el agua caliente realizará esa función, lo cual es una gran ventaja en comparación con la propuesta II -Implementación de agua caliente como fuente de alimentación-. Por lo tanto la “propuesta I” se presenta como la más factible al utilizar el agua caliente en el proceso de desalación MVC.**
- **Al utilizar el agua caliente como fuente de alimentación, el vapor que se genera en el segundo banco de tubos no puede ser en gran cantidad ya que se tendría que quitar el compresor – convirtiéndose en una cámara tipo MED- y eso no puede ser ya que el compresor es el que proporciona el movimiento del flujo dentro de la evaporadora.**
- La calidad del agua producto que se obtiene de este tipo de proceso es casi pura – salinidad menor a 10 ppm – lo cual da un mayor margen de aplicaciones.
- Se debe aprovechar la energía de los recursos geotérmicos ya que se encuentran abundantemente en nuestro país, es renovable y no genera contaminación.
- A medida que la tecnología va avanzando el costo en la desalación va disminuyendo, haciéndola cada vez más atractiva para complementar el abasto junto con las fuentes de agua naturales que se tienen en el país.

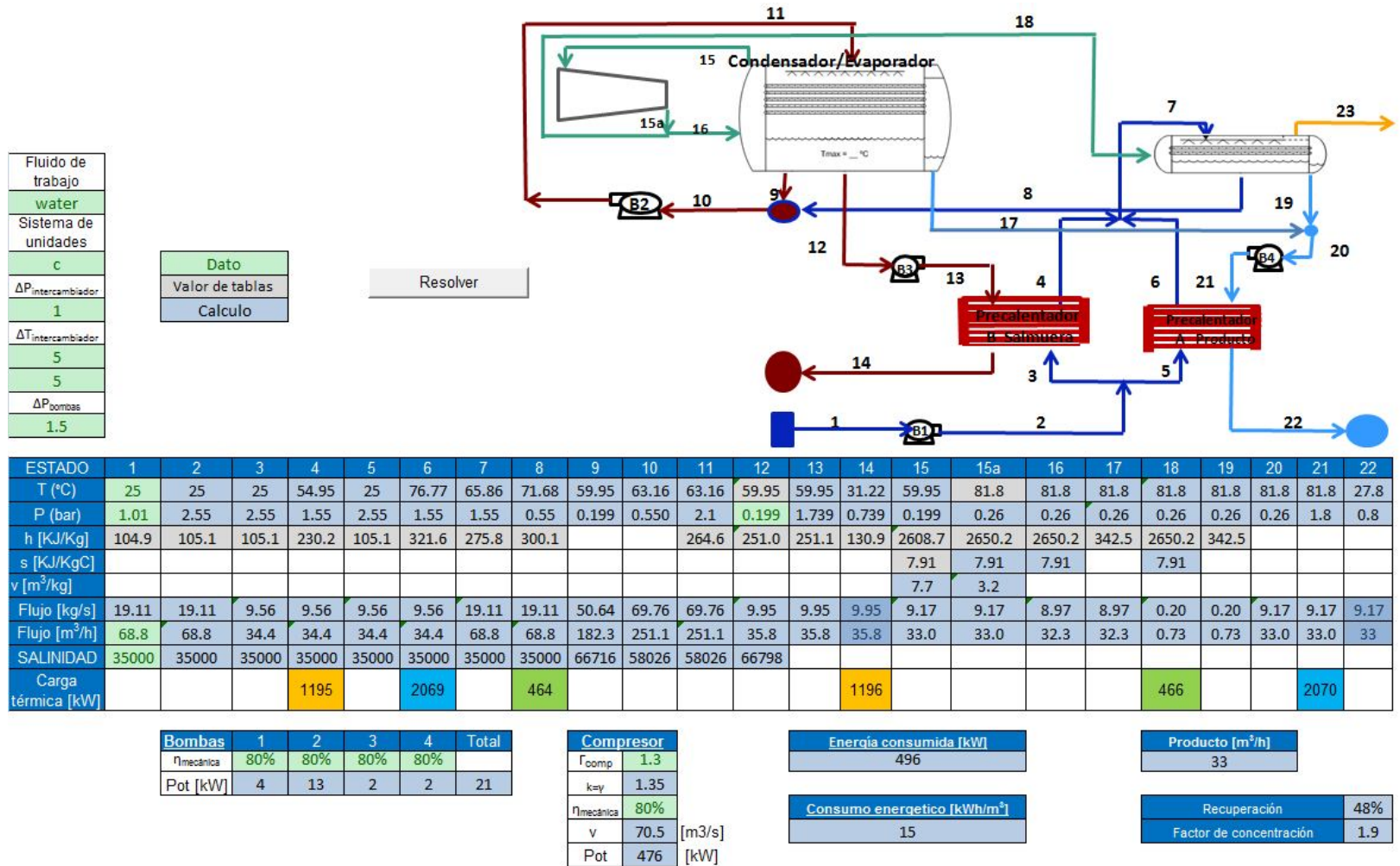
Para continuar con este trabajo de tesis, es necesario llevar a cabo un estudio más detallado de las zonas en las que se han detectado las fuentes de agua de mar caliente, con el fin de obtener datos más precisos, y en base a ello realizar nuevamente las simulaciones de desalación con los datos recabados –profundidad del pozo, presiones reales, composición química del agua, entre otras –.

Realizar un diseño y selección de materiales de los equipos que se encuentran presentes en el proceso de desalación tipo MVC –evaporadora, compresor, bombas, intercambiadores de calor, etcétera–. Realizar un prototipo de laboratorio para observar las ventajas y complicaciones técnicas al momento de trabajar a diferentes condiciones de operación.



## ANEXOS

A. Simulación en hoja de cálculo del proceso de desalación MVC para el caso de estudio "Rosarito, Baja California".



B. Simulación en hoja de cálculo del área de intercambio de calor de los equipos del proceso de desalación MVC para el caso de estudio "Rosarito, Baja California".

**Intercambiador A (producto)**

Material	Titanio
$\Delta T$	5

Espesor de la placa	0.001	[m]
Ancho de placas	0.8	[m]
Longitud de la placa	1.5	[m]
Separación de placas	0.005	[m]
K material	21.9	[W/m K]
Diámetro Hidráulico	0.0025	[m]

LMTD	3.77	[°C]
U	3269	[kW/m <sup>2</sup> °C]
A	168	[m <sup>2</sup> ]
Numero de placas	140	

Fluido	Caliente	Frio	
Velocidad	2	2	[m/s]
densidad	970.7	997.1	[kg/m <sup>3</sup> ]
viscosidad	0.000347	0.000890	[[Pa. s]]
k	0.6711	0.6073	[W/m K]
Cp	4.198	4.181	[kJ/(kg K)]
Prandtl	2.168	6.128	
Reynolds	16433.0	6668.3	
Nusselt	68.41	54.43	
h	9183	6611	[W/m <sup>2</sup> k]

**Evaporadora**

Material	Aluminium alloy
----------	-----------------

Carga Térmica	20675	[kW]
LMTD	20.18	[°C]
U	2500	[W/m <sup>2</sup> k]
A	410	[m <sup>2</sup> ]

Ltotal	6199	[m]
Ltubo	4	[m]
Ntubos	1550	
espesor	1	[mm]

	Diametro [in]	Area [m <sup>2</sup> ]
Dext	5/6	3.48E-04
Dint	3/4	2.85E-04

	Vapor	Liquido	
Velocidad	65	0.13	[m/s]
Densidad	0.31	983.19	[kg/m <sup>3</sup> ]

**Intercambiador B (salmuera)**

Material	Titanio
$\Delta T$	5

Espesor de la placa	0.001	[m]
Ancho de placas	0.8	[m]
Longitud de la placa	1.5	[m]
Separación de placas	0.005	[m]
K material	21.9	[W/m K]
Diámetro Hidráulico	0.0025	[m]

LMTD	5.59	[°C]
U	3150	[kW/m <sup>2</sup> °C]
A	68	[m <sup>2</sup> ]
Numero de placas	57	

Fluido	Caliente	Frio	
Velocidad	3	2	[m/s]
densidad	983.3	997.1	[kg/m <sup>3</sup> ]
viscosidad	0.000467	0.000890	[[Pa. s]]
k	0.6544	0.6073	[W/m K]
Cp	4.185	4.181	[kJ/(kg K)]
Prandtl	2.985	6.128	
Reynolds	13241.3	6668.3	
Nusselt	63.35	54.43	
h	8291	6611	[W/m <sup>2</sup> k]

**Desgasificador**

Material	Aluminium alloy
----------	-----------------

Carga Térmica	465	[kW]
LMTD	12.79	[°C]
U	2500	[W/m <sup>2</sup> k]
A	15	[m <sup>2</sup> ]

Ltotal	220	[m]
Ltubo	4	[m]
Ntubos	55	
espesor	1	[mm]

	Diametro [in]	Area [m <sup>2</sup> ]
Dext	5/6	3.48E-04
Dint	3/4	2.85E-04

	Vapor	Liquido	
Velocidad	81	1.02	[m/s]
Densidad	0.159	980.1	[kg/m <sup>3</sup> ]

C. Análisis de costos del proceso de desalación MVC para el caso de estudio "Rosarito, Baja California".

<b>ANÁLISIS DE RENTABILIDAD DEL PROYECTO</b>					
<b>DATOS</b>					
PRODUCCIÓN ACTUAL	PRODUCCIÓN DE DESTILADO	265	mil m <sup>3</sup> / año		
COSTOS FUTUROS	ENERGÍA ELÉCTRICA	331	mil USD / año		
	PRE-TRATAMIENTO	7	mil USD / año		
	OPERCIÓN Y MANTENIMIENTO	45	mil USD / año		
<b>INVERSIÓN-valor BASE</b>		702	mil USD		
<b>VIDA ÚTIL</b>		20	AÑOS		
<b>TABLA DE VALORES CORRIENTES</b>					
<b>MILES DE USD</b>					
año	PRODUCCIÓN DESTILADO	ENERGÍA ELÉCTRICA	PRE-TRATAMIENTO	O Y M	INVERSIÓN
0	0	0	0	0	702
1	264.67	330.98	7.01	44.78	0
2	264.67	330.98	7.01	44.78	0
3	264.67	330.98	7.01	44.78	0
4	264.67	330.98	7.01	44.78	0
5	264.67	330.98	7.01	44.78	0
6	264.67	330.98	7.01	44.78	0
7	264.67	330.98	7.01	44.78	0
8	264.67	330.98	7.01	44.78	0
9	264.67	330.98	7.01	44.78	0
10	264.67	330.98	7.01	44.78	0
11	264.67	330.98	7.01	44.78	0
12	264.67	330.98	7.01	44.78	0
13	264.67	330.98	7.01	44.78	0
14	264.67	330.98	7.01	44.78	0
15	264.67	330.98	7.01	44.78	0
16	264.67	330.98	7.01	44.78	0
17	264.67	330.98	7.01	44.78	0
18	264.67	330.98	7.01	44.78	0
19	264.67	330.98	7.01	44.78	0
20	264.67	330.98	7.01	44.78	0
<b>TASA DE OPORTUNIDAD (TASA DE DESCUENTO)</b>		10%	anual		
<b>TABLA DE VALORES PRESENTES</b>					
<b>MILES DE USD</b>					
Deflactor	VPN de la PRODUCCIÓN	VPN de la ENERGÍA ELÉCTRICA	VPN del PRE-TRATAMIENTO	VPN de O y M	VPN de la INVERSIÓN
1.00	0	0	0	0	702
0.909	241	301	6	41	0
0.826	219	274	6	37	0
0.751	199	249	5	34	0
0.683	181	226	5	31	0
0.621	164	206	4	28	0
0.564	149	187	4	25	0
0.513	136	170	4	23	0
0.467	123	154	3	21	0
0.424	112	140	3	19	0
0.386	102	128	3	17	0
0.350	93	116	2	16	0
0.319	84	105	2	14	0
0.290	77	96	2	13	0
0.263	70	87	2	12	0
0.239	63	79	2	11	0
0.218	58	72	2	10	0
0.198	52	65	1	9	0
0.180	48	60	1	8	0
0.164	43	54	1	7	0
0.149	39	49	1	7	0
<b>VPN</b>	2253	2818	60	381	702
<b>RESULTADOS</b>					
<b>VALOR PRESENTE NETO DE PRODUCCIÓN</b>		2253	mil m <sup>3</sup>		
<b>VALOR PRESENTE NETO DE LA INVERSIÓN Y COSTOS</b>		3961	mil USD		
<b>COSTO DEL DESTILADO</b>		1.76	\$/USD/m <sup>3</sup>		

DATOS	
Horas operación anuales	8760
Horas efectivas anuales	8016
Factor de planta	0.92
Capacidad de producción	33 [m3/h]
Producción	264670 [m3/año]

Tipo de cambio  
11 (\$MNI/\$USD)

### Costo por amortización del equipo del evaporador

Costo del equipo en \$	701818 [USD]
Interés anual	10%
Años	20
Costo de la amortización	82435 [USD]
Amortización por m <sup>3</sup>	0.31 [USD/m <sup>3</sup> ]

### Costo por energía eléctrica

Compresor principal de evaporador	476 [Kw]
Bomba suministro agua de mar (B1)	4 [Kw]
Bomba recirculación de salmuera (B2)	13 [Kw]
Bomba de salmuera (rechazo B3)	2 [Kw]
Bomba de producto (B4)	2 [Kw]
Total	497 [Kw]
Costo por energía eléctrica \$	330984 [USD/año]
Costo por energía eléctrica \$/m <sup>3</sup>	1.25 [USD/m <sup>3</sup> ]

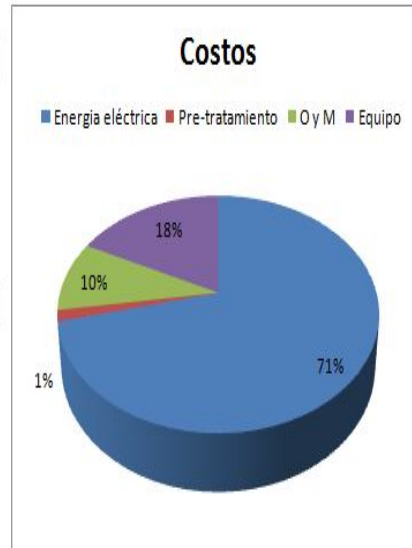
### Costo por Pre-tratamiento

Dosificación	5 [ppm]
Agua de alimentación	68.80 [m3/h]
Costo de aditivo	2.5 [USD/KG]
Costo de aditivo	7006.6 [USD/año]
Costo de aditivo	0.03 [USD/m <sup>3</sup> ]

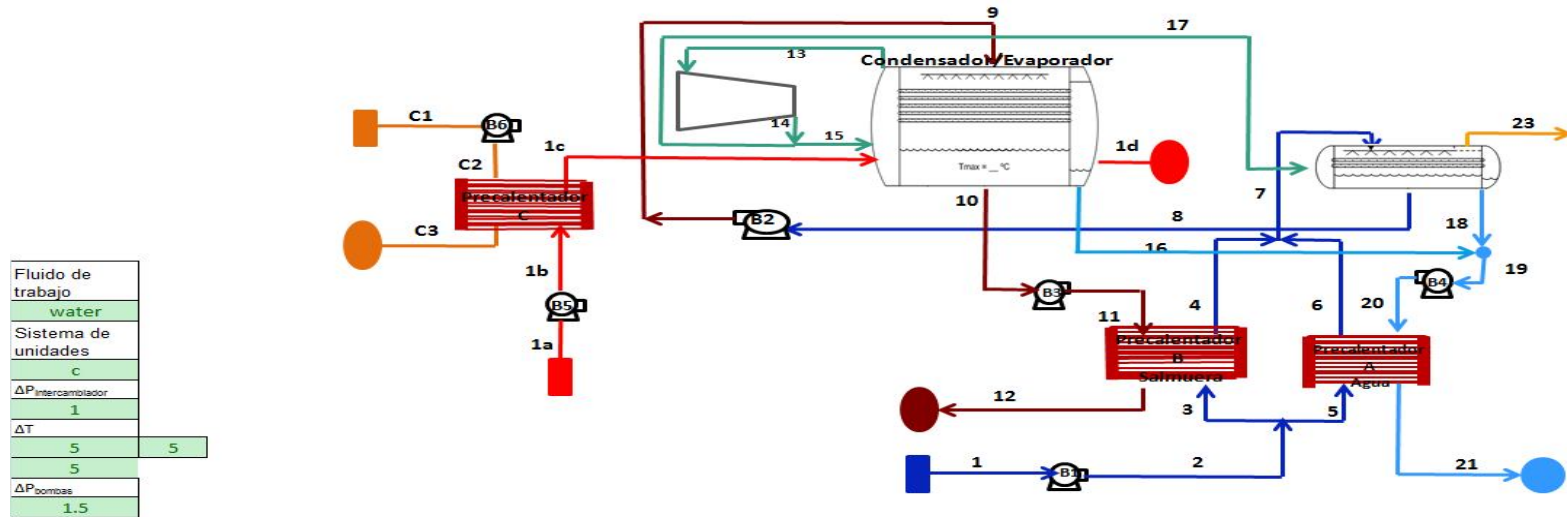
### Costo por Operación y Mantenimiento

	Pers.	Salario	Días	
Técnicos Mecánicos	2	302.07	31	18728
Ayudantes técnicos	2	265.38	31	16454
Técnico eléctrico	1	302.07	31	9364
Ayudante técnico	1	265.38	31	8227
Técnico superior instrumentista	1	302.07	31	9364
Técnico instrumentista	1	265.38	31	8227
Costo Mantenimiento anual				70,364
Costo por Operación				422183
Costo por Operación y mantenimiento				44,777 [USD/año]
Costo por Operación y mantenimiento				0.17 [USD/m <sup>3</sup> ]

<b>Costo total</b>	<b>1.76 [USD/m<sup>3</sup>]</b>
--------------------	---------------------------------



D. Simulación en hoja de cálculo de la Propuesta I: Implementación de agua caliente como fuente de energía.



Estado	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21		
T(°C)	25	25	25	54.95	25	62.71	58.83	64.19	64.19	59.95	59.95	31.17	59.95	67.706	67.706	67.706	67.706	67.706	67.706	67.706	67.706	28.4	
P(bar)	1.032	2.532	2.532	1.532	2.532	1.532	1.532	0.532	2.03	0.199	1.699	0.699	0.199	0.219	0.219	0.219	0.219	0.219	0.219	0.219	1.719	0.719	
h [KJ/Kg]	104.9	105.1	105.1	230.2	105.1	262.6	246.4	268.8	268.882	250.97	251.10	130.67	2608.75	2623.49	2623.49	283.45	2623.49	283.45					
s [KJ/KgC]													7.91	7.91	7.91		7.91						
v [m³/kg]													7.68	5.53									
Flujo [kg/s]	19.11	19.11	9.56	9.56	9.56	9.56	19.11	19.11	19.11	9.94	9.94	9.94	9.17	9.17	8.99	8.99	0.183	0.183	9.17	9.17	9.17	9.17	
Flujo [m³/h]	68.80	68.80	34.40	34.40	34.40	34.40	68.80	68.80	68.80	35.79	35.79	35.79	33.01	33.01	32.35	32.35	0.66	0.66	33.01	33.01	33.01	33	
SALINIDAD	35000	35000	35000	35000	35000	35000	35000	35000	35000	67274													
Carga térmica [kW]				1195		1506		429				1197					429					1506	

Estado	C1	C2	C3	1a	1b	1c	1d
T (°C)	85	85	25	20	20	80	65
P (bar)	2	3.5	2.5	1.032	2.532	1.532	0.532
h [KJ/Kg]						335.1	271.9
s [KJ/KgC]							
Calidad							
Flujo [kg/s]	3.89	3.89	3.89	3.89	3.89	3.89	3.89
Flujo [m3/h]	14	8	14	14	14	14	14
Carga térmica [kW]		977			977		245

Bombas	1	2	3	4	5	6	Total
$\eta_{mecánica}$	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	
Pot [kW]	3.6	3.6	1.9	1.7	0.7	0.7	12.2

Compresor	
$\Gamma_{comp}$	1.1
k	1.37
$\eta_{mecánica}$	0.8
v [m³/s]	70.45
Pot [kW]	169

Energía consumida [kW]	
	181
Consumo energético [kWh/m³]	
	5.5

Producto [m³/h]	
	33

Recuperación	
Factor de concentración	1.9

E. Simulación en hoja de cálculo del área de intercambio de calor de los equipos de la propuesta I.

**Intercambiador A (producto)**

Material	Titanio
$\Delta T$	5

Espesor de la placa	0.001	[m]
Ancho de placas	0.8	[m]
Longitud de la placa	1.5	[m]
Separación de placas	0.005	[m]
K material	21.9	[W/m K]
Diámetro Hidráulico	0.0025	[m]

LMTD	4.16	[°C]
U	2876	[W/m <sup>2</sup> C]
A	126	[m <sup>2</sup> ]
Número de placas	105	

Fluido	Caliente	Frio	
Velocidad	2.3	2.4	[m/s]
densidad	979.1	997.1	[kg/m <sup>3</sup> ]
viscosidad	0.000417	0.000890	[[Pa.s]]
k	0.6613	0.6073	[W/m K]
Cp	4.189	4.181	[kJ/(kg K)]
Prandtl	2.6	6.1	
Reynolds	13660	6668	
Nusselt	63	45	
h	8281	5515	[W/m <sup>2</sup> C]

**Banco de tubos primario**

Material	Aluminium alloy
----------	-----------------

Carga térmica	21029	[kW]
LMTD	5.36	[°C]
U	2500	[W/m <sup>2</sup> k]
A	1570	[m <sup>2</sup> ]

Ltotal	26234	[m]
Ltubo	4	[m]
N <sub>tubos</sub>	6559	
espesor	1	[mm]

	Diametro [in]	Area [m <sup>2</sup> ]
Dext	3/4	2.85E-04
Dint	3/4	2.85E-04

	Vapor	Líquido	
Velocidad	34	0.01	[m/s]
Densidad	0.14	981.03	[kg/m <sup>3</sup> ]

**Intercambiador B (salmuera)**

Material	Titanio
$\Delta T$	5

Espesor de la placa	0.001	[m]
Ancho de placas	0.8	[m]
Longitud de la placa	1.5	[m]
Separación de placas	0.005	[m]
K material	21.9	[W/m K]
Diámetro Hidráulico	0.0025	[m]

LMTD	5.56	[°C]
U	2876	[W/m <sup>2</sup> C]
A	75	[m <sup>2</sup> ]
Número de placas	62	

Fluido	Caliente	Frio	
Velocidad	2.5	2.4	[m/s]
densidad	983.3	997.1	[kg/m <sup>3</sup> ]
viscosidad	0.000467	0.000890	[[Pa.s]]
k	0.6544	0.6073	[W/m K]
Cp	4.185	4.181	[kJ/(kg K)]
Prandtl	3.0	6.1	
Reynolds	13231	6668	
Nusselt	63	45	
h	8286	5515	[W/m <sup>2</sup> C]

**Banco de tubos secundario**

Material	Aluminium alloy
----------	-----------------

Carga térmica	245	[kW]
LMTD	5.89	[°C]
U	2500	[W/m <sup>2</sup> k]
A	17	[m <sup>2</sup> ]

Ltotal	278	[m]
Ltubo	4	[m]
N <sub>tubos</sub>	70	
espesor	1	[mm]

	Diametro [in]	Area [m <sup>2</sup> ]
Dext	3/4	2.85E-04
Dint	3/4	2.85E-04

	Vapor	Líquido	
Velocidad	0.7	1.0	[m/s]
densidad	971.81	981.03	[kg/m <sup>3</sup> ]

**Intercambiador C (agua caliente)**

Material	Titanio
$\Delta T$	5

Espesor de la placa	0.001	[m]
Ancho de placas	0.8	[m]
Longitud de la placa	1.5	[m]
Separación de placas	0.002	[m]
K material	21.9	[W/m K]
Diámetro Hidráulico	0.001	[m]

LMTD	5.00	[°C]
U	3459	[W/m <sup>2</sup> C]
A	56	[m <sup>2</sup> ]
Número de placas	47	

Fluido	Caliente	Frio	
Velocidad	2.5	2.4	[m/s]
densidad	968.7	998.3	[kg/m <sup>3</sup> ]
viscosidad	0.000333	0.001002	[[Pa.s]]
k	0.6730	0.5985	[W/m K]
Cp	4.200	4.184	[kJ/(kg K)]
Prandtl	2.1	7.0	
Reynolds	7272	2421	
Nusselt	35	21	
h	11844	6288	[W/m <sup>2</sup> C]

**Desgasificador**

K material	Aluminium alloy
------------	-----------------

Carga térmica	436	[kW]
LMTD	5.79	[°C]
U	2500	[W/m <sup>2</sup> k]
A	30	[m <sup>2</sup> ]

Ltotal	504	[m]
Ltubo	4	[m]
N <sub>tubos</sub>	126	
espesor	1	[mm]

	Diametro [in]	Area [m <sup>2</sup> ]
Dext	3/4	2.85E-04
Dint	3/4	2.85E-04

	Vapor	Líquido	
Velocidad	37	0.54	[m/s]
Densidad	0.14	983.82	[kg/m <sup>3</sup> ]

## F. Análisis de costos de la propuesta I.

ANÁLISIS DE RENTABILIDAD DEL PROYECTO					
<b>DATOS</b>					
PRODUCCIÓN ACTUAL	PRODUCCIÓN DE DESTILADO	265	mil m3 / año		
COSTOS FUTUROS	ENERGÍA ELÉCTRICA	121	mil USD / año		
	PRE-TRATAMIENTO	7	mil USD / año		
	OPERCIÓN Y MANTENIMIENTO	45	mil USD / año		
INVERSIÓN-valor BASE		842	mil USD		
VIDA ÚTIL		20	AÑOS		
TABLA DE VALORES CORRIENTES					
MILES DE USD					
año	PRODUCCIÓN DESTILADO	ENERGÍA ELÉCTRICA	COSTOS PRE-TRATAMIENTO		INVERSIÓN
0	0	0	0	0	842
1	264.62	120.83	7.01	44.78	0
2	264.62	120.83	7.01	44.78	0
3	264.62	120.83	7.01	44.78	0
4	264.62	120.83	7.01	44.78	0
5	264.62	120.83	7.01	44.78	0
6	264.62	120.83	7.01	44.78	0
7	264.62	120.83	7.01	44.78	0
8	264.62	120.83	7.01	44.78	0
9	264.62	120.83	7.01	44.78	0
10	264.62	120.83	7.01	44.78	0
11	264.62	120.83	7.01	44.78	0
12	264.62	120.83	7.01	44.78	0
13	264.62	120.83	7.01	44.78	0
14	264.62	120.83	7.01	44.78	0
15	264.62	120.83	7.01	44.78	0
16	264.62	120.83	7.01	44.78	0
17	264.62	120.83	7.01	44.78	0
18	264.62	120.83	7.01	44.78	0
19	264.62	120.83	7.01	44.78	0
20	264.62	120.83	7.01	44.78	0
TASA DE OPORTUNIDAD (TASA DE DESCUENTO)		10%	anual		
TABLA DE VALORES PRESENTES					
MILES DE USD					
Deflactor	VPN de la PRODUCCIÓN	VPN de la ENERGÍA ELÉCTRICA	VPN del PRE-TRATAMIENTO	VPN de O y M	VPN de la INVERSIÓN
1.00	0	0	0	0	842
0.909	241	110	6	41	0
0.826	219	100	6	37	0
0.751	199	91	5	34	0
0.683	181	83	5	31	0
0.621	164	75	4	28	0
0.564	149	68	4	25	0
0.513	136	62	4	23	0
0.467	123	56	3	21	0
0.424	112	51	3	19	0
0.386	102	47	3	17	0
0.350	93	42	2	16	0
0.319	84	38	2	14	0
0.290	77	35	2	13	0
0.263	70	32	2	12	0
0.239	63	29	2	11	0
0.218	58	26	2	10	0
0.198	52	24	1	9	0
0.180	48	22	1	8	0
0.164	43	20	1	7	0
0.149	39	18	1	7	0
<b>VPN</b>	<b>2253</b>	<b>1029</b>	<b>60</b>	<b>381</b>	<b>842</b>
RESULTADOS					
<b>VALOR PRESENTE NETO DE PRODUCCIÓN</b>	<b>2253</b>	mil m3			
<b>VALOR PRESENTE NETO DE LA INVERSIÓN Y COSTOS</b>	<b>2312</b>	mil USD			
<b>COSTO DEL DESTILADO</b>	<b>1.03</b>	\$USD/m3			

DATOS	
Horas operación anuales	8760
Horas efectivas anuales	8016
Factor de planta	0.92
Capacidad de producción	33 [m3/h]
Producción	264624 [m3/año]

Tipo de cambio  
11 [SMN/\$USD]

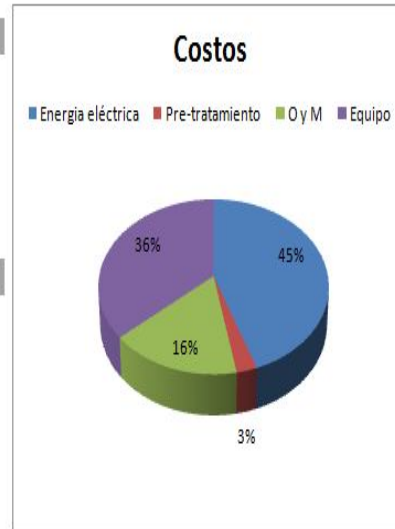
Costo por amortización del equipo del evaporador	
Costo del equipo en \$	842182 [\$USD]
Interés anual	10%
Años	20
Costo de la amortización	98922 [\$USD]
Amortización por m <sup>3</sup>	0.37 [\$USD/m3]

Costo por energía eléctrica	
Compresor principal de evaporador	169 [Kw]
Bomba suministro agua de mar (B1)	4 [Kw]
Bomba recirculación de salmuera (B2)	4 [Kw]
Bomba de salmuera (rechazo B3)	2 [Kw]
Bomba de producto (B4)	2 [Kw]
Bomba suministro de agua de mar (B5)	0.73
Bomba de agua caliente (B6)	0.73
kW totales	181 [Kw]
Costo por energía eléctrica \$	121162 [\$USD/año]
Costo por energía eléctrica \$/m <sup>3</sup>	0.46 [\$USD/m3]

Costo por Pre-tratamiento	
Dosificación	5 [ppm]
Agua de alimentación	68.80 [m3/h]
Costo de aditivo	2.5 [\$USD/KG]
Costo de aditivo	7006.6 [\$USD/año]
Costo de aditivo	0.03 [\$USD/m3]

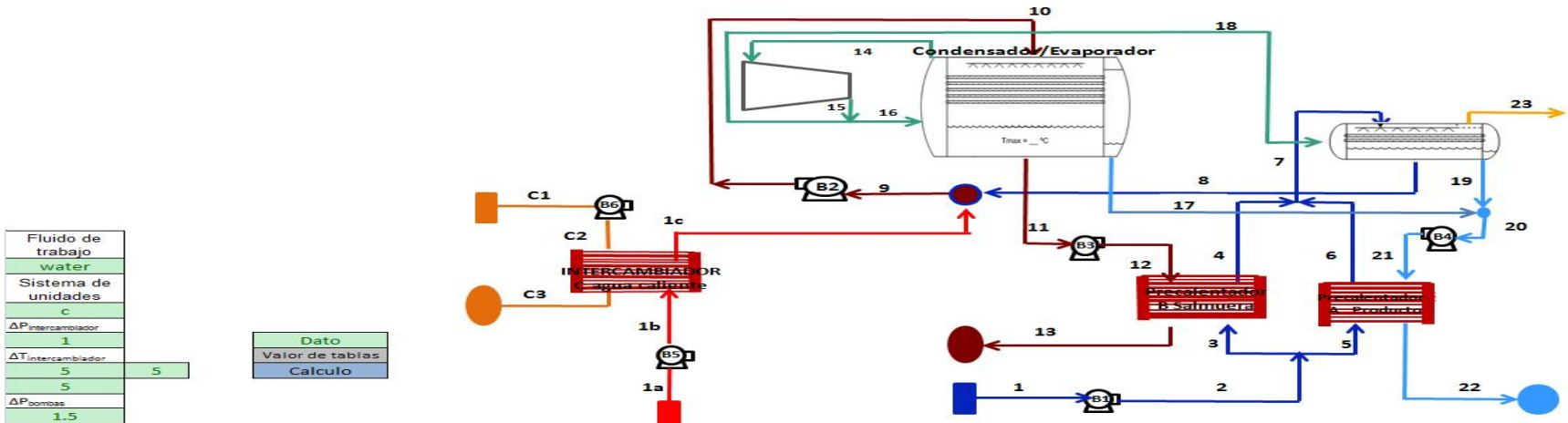
Costo por Operación y Mantenimiento				
	Pers.	Salario	Días	
Técnicos Mecánicos	2	302.07	31	18728
Ayudantes técnicos	2	265.38	31	16454
Técnico eléctrico	1	302.07	31	9364
Ayudante técnico	1	265.38	31	8227
Técnico superior instrumentista	1	302.07	31	9364
Técnico instrumentista	1	265.38	31	8227
Costo mantenimiento anual				70,364
Costo por operación				422183
Costo por Operación y mantenimiento				44,777 [\$USD/año]
Costo por Operación y mantenimiento				0.17 [\$USD/m3]

Costo Total	1.03 [\$USD/m3]
-------------	-----------------





G. Simulación en hoja de cálculo de la propuesta II: Implementación de agua de mar caliente como fuente de alimentación.



ESTADO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	
T (°C)	25	25	25	54.9	25.0	62.7	58.8	61.7	64.3	64.3	59.9	59.9	35.3	59.9	67.7	67.7	67.7	67.7	67.7	67.7	67.7	34.1	
P (bar)	1.032	2.532	2.532	1.532	2.532	1.532	1.532	0.532	0.199	1.7	0.199	1.699	0.699	0.199	0.219	0.219	0.219	0.219	0.219	0.219	1.719	0.719	
h [kJ/kg]	104.9	105.1	105.1	230.2	105.1	262.6	246.4	258.1		269.4	251	251.10	148.15	2608.7	2623.49	2623.5	283.5	2623.5	283.5				
s [kJ/kgC]														7.91	7.91	7.91		7.91					
v [m³/kg]														7.7	5.5								
Flujo [kg/s]	16.33	16.33	8.17	8.17	8.17	8.17	16.33	16.33	19.11	19.11	9.94	9.94	9.94	9.17	9.17	9.09	9.09	0.08	0.08	9.17	9.17	9.17	
Flujo [m³/h]	58.8	58.8	29.4	29.4	29.4	29.4	58.8	58.8	68.8	68.8	35.8	35.8	35.8	33.0	33.0	32.7	32.7	0.30	0.30	33.0	33.0	33.0	
SALINIDAD	35000	35000	35000	35000	35000	35000	35000	35000	35000	35000	67274												
Carga térmica [kW]				1022		1287		193					1024					193				1287	

ESTADO	C1	C2	C3	1a	1b	1c
T (°C)	85	85	18	13	13	80
P (bar)	2	3.5	2.5	1.032	2.532	1.532
h[kJ/Kg]						335.1
s [kJ/KgC]						
Calidad						
Flujo [kg/s]	2.78	2.78	2.78	2.78	2.78	2.78
Flujo [m³/h]	10	10	10	10	10.0	10.0
SALINIDAD				35000	35000	35000
Carga térmica [kW]		779			779	

Bombas	2	3	4	5	6	Total
$\eta_{mecánica}$	80%	80%	80%	80%	80%	
Pot [kW]	3.58	1.86	1.72	0.52	0.52	11.3

Rendimiento	48%
Factor de concentración	1.9

Energía consumida [kW]	180
------------------------	-----

Consumo energético [kWh/m³]	5.5
-----------------------------	-----

Compresor	
rcomp	1.1
$\eta=k$	1.371
$\eta_{mecánica}$	80%
v	70.5 [m³/s]
Pot	169 [kW]

Producto [m³/h]	33
-----------------	----

H. Simulación en hoja de cálculo del área de intercambio de calor de los equipos de la propuesta II.

**Intercambiador A (producto)**

Material	Titanio
ΔT	5

Espesor de la placa	0.001	[m]
Ancho de placas	0.8	[m]
Longitud de la placa	1.5	[m]
Separación de placas	0.005	[m]
K material	21.9	[W/m K]
Diámetro Hidráulico	0.0025	[m]

LMTD	6.86	[°C]
U	2688	[W/m <sup>2</sup> °C]
A	70	[m <sup>2</sup> ]
Numero de placas	58	

Fluido	Caliente	Frio	
Velocidad	2	2	[m/s]
densidad	979.1	997.1	[kg/m <sup>3</sup> ]
viscosidad	0.000417	0.000890	[[Pa. s]]
k	0.6613	0.6073	[W/m K]
Cp	4.189	4.181	[kJ/(kg K)]
Prandtl	2.641	6.128	
Reynolds	13660	5699	
Nusselt	62.61	40.05	
h	8281	4864	[W/m <sup>2</sup> °C]

**Intercambiador B (salmuera)**

Material	Titanio
ΔT	5

Espesor de la placa	0.001	[m]
Ancho de placas	0.8	[m]
Longitud de la placa	1.5	[m]
Separación de placas	0.005	[m]
K material	21.9	[W/m K]
Diámetro Hidráulico	0.0025	[m]

LMTD	7.35	[°C]
U	2688	[W/m <sup>2</sup> °C]
A	52	[m <sup>2</sup> ]
Numero de placas	43	

Fluido	Caliente	Frio	
Velocidad	3	2	[m/s]
densidad	983.3	997.1	[kg/m <sup>3</sup> ]
viscosidad	0.000467	0.000890	[[Pa. s]]
k	0.6544	0.6073	[W/m K]
Cp	4.185	4.181	[kJ/(kg K)]
Prandtl	2.985	6.128	
Reynolds	13231	5699	
Nusselt	63.31	40.05	
h	8286	4864	[W/m <sup>2</sup> °C]

**Intercambiador C**

Material	Titanio
ΔT	5

Espesor de la placa	0.001	[m]
Ancho de placas	0.8	[m]
Longitud de la placa	1.5	[m]
Separación de placas	0.005	[m]
K material	21.9	[W/m K]
Diámetro Hidráulico	0.0025	[m]

LMTD	5	[°C]
U	1108	[W/m <sup>2</sup> °C]
A	141	[m <sup>2</sup> ]
Numero de placas	117	

Fluido	Caliente	Frio	
Velocidad	1	1	[m/s]
densidad	968.7	999.5	[kg/m <sup>3</sup> ]
viscosidad	0.000333	0.001200	[[Pa. s]]
k	0.6730	0.5857	[W/m K]
Cp	4.200	4.190	[kJ/(kg K)]
Prandtl	2.081	8.587	
Reynolds	5175	1437	
Nusselt	26.81	14.72	
h	3609	1725	[W/m <sup>2</sup> °C]

**Evaporadora**

Material	Aluminium alloy
----------	-----------------

Carga Térmica [kW]	21265	[kW]
LMTD	5.27	[°C]
U	2500	[W/m <sup>2</sup> k]
A	1613	[m <sup>2</sup> ]

Ltotal	24398	
Ltubo	4	[m]
Ntubos	6100	
espesor	1	[mm]

	Diametro [mm]	Area [m <sup>2</sup> ]
ext	5/6	3.48E-04
int	3/4	2.85E-04

	Vapor	Liquido	
Velocidad	37	0.01	[m/s]
Densidad	0.14	980.95	[kg/m <sup>3</sup> ]

**Desgasificador**

Material	Aluminium alloy
----------	-----------------

Carga Térmica [kW]	193	[kW]
LMTD	7.38	[°C]
U	2500	[W/m <sup>2</sup> k]
A	10	[m <sup>2</sup> ]

Ltotal	158	
Ltubo	4	[m]
Ntubos	40	
espesor	1	[mm]

	Diametro [mm]	Area [m <sup>2</sup> ]
ext	5/6	3.48E-04
int	3/4	2.85E-04

	Vapor	Liquido	
Velocidad	52	1.19	[m/s]
Densidad	0.140	983.8	[kg/m <sup>3</sup> ]

## I. Análisis de costos de la propuesta II.

ANÁLISIS DE RENTABILIDAD DEL PROYECTO					
<b>DATOS</b>					
PRODUCCIÓN ACTUAL	PRODUCCIÓN DE DESTILADO		265	mil m3 / año	
COSTOS FUTUROS	ENERGÍA ELÉCTRICA		121	mil USD / año	
	PRE-TRATAMIENTO		7	mil USD / año	
	OPERCIÓN Y MANTENIMIENTO		45	mil USD / año	
INVERSIÓN-valor BASE			772	mil USD	
VIDA ÚTIL			20	AÑOS	
TABLA DE VALORES CORRIENTES					
MILES DE USD					
año	PRODUCCIÓN DESTILADO	ENERGÍA ELÉCTRICA	PRE-TRATAMIENTO	O Y M	INVERSIÓN
0	0	0	0	0	772
1	264.62	120.54	7.01	44.78	0
2	264.62	120.54	7.01	44.78	0
3	264.62	120.54	7.01	44.78	0
4	264.62	120.54	7.01	44.78	0
5	264.62	120.54	7.01	44.78	0
6	264.62	120.54	7.01	44.78	0
7	264.62	120.54	7.01	44.78	0
8	264.62	120.54	7.01	44.78	0
9	264.62	120.54	7.01	44.78	0
10	264.62	120.54	7.01	44.78	0
11	264.62	120.54	7.01	44.78	0
12	264.62	120.54	7.01	44.78	0
13	264.62	120.54	7.01	44.78	0
14	264.62	120.54	7.01	44.78	0
15	264.62	120.54	7.01	44.78	0
16	264.62	120.54	7.01	44.78	0
17	264.62	120.54	7.01	44.78	0
18	264.62	120.54	7.01	44.78	0
19	264.62	120.54	7.01	44.78	0
20	264.62	120.54	7.01	44.78	0
TASA DE OPORTUNIDAD (TASA DE DESCUENTO)			10%	anual	
TABLA DE VALORES PRESENTES					
MILES DE USD					
Deflactor	VPN de la PRODUCCIÓN	VPN de la ENERGÍA ELÉCTRICA	VPN del PRE-TRATAMIENTO	VPN de O y M	VPN de la INVERSIÓN
1.00	0	0	0	0	772
0.909	241	110	6	41	0
0.826	219	100	6	37	0
0.751	199	91	5	34	0
0.683	181	82	5	31	0
0.621	164	75	4	28	0
0.564	149	68	4	25	0
0.513	136	62	4	23	0
0.467	123	56	3	21	0
0.424	112	51	3	19	0
0.386	102	46	3	17	0
0.350	93	42	2	16	0
0.319	84	38	2	14	0
0.290	77	35	2	13	0
0.263	70	32	2	12	0
0.239	63	29	2	11	0
0.218	58	26	2	10	0
0.198	52	24	1	9	0
0.180	48	22	1	8	0
0.164	43	20	1	7	0
0.149	39	18	1	7	0
<b>VPN</b>	2253	1026	60	381	772
RESULTADOS					
VALOR PRESENTE NETO DE PRODUCCIÓN			2253	mil m3	
VALOR PRESENTE NETO DE LA INVERSIÓN Y COSTOS			2239	mil USD	
COSTO DEL DESTILADO			0.99	USD/m3	

DATOS		
Horas operación anuales	8760	Tipo de cambio
Horas efectivas anuales	8016	11 [SMN/\$USD]
Factor de planta	0.92	
Capacidad de producción	33	[m3/h]
Producción	264624	[m3/año]

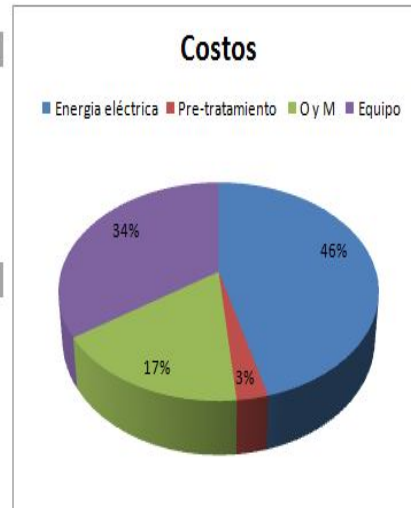
Costo por amortización del equipo del evaporador	
Costo del equipo en \$	772000 [USD]
Interés anual	10%
Años	20
Costo de la amortización	90679 [USD]
Amortización por m <sup>3</sup>	0.34 [USD/m3]

Costo por energía eléctrica	
Compresor principal de evaporador	169 [Kw]
Bomba suministro agua de mar (B1)	3 [Kw]
Bomba recirculación de salmuera (B2)	4 [Kw]
Bomba de salmuera (rechazo B3)	2 [Kw]
Bomba de producto (B4)	2 [Kw]
Bomba suministro de agua de mar (B5)	0.52
Bomba de agua caliente (B6)	0.52
Total	180 [Kw]
Costo por energía eléctrica \$	120536 [USD/año]
Costo por energía eléctrica \$/m <sup>3</sup>	0.46 [USD/m3]

Costo por Pre-tratamiento	
Dosificación	5 [ppm]
Agua de alimentación	68.80 [m3/h]
Costo de aditivo	2.5 [USD/KG]
Costo de aditivo	7006.6 [USD/año]
Costo de aditivo	0.03 [USD/m3]

Costo por Operación y Mantenimiento				
	Pers.	Salario	Días	
Técnicos Mecánicos	2	302	31	18728
Ayudantes técnicos	2	265	31	16454
Técnico eléctrico	1	302	31	9364
Ayudante técnico	1	265	31	8227
Técnico superior instrumentista	1	302	31	9364
Técnico instrumentista	1	265	31	8227
Costo mantenimiento anual				70,364
Costo por Operación				422183
Costo por Operación y mantenimiento				44,777 [USD/año]
Costo por Operación y mantenimiento				0.17 [USD/m3]

<b>Costo Total</b>	<b>0.99</b> [USD/m3]
--------------------	----------------------



## REFERENCIAS

### BIBLIOGRÁFICAS

- Akili D. Khawaji, Ibrahim K. Kutubkhanah, Jong – Mihn Wie.  
*Advances in seawater desalination technologies.*  
Desalination. Núm. 221. 2008. pp. 47 – 69.  
ELSEVIER.
- C. Watson Ian, Morin O.J., Henthorne Lisa.  
*Desalting Handbook for Planners.*  
Ros Tek Associates, Inc. Third Edition. July 2003
- Comisión Nacional del Agua  
*Estadísticas del agua en México 2008*  
Secretaría del Medio Ambiente y Recursos Naturales. 1ª. Ed. 2008.pp.4-40.
- Ettouney Hisham.  
*Design of single – effect mechanical vapor compression.*  
Desalination. Núm. 190. 2006. pp. 1- 15.  
ELSEVIER.
- Farinas, M.  
*Osmosis inversa. Fundamentos, teoría y aplicaciones.*  
McGraw Hill. 1999.
- Fuentes Díaz Manuel.  
*Desalación de agua, una alternativa para resolver la demanda de agua potable en el sur de la República Mexicana.*  
Cancún, México. 2002. pp. 1 – 8.  
XXVIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental.
- Fuentes Díaz Manuel.  
*La desalación del agua.*  
Gaceta IMTA. Núm. 6. México. 2007. pp.4-8.
- Hikmet S. Aybar.  
*Analysis of mechanical vapor compression desalination system.*  
Desalination. Núm. 142. 2002. pp. 181 – 186.  
ELSEVIER.
- Incropera, F., Dewitt, D.  
*Fundamentos de Tránsito de Calor*  
Pearson Educación. 4ª. Ed. 1999. pp. 582-607.

- M. Alcocer Sergio and Hiriart Gerardo.  
*An Applied Research Program on Water Desalination with Renewable Energies*  
American Journal of Environmental Sciences. 2008. pp. 190-197.  
Science Publications
- M. Veza José.  
*Mechanical vapour compression desalination plants – A case study*  
Desalination. Núm. 101. 1995. pp. 1 – 10.  
ELSEVIER
- Pankratz, Tom.  
*IDA Desalination Yearbook 2007-2008*  
Oxford, United Kingdom. Media Analytics Ltd. 2008, pp. 116-123.
- C. Reynolds William  
*Termodinámica*  
México. McGraw – Hill. 1a. Ed. pp 117,124,202.
- Severns W. H., Degler H. E., Niles J. C.  
*La producción de energía mediante el vapor de agua, el aire y los gases.*  
México. REVERTÉ, S.A. 5ª. Ed. pp. 358 - 391.

#### De Internet

- Centro Virtual de Información del Agua.  
[www.agua.org.mx](http://www.agua.org.mx)
- Comisión Federal de Electricidad.  
[www.cfe.gob.mx](http://www.cfe.gob.mx)
- Comisión Nacional del Agua.  
[www.cna.gob.mx](http://www.cna.gob.mx)
- Desalación de Agua de Mar con Energías Renovables.  
[www.impulsa4.unam.mx](http://www.impulsa4.unam.mx)
- Direct Industry (Plate Heat Exchangers).  
[www.directindustry.es](http://www.directindustry.es)
- IDE Technologies ltd.  
[www.ide-tech.com](http://www.ide-tech.com)
- Instituto Nacional de Estadística y Geografía.  
[www.inegi.org.mx](http://www.inegi.org.mx)