



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

**DESALACIÓN DE AGUA DE MAR
CON AGUA CALIENTE UTILIZANDO
PROCESOS TÉRMICOS**

T E S I S

PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERO MECÁNICO

P R E S E N T A:

JORGE ELEAZAR PABLO BARRIENTOS

DIRECTOR DE TESIS:
Dr. GERARDO HIRIART LE BERT

Ciudad Universitaria, México D.F, Marzo de 2009





Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

DEDICATORIAS Y AGRADECIMIENTOS

A mi madre, Catalina, quien dedico su vida para que cumpliera mis sueños, por su cariño y apoyo incondicional, pero sobre todo por confiar y creer en mí.

A mi hermana Isabel y a mi tía Chuy por haberme dado ánimos para lograr muchos de mis objetivos y por apoyarme en los momentos más difíciles.

A mis amigos de toda la vida, Alfonso y Rodrigo, por haber estado siempre conmigo en los buenos y malos momentos, por sus consejos y sinceridad, pero sobre todo por su buen humor.

A todos los amigos que hice en el proyecto IMPULSA; Ángel, Carlos, Cynthia, Héctor, Isaías, Joel, René, Rodrigo, Ulises y especialmente a Salvador quien creyó en mí y me apoyo desde un principio.

Al Dr. Gerardo Hiriart, por compartir sus consejos y experiencia, por enseñarme a buscar la excelencia en el trabajo y por ser una gran persona.

Y especialmente, a la Universidad Nacional Autónoma de México, quien me abrió las puertas y me dio las herramientas necesarias para un buen desarrollo profesional.

ÍNDICE

	Página
RESUMEN	1
INTRODUCCIÓN	2
CAPITULO 1. SITUACIÓN ACTUAL Y CARACTERÍSTICAS DEL AGUA	
1.1 Situación Mundial del Agua	4
1.2 Situación del Agua en México	5
1.3 Características del Agua	6
1.3.1 El Ciclo del Agua	6
1.3.2 Caracterización del Agua	7
1.3.3 Tipos de Agua	8
CAPITULO 2. TECNOLOGÍAS DE DESALACIÓN	
2.1 Antecedentes	9
2.2 Sistemas Térmicos de Desalación	9
2.2.1 Destilación de Multi-Etapas Flash (MSF)	9
2.2.2 Destilación de Múltiple Efecto (MED)	10
2.2.3 Compresión de Vapor (VC)	11
2.2.4 Visitas a Desaladoras Térmicas	13
2.2.4.1 Desaladora MSF	13
2.2.4.2 Desaladora MED	15
2.3 Sistemas de Desalación con Membranas	18
2.3.1 Ósmosis Inversa (IO)	18
2.3.2 Electrodiálisis (ED)	19
2.3.3 Visitas a Desaladoras con Membranas	20
2.4 Capacidad Mundial Instalada	21
2.5 Capacidad Instalada en México	23
2.6 Costo Actual por Tecnología de Desalación	24
CAPITULO 3. PROPUESTA PARA DESALAR AGUA DE MAR CON AGUA CALIENTE (DESALADORA MED LOW ENERGY)	
3.1 Descripción del Problema	25
3.2 Características del Proceso MED	26
3.2.1 Concentración y Temperatura	26
3.2.2 Química del Agua	27
3.2.3 Pre-tratamiento	29
3.2.3.1 Incrustaciones	29
3.2.3.2 Corrosión	30
3.2.3.3 Erosión	30

3.2.4 Pos-tratamiento	31
3.3 Modelos Tradicionales	31
3.3.1 Alimentación en Paralelo	31
3.3.2 Alimentación en Serie	32
3.4 Modelos Propuestos	33
3.4.1 Propuesta 1	33
3.4.2 Propuesta 2	33
3.4.3 Propuesta 3 MED Low Energy	34
3.5 Comparación de los Modelos	35
3.6 Cálculo del Destilado Producido en un Sistema MED	38
CAPITULO 4. EVALUACIÓN ECONÓMICA	
4.1 Análisis de Costos y Rentabilidad	40
4.1.1 Desaladora Flash Manzanillo II	40
4.1.2 Propuesta Desaladora MED Low Energy	42
CAPITULO 5. ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES	
5.1 Análisis de Resultados	44
5.2 Conclusiones	48
ANEXOS	
ANEXO 1. Cálculo del Área de Transferencia de Calor	50
ANEXO 2. Simulación en Hoja de Cálculo de Alimentación en Paralelo	51
ANEXO 3. Simulación en Hoja de Cálculo de Alimentación en Serie	52
ANEXO 4. Simulación en Hoja de Cálculo de la Propuesta 1	53
ANEXO 5. Simulación en Hoja de Cálculo de la Propuesta 2	54
ANEXO 6. Simulación en Hoja de Cálculo del Diseño de la Desaladora MED-LE	55
ANEXO 7. Simulación en Hoja de Cálculo de la Desaladora Flash Manzanillo II	57
ANEXO 8. Análisis de Costos y Rentabilidad de la Desaladora Flash Manzanillo II	58
ANEXO 9. Análisis de Costos y Rentabilidad de la Desaladora MED-LE	61
GLOSARIO Y ABREVIATURAS	64
BIBLIOGRAFÍA	65

RESUMEN

La aportación fundamental de esta tesis ha sido desarrollar una planta para desalar agua de mar caliente aprovechando el propio calor del agua en donde se da este fenómeno, tal es el caso de la Península de Baja California.

Se tomó como base la información generada en el proyecto IMPULSA IV donde se reportan sitios donde el agua de mar alcanza temperaturas de más de 90°C en abundantes cantidades.

Se examinaron más de 10 opciones de arreglo termodinámico de una desaladora térmica, de múltiple efecto, para aprovechar esta energía del agua de mar caliente en la propia desalación.

Se llegó a una selección final de esquema de planta desaladora en la cual el agua de mar caliente, que contiene muchas sales y gases disueltos, se usa como fluido primario para calentar agua de mar “limpia”. Mediante bombas de vacío se baja el punto de ebullición del agua, evaporándola y condensando el vapor en múltiples efectos.

Finalmente se procedió a un diseño detallado de la desaladora seleccionada, realizando paso a paso los cálculos termodinámicos y de transferencia de calor.

El diseño final se ha bautizado como MED-LE por las siglas en inglés de lo que sería una “Desaladora de Múltiple Efecto de Baja Energía”.

Se considera que el diseño aquí planteado podría ser una gran aportación a la desalación de agua de mar en Baja California, en lugares como San Felipe y Puertecitos, con muy bajo consumo de energía.

Se recomienda la construcción de un modelo de laboratorio de tres cámaras para validar los cálculos de esta tesis y luego probar en el mar para identificar los problemas reales de incrustación y corrosión que seguramente habrán de presentarse.

INTRODUCCIÓN

El agua potable es un recurso vital para el ser humano y es un factor indispensable para el desarrollo industrial y el crecimiento de la población. Esto implica a su vez la generación de más productos y servicios que en su mayoría requieren la utilización de agua en sus procesos y exige una infraestructura para ésta desde su obtención, tratamiento, transporte y distribución.

Uno de los problemas más urgentes que enfrenta la humanidad es la escasez de agua. Tal el caso de México, ya que un porcentaje de su población carece de agua potable.

Por otra parte en el año 1950 la población de México era de 25 millones de habitantes, cifra que se elevó a 103 millones en el año 2005, es decir, la población se ha cuadruplicado en poco más de 50 años.

Esta situación es particularmente delicada si se considera que dos terceras partes del territorio mexicano son áridas y semiáridas y que en ellas empiezan a generarse conflictos entre los usuarios por la falta de agua. Ante ello, es indispensable que se consolide una nueva cultura del agua, basada en su uso eficiente y preservación en las diversas actividades productivas y en los hogares, así como el desarrollo de tecnologías que ayuden a solucionar los problemas de abastecimiento.

La parte noroeste de México está desarrollándose y creciendo muy rápidamente, un ejemplo de ello es la industria, por lo que ha aumentado el consumo de agua en esa zona donde los recursos de agua están bastante explotados y no está disponible en grandes cantidades. Por lo que la producción de agua potable por medio de la desalación está empezando a ser un tema muy importante.

Por otro lado, ésta región tiene muchos recursos renovables que pueden ser usados para desalar agua de mar y así obtener un costo menor que los existentes.

Tal es el caso de la Península de Baja California en donde, dada su geología y vulcanismo, existen abundantes manantiales de agua caliente. Muchos de ellos están en el mar, muy cercanos a la costa. A muy poca profundidad se han medido temperaturas de más de 90 °C. Es evidente que se puede aprovechar esta agua de mar caliente para desalarla o utilizarla como fuente de calor, con un notable ahorro de energía, por alguno de los métodos térmicos de destilación.

En el primer capítulo se describe la situación mundial y en México del agua, su relación con el crecimiento poblacional, sus principales usos y características.

En el capítulo dos, se da una descripción de las diferentes tecnologías de desalación empleadas actualmente, sus procesos de funcionamiento y sus sistemas principales; también se da un panorama de la capacidad instalada, tanto mundial como en México, y los costos actuales por tecnología.

En el tercer capítulo se analizan cinco sistemas MED los cuales podrían ser utilizados en la zona de estudio. Dos de ellos son sistemas MED tradicionales y los otros tres son modificaciones de los sistemas tradicionales, en los que se propone utilizar energía renovable, agua caliente, como fuente de calor, con el objeto de disminuir el consumo de energía externa.

Luego, en el capítulo cuatro, se hace un análisis de costos y rentabilidad, del sistema que más agua desalada produce, con la finalidad de comprobar cuánto disminuye el costo del metro cúbico desalado al utilizar un recurso renovable y se compara con el resultado del análisis de la desaladora Flash Manzanillo II y con los costos publicados de las diferentes tecnologías de desalación.

Finalmente, en el capítulo cinco, se discuten los resultados obtenidos de los sistemas de desalación y del análisis de costos y se elaboran las respectivas conclusiones.

CAPITULO 1. SITUACIÓN ACTUAL Y CARACTERÍSTICAS DEL AGUA

1.1 Situación Mundial del Agua

Los recursos de agua dulce en la Tierra son limitados. Más del 97 por ciento del agua del mundo es agua de mar, con un 2 por ciento de los recursos hídricos del mundo encerrado en las capas de hielo y glaciares. Como resultado, menos del 0.5 por ciento de los recursos de agua dulce del planeta están disponibles para el consumo humano o para usos agrícolas e industriales.

El problema de los recursos de agua dulce es cada vez mayor y se debe a que:

- La población mundial está creciendo
- La demanda de irrigación y agricultura requiere más agua
- La industria está creciendo
- Las necesidades ambientales requieren más agua
- La calidad del agua de los recursos existentes está disminuyendo

La demanda de agua dulce y el crecimiento de la población están directamente relacionados. La población del mundo se duplicara en los próximos 50 a 90 años, mientras que los recursos renovables de agua dulce permanecerán constantes. Actualmente, más del 6% de la población mundial vive en regiones con grave escasez de agua. Se calcula que para el 2025 el 35% de la población mundial proyectada vivirá en países que se enfrenten a la absoluta escasez de agua, la cual se define como menos de 500 metros cúbicos por persona por año.

El mayor usuario de los recursos de agua dulce es la agricultura. A medida que la población aumenta, la demanda agrícola también aumenta. Las tierras disponibles para la producción agrícola están disminuyendo. El aumento de la producción de cereales sólo puede venir del aumento de la productividad de la tierra, que corresponde, en muchos casos, a un aumento de la irrigación.

Aunque en general la mejora de los niveles de vida es favorable para la sociedad, la demanda de recursos de agua aumenta con dicha mejora. Además, un mayor nivel de vida se traduce en un crecimiento en la demanda de bienes y productos, lo cual hace aumentar la industria. El reuso del agua se ha aplicado eficazmente en muchos sectores de la industria y, sin embargo, el consumo de agua para las diversas aplicaciones industriales sigue aumentando.

En la figura 1.1 se muestra una proyección al 2025 en donde la cantidad de agua dulce disponible para consumo humano y de servicios será crítica en todo el mundo, especialmente en las regiones cercanas a los trópicos.

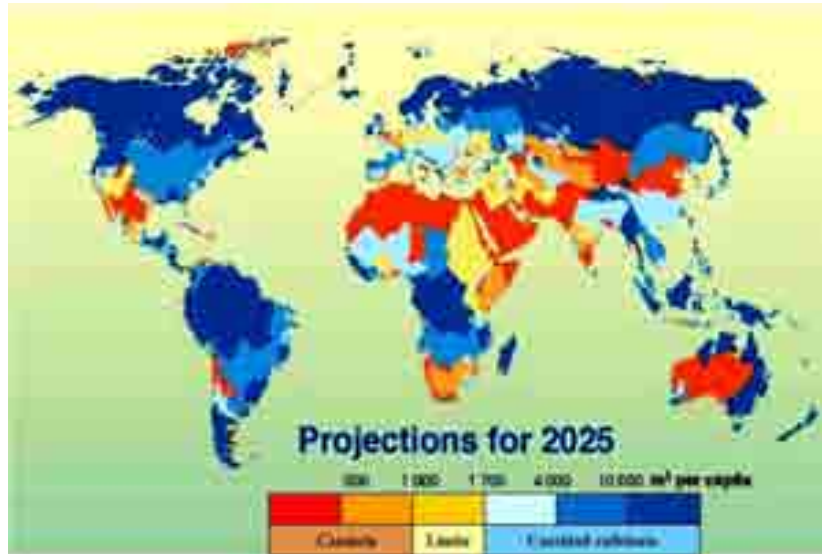


Figura 1.1 Proyección mundial al 2025 de agua potable en m^3 per cápita
[UNEP Vital Water Graphics, 2000]

1.2 Situación del Agua en México

En México existe una mala distribución geográfica del agua, lo que hace que ésta abunde en el sureste y que escasee en el noroeste, un ejemplo de ello es la ocurrencia de la lluvia la cual es muy escasa en Baja California, donde solamente se presentan 202 mm al año, valor doce veces menor a los 2,410 mm que se presentan en el estado de Tabasco. En la figura 1.2 se muestra la distribución de la precipitación media histórica en México en donde se puede observar tal comportamiento.

Se debe destacar también que en general, el 67% de la lluvia se presenta en tan sólo cuatro meses del año, de junio a septiembre, lo que dificulta su aprovechamiento y ha obligado a la construcción de gran infraestructura para su captación. Es importante tener presente que dos terceras partes del territorio nacional son áridas o semiáridas, lo que obliga al uso eficiente del agua en todas las actividades, tanto en el riego como en la industria y en el hogar.

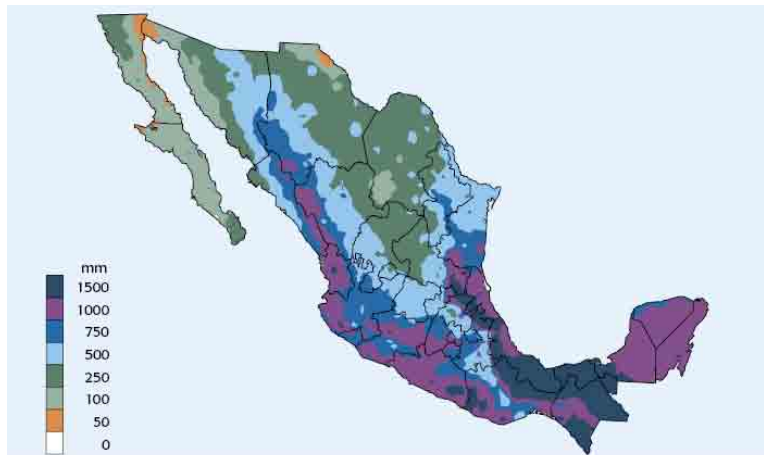


Figura 1.2 Distribución de la precipitación media mensual histórica en México
[Comisión Nacional del Agua, 2007]

La situación anterior cobra especial relevancia si se considera que la población de México se ha cuadruplicado en los últimos 55 años, al pasar de 25 millones de habitantes en el año de 1950 a 103 millones en el año 2005. Es notable la concentración en las zonas urbanas, donde el número de habitantes se ha incrementado de 11 a 79 millones en el periodo antes referido¹.

El principal uso del agua en México es el agrícola, el cual se refiere principalmente al agua utilizada para el riego de cultivos. La superficie dedicada a las labores agrícolas en México varía entre los 20 y 25 millones de hectáreas, con una superficie cosechada de entre 18 a 22 millones de hectáreas por año.

Otro uso que se le da al agua es para el abastecimiento público, el cual incluye la totalidad del agua entregada a través de las redes de agua potable, las cuales abastecen a los usuarios domésticos, así como a las diversas industrias y servicios conectados a dichas redes.

1.3 Características del Agua

1.3.1 El Ciclo del Agua

El suministro de agua de la Tierra es constante, se agota y se repone en un ciclo hidrológico. El agotamiento se produce por la evaporación de las aguas superficiales y por la transpiración de las plantas. La reposición se produce cuando el vapor de agua se condensa en la atmósfera y se devuelve a la tierra en forma de lluvia, nieve, aguanieve, o rocío, como se muestra en la figura 1.3.

¹ INEGI, 2008



Figura 1.3 Ciclo del agua
[USGS, 2007]

Cuando el vapor de agua se condensa y cae a la tierra, absorbe y disuelve ciertos gases en la atmósfera, principalmente dióxido de carbono y oxígeno. El grado de las concentraciones de gases depende de la temperatura y la química de la atmósfera, que difieren en las distintas partes de la Tierra.

1.3.2 Caracterización del Agua

El agua se puede considerar como un solvente universal. En distintos grados el agua disuelve gases, compuestos orgánicos y algunos inorgánicos.

Generalmente el agua se caracteriza por los sólidos disueltos totales (TDS) que son la suma de todos los componentes que se disuelven en el agua, ya sean orgánicos o inorgánicos, usualmente se expresan en miligramos por litro (mg/l).

Algunos compuestos (por ejemplo, el cloruro de sodio, NaCl) son muy solubles en agua. Otros son solubles sólo en un grado muy limitado (por ejemplo, el carbonato de calcio, CaCO₃). Cuando el límite de solubilidad de un compuesto es superado, la solución precipita².

La conductividad es un factor importante para caracterizar el agua, proporciona una medición aproximada de la cantidad de sal que se encuentra en el agua. Cuanta más alta es la concentración de sales disueltas, mayor será la capacidad de la solución para conducir la electricidad. El agua pura tiene poca conductividad, mientras que el agua de mar es buena conductora de electricidad.

² Formación de sólidos en una solución debido a una reacción química o a que la solución ha sido sobresaturada.

1.3.3 Tipos de Agua

El agua salina se clasifica como dulce, salobre y agua de mar, dependiendo de la cantidad de sólidos disueltos totales (TDS) o partes por millón (ppm)³ que contenga, como se muestra en la tabla 1.1 a continuación.

TABLA 1.1 RANGOS DE SALINIDAD DE LOS DIFERENTES TIPOS DE AGUA

Tipo de Agua		Salinidad (ppm)
Dulce (Potable)		< 1,000
Salobre	Ligera	1,000 – 5,000
	Moderada	5,000 – 15,000
	Pesada	15,000 – 35,000
Salina (Agua de mar)		35,000 o más

³ Partes por millón (ppm), son las partes en peso, contenidas en un millón de partes, también en peso de una solución.

CAPITULO 2. TECNOLOGÍAS DE DESALACIÓN

2.1 Antecedentes

La desalación de agua de mar y salobre no es un tema nuevo, ya existe bastante tecnología desarrollada en el mundo. Por ejemplo, en los países árabes, donde abundan los hidrocarburos y escasea el agua, se encuentra concentrada la mayor cantidad de plantas desaladoras. En Kuwait, Emiratos Árabes y otros países de la región, el 90% del agua que se consume proviene de desaladoras.

En las islas con alto desarrollo poblacional e industrial, como Singapur, Malta, Canarias, Trinidad y Tobago y otras, la escasa cuenca que tienen para captar agua de lluvia los lleva a depender de la desalación de agua del mar para satisfacer su demanda.

El más reciente fenómeno social que ha venido a detonar el despegue de la tecnología para desalar agua de mar, ha sido el incremento de la población, y por tanto de la demanda en grandes ciudades como Los Ángeles y San Diego, en California; Tampa, en Florida, así como muchas ciudades del sureste de España. México no escapa a la problemática del incremento de la demanda en grandes ciudades; tal es el caso de Tijuana, Ensenada y Hermosillo, de islas como Cozumel y las Islas Marías, y de muchos otros sitios donde la contaminación salina ha estropeado antiguos pozos que abastecían de agua.

2.2 Sistemas Térmicos de Desalación

Hay básicamente dos familias de tecnologías de desalación usadas en todas partes del mundo. Estas incluyen tecnologías térmicas y tecnologías de membranas. Las tecnologías térmicas son las que calientan el agua salada y recogen el vapor condensado (destilación) para producir agua pura. Rara vez se utilizan los procesos de destilación para desalar agua salobre, ya que no son rentables para esta aplicación. Las tecnologías térmicas incluyen los siguientes tipos de procesos:

- Destilación de Multi-Etapas Flash (MSF)⁴
- Destilación de Múltiple Efecto (MED)
- Compresión de vapor (VC)

2.2.1 Destilación de Multi-Etapas Flash (MSF)

El objetivo de este proceso es el de obtener agua destilada a través de un sistema multi-etapas que opera a distintas presiones de vacío. El principio de funcionamiento de esta

⁴ Las siglas entre paréntesis provienen del inglés

tecnología involucra tres sistemas principales (sistema de alimentación de agua, sistema de vacío y sistema de calentamiento).

El proceso inicia cuando el agua de alimentación entra en los intercambiadores de calor de cada cámara los cuales tienen la función por un lado de precalentar el agua de alimentación a medida que esta va circulando de cámara en cámara y por el otro de condensar el vapor de agua generado en cada cámara. Ver figura 2.1.

Después de que el agua de mar se precalienta, esta pasa al calentador principal en donde eleva su temperatura hasta la temperatura de diseño y entra en la primera cámara. El calentador principal es alimentado por un lado con agua de mar (precalentada) y por el otro con vapor de agua (generalmente es alguna extracción de procesos de generación eléctrica).

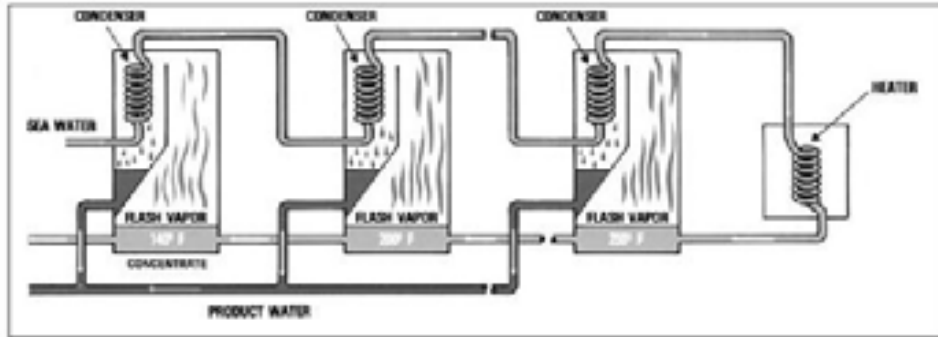


Figura 2.1 Esquema del proceso MSF
[Desalting Handbook for Planners, 2003]

Una fracción del agua de mar que entra en la primera cámara, la cual se encuentra a presión de vacío, se evapora instantáneamente debido al cambio de presión. El fluido evaporado pasa a la zona de condensación dentro de la cámara, en donde entra en contacto con el intercambiador de calor (que precalienta el agua de entrada) para ceder su calor y condensarse obteniéndose así el producto o destilado.

Por otra parte el fluido que no se evaporó en la primera cámara pasa a la segunda cámara, la cual está a menor presión, repitiéndose el mismo proceso. Finalmente se colecta el destilado en cada cámara y la salmuera acumulada.

2.2.2 Destilación de Múltiple Efecto (MED)

En el proceso MED, por sus siglas en inglés, una serie de efectos de evaporación con presiones consecutivas decrecientes producen agua destilada. Debido a que el agua hierve a temperaturas más bajas conforme la presión disminuye, el vapor de agua generado en el

primer efecto sirve como medio de calentamiento para el segundo efecto, y así sucesivamente. Mientras más efectos, mayor será el rendimiento.

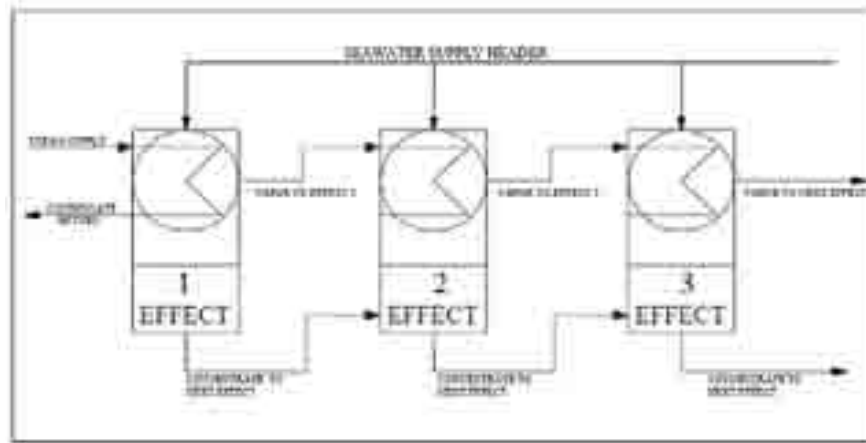


Figura 2.2 Esquema del proceso MED
 [Desalting Handbook for Planners, 2003]

En la figura 2.2 se muestran tres efectos de un proceso MED. La presión del efecto 1 es superior a la del efecto 2, y del mismo modo, la presión del efecto 2 es más alta que la del efecto 3 (las presiones son de vacío). La fuente de calor, vapor, en el efecto 1 es suficiente para evaporar una parte del agua de alimentación que está entrando por la parte superior de la unidad. El vapor formado en este efecto calienta el siguiente efecto que está a menor presión. El proceso de producir vapor en cada efecto, se aprovecha para calentar el siguiente efecto, y así continúa a través de todos los efectos hasta que el vapor del último efecto se condensa en el condensador principal. El concentrado de cada efecto puede ser enviado al siguiente efecto o puede ser sacado en puntos específicos en el proceso. El destilado, agua dulce, se obtiene de la condensación del vapor en cada efecto y del condensador principal.

2.2.3 Compresión de Vapor (VC)

Las desaladoras que utilizan el proceso por compresión de vapor funcionan a partir de un calentamiento inicial del agua de mar hasta obtener vapor, para después comprimirlo y reutilizarlo nuevamente en el calentamiento de agua de mar y así producir más vapor, el cual se condensa y se retira como agua dulce.

Este proceso puede llevarse a cabo por dos diferentes métodos:

- Compresión Mecánica de Vapor (MVC)
- Compresión Térmica de Vapor (TVC)

En la figura 2.3 se muestra como es el proceso de desalación por compresión de vapor. El agua de mar entra por un intercambiador de calor (por lo general es de tipo placa para sistemas pequeños) y se precalienta con la salmuera que viene de rechazo y con el agua dulce producida ya que estas tienen una temperatura mayor. El fluido precalentado es enviado a un desgasificador, en donde entra por la parte superior y se rocía en la superficie de los tubos que en su interior contienen vapor comprimido a alta temperatura, una pequeña porción del agua se evapora y la otra parte por medio de una bomba se manda al evaporador. En este sistema se eliminan los gases no condensables y se condensa la pequeña porción del vapor que se formó, para formar parte del producto.

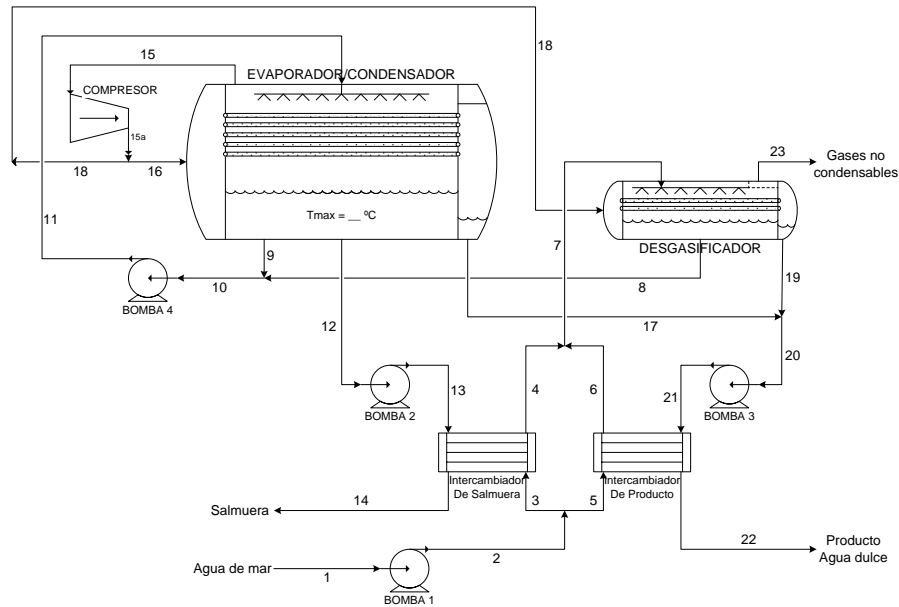


Figura 2.3 Esquema del proceso de compresión de vapor
[El autor]

El agua que se envía al evaporador se mezcla con una parte de la salmuera que sale de dicho sistema y se rocía por la parte superior del evaporador para hacer contacto con la superficie de los tubos. La acción del calor en la pared del vapor ya comprimido que circula por los tubos hace que se evapore un porcentaje del agua de alimentación y la otra parte, el concentrado, se retira del evaporador mediante una bomba de salmuera. Como se mencionó anteriormente este flujo es dividido, una parte se mezcla con el agua de alimentación y la otra se bombea a los residuos.

El vapor que se genera es comprimido mecánicamente o térmicamente. Al comprimirlo aumentamos su temperatura lo suficiente para servir como fuente de calor en el evaporador y en el desgasificador.

El destilado se forma cuando el vapor que se encuentra dentro de los tubos se condensa al ceder su calor y posteriormente es bombeado a un sistema de pos-tratamiento.

Se necesita un suministro de vapor para iniciar el arranque, pero una vez que el sistema este en funcionamiento ya no es necesario, a menos que la temperatura u otras condiciones de operación sufran algún cambio.

2.2.4 Visitas a Desaladoras Térmicas

El proyecto IMPULSA IV como parte de su labor de investigación y formación orientada a la especialización de las diferentes tecnologías de desalación se ha dado a la tarea de realizar algunas visitas de campo a plantas térmicas de desalación con el objeto de aprender más a fondo el proceso y el funcionamiento de cada una de ellas.

2.2.4.1 Desaladora MSF

Una de las visitas que se realizó fue a la planta termoeléctrica de Manzanillo, la cual cuenta con dos desaladoras de Multi-Etapas Flash de 50 m³/h de producción cada una, ver figura 2.4. En dicha visita se entendió más a fondo el funcionamiento de este tipo de desaladoras, su operación y mantenimiento.



*Figura 2.4 Desaladora Multi-Etapas Flash de Manzanillo
[IMPULSA, 2008]*

Los sistemas principales en los que se divide la desaladora Flash son:

- Sistema de calentamiento
- Sistema de vacío
- Sistema de evaporación

En la figura 2.5 se muestra el sistema de calentamiento el cual consta de un calentador de agua de mar del tipo tubo y carcasa el cual es usado para calentar el agua de mar, se utiliza vapor de baja presión para realizar el calentamiento.



Figura 2.5 Sistema de calentamiento de la desaladora Flash
[IMPULSA, 2008]

El sistema de vacío consta de dos etapas de eyectores y un condensador de eyectores, ver figura 2.6. El sistema de vacío es usado para remover los gases no condensables en el evaporador y en el calentador de agua de mar y para generar el vacío en cada etapa y así lograr la evaporación instantánea.



Figura 2.6 Sistema de vacío de la desaladora Flash
[IMPULSA, 2008]

El sistema de evaporación consta de ocho cámaras de evaporación instantánea con una placa divisora entre cada una. Cada cámara contiene un haz de tubos para condensar el vapor generado precalentando el agua de alimentación. Ver figura 2.7.



Figura 2.7 Visita a la desaladora Flash de Manzanillo
[IMPULSA, 2008]

2.2.4.2 Desaladora MED

Otra de las visitas que se realizó fue a la central termoeléctrica de Tuxpan, en donde cuentan con cuatro desaladoras de Múltiple Efecto, de 50 m³/h de destilado cada una, ver figura 2.8. En la visita se entendió mucho mejor el funcionamiento de los sistemas principales de este tipo de desaladoras.



Figura 2.8 Desaladora Múltiple Efecto de Tuxpan
[IMPULSA, 2008]

La desaladora MED se divide en los siguientes sistemas principales:

- Sistema de condensación
- Sistema de calentamiento
- Sistema de vacío
- Sistema de evaporación

En la figura 2.9 se muestra el sistema de condensación en el cual el agua de mar es precalentada condensando el vapor generado en el último efecto. El condensador consta de cuatro pasos.



Figura 2.9 Sistema de condensación de la desaladora MED
[IMPULSA, 2008]

El sistema de calentamiento se realiza por medio de un eyecto-compresor que funciona con vapor de extracción el cual succiona un porcentaje del vapor generado en la última cámara para después mezclarse ambos e introducirse en la primer cámara como fuente de calor. Ver figura 2.10.



Figura 2.10 Sistema de calentamiento de la desaladora MED
[IMPULSA, 2008]

En la figura 2.11 se muestra el sistema de vacío el cual consiste de un eyector de marcha y dos condensadores de eyectores. El sistema de vacío es usado para remover los gases

incondensables de las cámaras de evaporación y del condensador final y para generar el vacío en cada cámara y así llevar a cabo la evaporación.



Figura 2.11 Sistema de vacío de la desaladora MED
[IMPULSA, 2008]

El sistema de evaporación consta de cuatro cámaras, cada una de ellas tiene un banco de tubos en donde el vapor generado en el efecto anterior se condensa en el interior de ellos y por el exterior se rocía agua de mar para que se evapore un porcentaje de ella. Ver figura 2.12.



Figura 2.12 Sistema de evaporación de la desaladora MED
[IMPULSA, 2008]

En la visita una de las desaladoras MED estaba en mantenimiento por lo que se tuvo la oportunidad de introducirse en ella y conocer las partes que la conforman en su interior. Ver figura 2.13.



Figura 2.13 Visita a la desaladora MED de Tuxpan
[IMPULSA, 2008]

2.3 Sistemas de Desalación con Membranas

2.3.1 Ósmosis Inversa

La ósmosis es un proceso natural, en el cual un fluido pasa a través de una membrana semipermeable, de una zona de baja concentración a una de alta concentración hasta alcanzar el equilibrio, este fenómeno es debido al potencial químico de cada una de las sustancias, el cual está en función de la temperatura, presión y concentración de los sólidos disueltos.

Aplicar una presión externa del lado de la solución salada, la cual es igual a la presión osmótica, ocasiona el equilibrio en ambos lados. Un incremento en esa presión ocasiona que el fluido de alta concentración fluya a través de la membrana hacia el fluido de baja concentración (agua pura). A este fenómeno se le conoce como ósmosis inversa. Ver figura 2.14.



Figura 2.14 Proceso de la ósmosis (a) y la ósmosis inversa (b)
[El autor]

El proceso de la ósmosis inversa utiliza una membrana semipermeable para separar y quitar sólidos disueltos, orgánicos, pirogénicos, materia coloidal, microorganismos, virus

y bacterias del agua. En el proceso de la ósmosis inversa el agua es forzada a cruzar una membrana, dejando las impurezas por detrás. La permeabilidad de la membrana puede ser tan pequeña, que prácticamente todas las impurezas, moléculas de sal, bacterias y los virus son separados del agua. La ósmosis inversa es capaz de quitar 95% a 99% de los sólidos disueltos totales (TDS) y el 99% de todas las bacterias, y así proporcionar un agua pura.

En la figura 2.15 se muestran los componentes básicos de un proceso de ósmosis inversa, los cuales consisten en un sistema de pre-tratamiento; un tubo de presión que contiene a la membrana, normalmente se utilizan varios de estos tubos ordenados en serie o paralelo; una bomba que suministra en forma continua el fluido a tratar y que además se encarga de proporcionar la presión necesaria para llevar a cabo el proceso; una válvula reguladora que controla la corriente del concentrado dentro de los elementos y un sistema de pos-tratamiento.

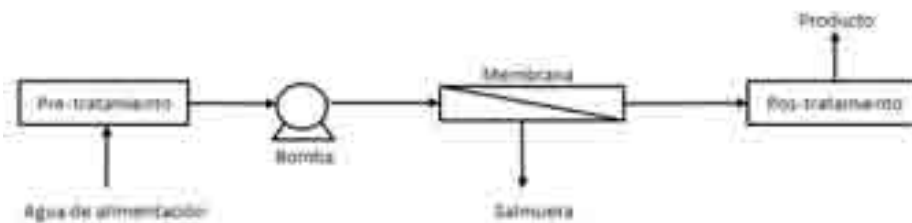


Figura 2.15 Esquema del proceso de ósmosis inversa
[El autor]

2.3.2 Electrodialisis (ED)

En este proceso, el agua de alimentación es introducida en una serie de canales paralelos, los cuales se encuentran separados por membranas alternadas que permiten el paso de sólo iones positivos o sólo iones negativos, ver figura 2.16. A ambos lados del arreglo se aplica una diferencia de potencial, lo cual provoca que los aniones de la solución migren hacia el polo positivo y los cationes hacia el negativo. Los aniones atraviesan la membrana que permite su paso, pero se detiene en la siguiente, donde son retenidos y se empiezan a concentrar. De la misma manera, los cationes atraviesan la membrana que permite su flujo, pero son atrapados en la siguiente membrana; con esto se logra que haya canales con alta concentración de iones y otros con baja concentración.

El agua contenida en los espacios de baja concentración es colectada y extraída como producto, mientras que el agua de los demás canales se extrae como salmuera. Una unidad de electrodialisis se forma con cientos de celdas y puede llegar a producir hasta 30,000 m³ por día. Puesto que el medio para la separación es un campo eléctrico, con la electrodialisis sólo se pueden remover los componentes iónicos de la solución.

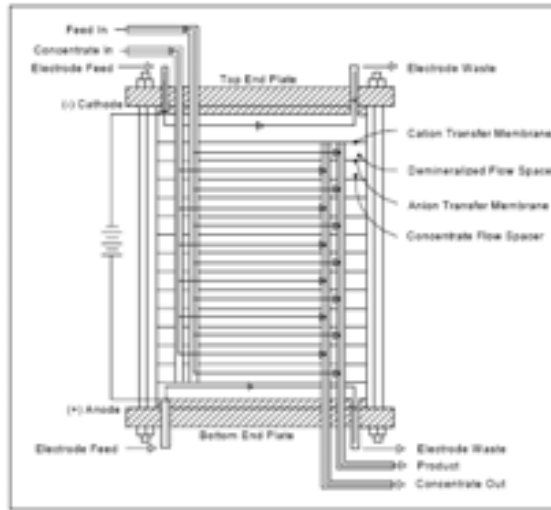


Figura 2.16 Esquema del proceso de electrodiálisis
[Desalting Handbook for Planners, 2003]

2.3.3 Visitas a Desaladoras con Membranas

Continuando con la labor de investigación y formación de las diferentes tecnologías de desalación algunos integrantes del proyecto IMPULSA IV se dieron a la tarea de realizar algunas visitas de campo a plantas desaladoras de ósmosis inversa con el objeto de aprender más a fondo el proceso y el funcionamiento de ellas.

Una de las visitas fue a la desaladora de Ashkelon la cual se encuentra situada en la ciudad de Ashkelon en Israel. La desaladora de ósmosis inversa está diseñada para producir 330,000 m³/día de agua desalada, mediante 32 módulos de ósmosis inversa. Ver figura 2.17.



Figura 2.17 Visita a la desaladora de Ashkelon en Israel
[IMPULSA, 2007]

La planta dispone de un novedoso sistema en cuatro etapas para la eliminación del Boro hasta los niveles exigidos, elemento que por su baja concentración en agua de mar y su pequeño peso atómico hace que su permeabilidad en los sistemas de ósmosis inversa sea muy alta. Por otro lado, también posee un sistema de recuperación de energía después del bombeo de alta presión y el paso por la membrana.

Otra visita a este tipo de plantas fue a la desaladora de Alicante II la cual se encuentra en la ciudad de Alicante en España. La desaladora ha sido dimensionada para producir y aportar al Canal de Alicante de la Mancomunidad de los Canales del Taibillan un volumen diario de 65000 m³ de agua potable.



Figura 2.18 Visita a la desaladora de Alicante II en España
[IMPULSA, 2009]

2.4 Capacidad Mundial Instalada

En los últimos años la desalación se ha convertido en un proceso de tratamiento de aguas aceptado en todo el mundo y está empezando a ser una opción para más comunidades ya que el costo de desalación está decreciendo con la utilización de nuevos suministros en los medios convencionales. Por lo que la capacidad de las plantas desaladoras en todo el mundo ha ido creciendo en los últimos años.

En la figura 2.19 se muestra la capacidad mundial en metros cúbicos por día de agua desalada desde 1980 hasta 2007. Lo que significa que el consumo de agua desalada ha ido aumentando, debido a los problemas de escasez y al crecimiento de la población mencionados en el capítulo anterior.

La figura 2.20 muestra la capacidad mundial instalada por tamaño de planta, tecnología, tipo de agua y usos hasta el año 2008. Se puede observar que la tecnología más utilizada es la ósmosis inversa seguida de la tecnología MSF. En cuanto al uso del agua, ésta se utiliza más para los servicios municipales.

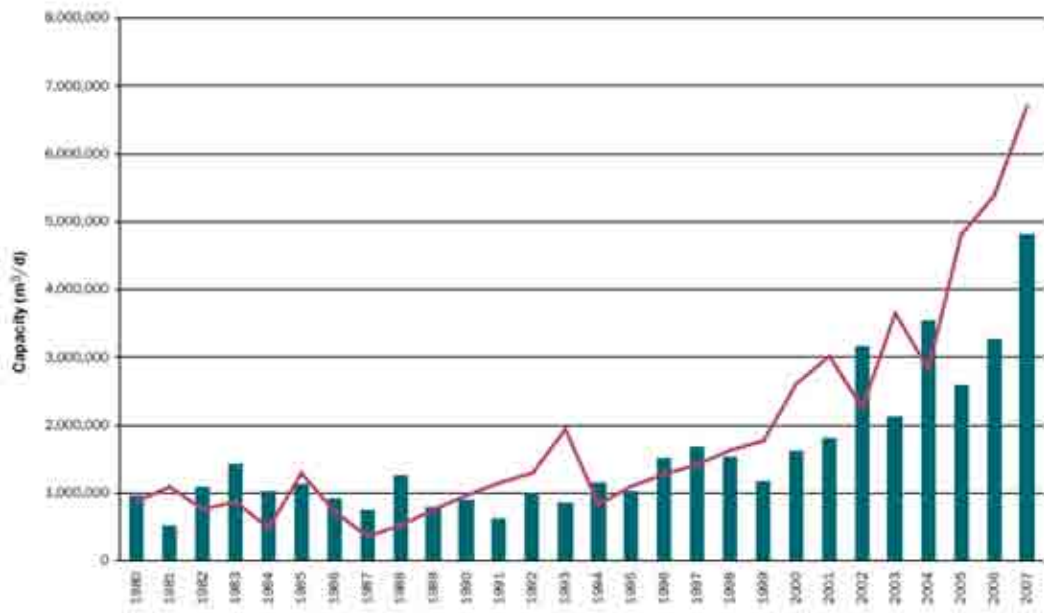


Figura 2.19 Capacidad mundial de agua desalada 1980-2007
[International Desalination Association, 2008]

Figure: 1.2 Installed capacity by:

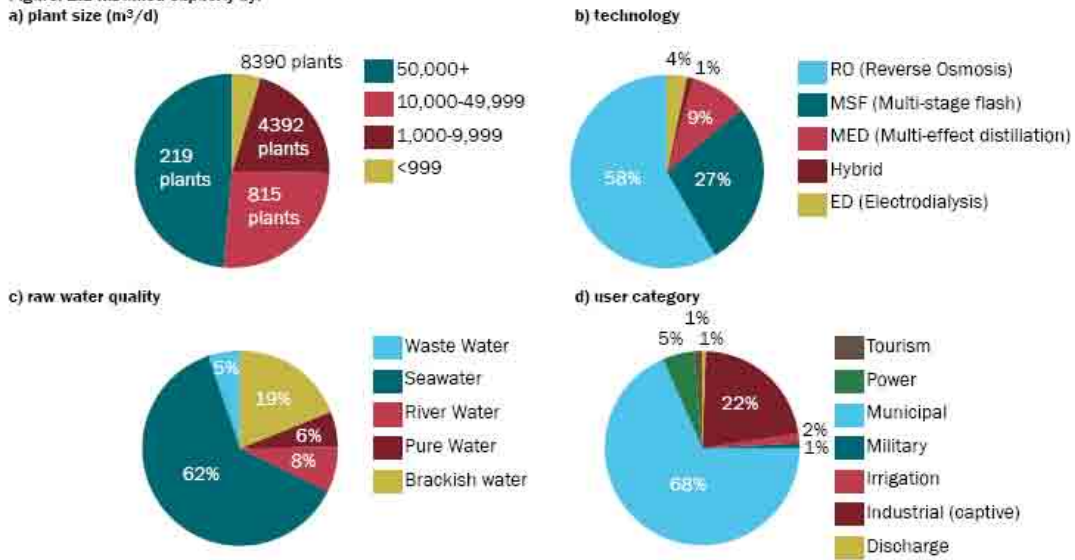


Figura 2.20 Capacidad mundial instalada por a) tamaño de planta, b) tecnología, c) tipo de agua y d) uso
[International Desalination Association, 2008]

2.5 Capacidad Instalada en México

Es evidente que en México la demanda de plantas desaladoras de gran tamaño, y también pequeñas, se incrementará notablemente con el tiempo, y que es necesario desarrollar esta tecnología para no depender totalmente del extranjero en temas tan estratégicos como el agua. La industria del diseño y la fabricación de plantas desaladoras en el mundo se encuentra bastante avanzada, lo que permite desarrollar sistemas altamente eficientes.

La tabla 2.1 muestra el número y la capacidad instalada en metros cúbicos por día de plantas desaladoras en México hasta el año 2006.

TABLA 2.1 INVENTARIO NACIONAL DE PLANTAS DESALADORAS EN MÉXICO HASTA EL 2006

Estado	Número de unidades	% Nacional	Operan		Capacidad máxima instalada [m ³ /d]
			Sí	No	
Baja California	38	8.74%	24	14	51,938
BCS	73	16.78%	53	20	36,971
Campeche	19	4.37%	14	5	5,456
Coahuila	33	7.59%	23	10	7,668
Colima	18	4.14%	2	DES	2,856
Edo de México	4	0.92%	2	2	7,000
D.F.	17	3.91%	12	5	95,471
Durango	26	5.98%	13	13	868
Guerrero	6	1.38%	3	3	2,355
Jalisco	4	0.92%	3	1	2,865
Morelos	21	4.83%	21		110
Nuevo León	5	1.15%	5		2,847
Oaxaca	4	0.92%	4		14,256
Q. Roo	124	28.51%	73	51	53,339
SLP	1	0.23%	1	0	60
Sonora	22	5.06%	15	7	9,349
Tamaulipas	4	0.92%	2	2	5,100
Veracruz	15	3.45%	11	4	12,167
Yucatán	1	0.23%	1		700
Total nacional	435	100%	282	137	311,377

2.6 Costo Actual por Tecnología de Desalación

En los últimos años el consumo de agua desalada ha ido aumentando, por lo que las tecnologías para obtenerla, tanto térmicas como de membranas, han ido mejorando y el costo por desalación está decreciendo con dichas mejoras.

La tabla 2.2 muestra el costo por desalación en dólares por metro cúbico de las diferentes tecnologías de desalación publicado en 2008 en IDA Desalination Yearbook.

TABLA 2.2 COSTO ACTUAL DE DESALACIÓN POR TECNOLOGÍA 2008

Country	Location	Technology	Levelized Water Cost	Desal EPC
Qatar	Ras Laffan B	MSF	\$0.80/m ³	Q-Power
Saudi Arabia	Al Jubail	MED	\$0.96/m ³	Sidem
Algeria	Skikda	RO	\$0.73/m ³	GEIDA

CAPITULO 3. PROPUESTA PARA DESALAR AGUA DE MAR CON AGUA CALIENTE (DESALADORA MED LOW ENERGY)

3.1 Descripción del Problema

México es un país que tiene una distribución hidrológica muy desigual. En general en la zona sureste de la República Mexicana existe agua en cantidades suficientes para abastecer a las poblaciones de la región. En cambio, en la zona noroeste, en ciudades como Tijuana, Ensenada y Hermosillo, continuamente se tiene escasez de agua. Por lo que en estas zonas la desalación de agua de mar constituye una alternativa para enfrentar dichos problemas.

En la Península de Baja California, dada su geología y vulcanismo, existen abundantes manantiales de agua caliente. Muchos de ellos están en el mar, muy cercanos a la costa. A muy poca profundidad se han medido temperaturas de más de 90 °C. Ver figura 3.1.



Figura 3.1 Recursos geotérmicos en la Península de Baja California
[IMPULSA, 2007]

Es evidente que se puede aprovechar esta agua de mar caliente para desalarla, con un notable ahorro de energía, por alguno de los métodos térmicos de destilación.

Desgraciadamente el agua de mar caliente contiene muchos gases disueltos (algunos de ellos bastante agresivos como el sulfhídrico) por lo que se ha tenido que limitar este trabajo a “la utilización del calor del agua de mar termal para calentar, en un proceso MED, agua de mar pura”.

Se ha seleccionado el proceso MED debido a que el consumo energético para su funcionamiento es menor que en los otros dos sistemas térmicos de desalación (multi-etapas flash y compresión de vapor). Además, la tecnología de múltiple efecto se encuentra plenamente desarrollada a nivel mundial.

Con este nuevo diseño se pretende lograr una tecnología sustentable para producir agua desalada en la zona desértica del noroeste del país, con muy poco consumo de energía externa.

3.2 Características del Proceso MED

3.2.1 Concentración y Temperatura

Los parámetros más importantes que hay que controlar en un proceso MED son la concentración y la temperatura, debido a que estas dos intervienen en la formación de incrustaciones.

Las incrustaciones son particularmente indeseables cuando se forman sobre la superficie de los intercambiadores de calor, generalmente tubos, en una planta MED. Como las incrustaciones tienen mucha menor conductividad térmica que el metal de los tubos, pueden reducir en gran medida la transferencia de calor.

A medida que la temperatura de la solución aumenta, la solubilidad de las sales disueltas también aumenta. Sin embargo, ciertas sales, como el sulfato de calcio, tienen una solubilidad inversa. Esto significa que la solubilidad de estas sales disminuye al aumentar la temperatura. Por lo tanto, el sulfato de calcio debe ser controlado limitando la temperatura de operación o limitando la concentración de iones de calcio y/o sulfato en el concentrado.

La figura 3.2 muestra una gráfica del factor de concentración, el cual no debe exceder el doble si se quiere evitar la formación de incrustaciones.

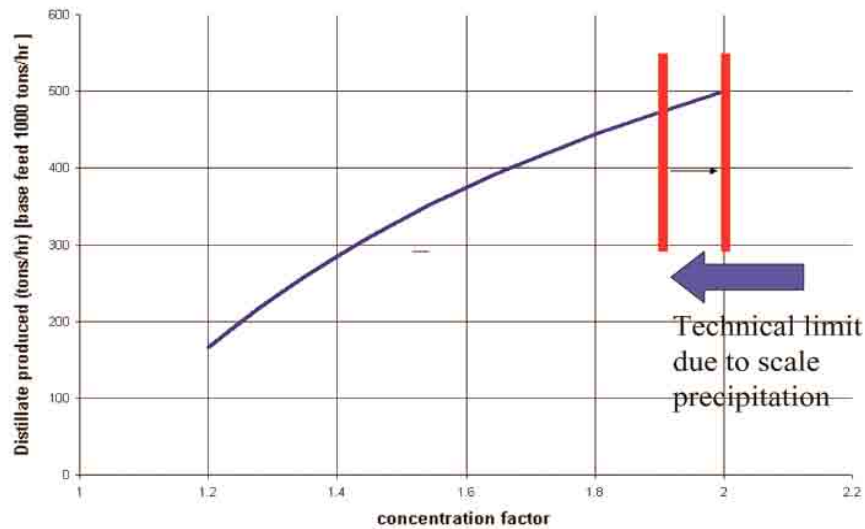


Figura 3.2 Gráfica del factor de concentración
[European Desalination Association, 2005]

3.2.2 Química del Agua

El proyecto IMPULSA ha realizado campañas de exploración en la zona Noroeste de México, teniendo como resultado el levantamiento de puntos específicos los cuales cuentan con un alto potencial para la instalación de sistemas de desalación Térmica-Geotérmica. Ver figura 3.3.

Tal es el caso de poblaciones que a pocos metros de la playa cuentan con agua caliente que va desde los 50°C hasta los 98°C como las de B.C. en Los Cabos, Santispac, Centavito, San Felipe entre otros. Los que están en el mar, a pocos metros de la costa como La Bufadora, Punta Banda, Bahía Concepción, Puertecitos, etc. y Punta Mita en las costas de Jalisco. Coincidentemente todos ellos se encuentran en zonas donde se requiere desalar agua de mar, debido a que ya no se cuenta con agua dulce y la población sigue creciendo por los desarrollos turísticos.

Las características de cada uno de estos sitios han sido muestreadas obteniendo las propiedades físico-químicas para su posterior tratamiento o utilización.



Figura 3.3 Exploración de pozos de agua caliente en la Península de Baja California [IMPULSA, 2007]

Un ejemplo son las cinco muestras de agua que se recolectaron en la zona de Los Cabos: dos son de pozos fríos de una planta de desalación en Cabo San Lucas (LC-1, LC-2) y tres de pozos calientes (dos de Cabo San Lucas LC-4 y LC-5, y uno de San José del Cabo LC-6). En el análisis de los datos, se incluyó una muestra de agua de mar de Bahía Concepción (LC-7). Todos los pozos están localizados cerca de la costa. Los componentes químicos principales y los parámetros físico-químicos se muestran en la tabla 3.1.

TABLA 3.1 ANÁLISIS QUÍMICO DEL AGUA DE LOS POZOS DE LOS CABOS

Ejemplo	T [°C]	pH	Cond. [mS/cm]	TDS [mg/L]	Na [mg/L]	Mg [mg/L]
LC-1	25	6.9	1.7	848	290	47.1
LC-2	22	6.4	3.53	1,815	722	59.0
LC-4	42	5.6	28.2	16,530	5,070	75.0
LC-5	72	5.7	49.6	31,000	9,820	69.6
LC-6	36	7.3	6.75	3,570	1,090	83.7
LC-7*	25	7.8	N.D.	N.D.	11,176	1,399

Ejemplo	K [mg/L]	Ca [mg/L]	Cl [mg/L]	HCO ₃ [mg/L]	SO ₄ [mg/L]	Si [mg/L]
LC-1	14.1	27	1,279	371.9	105	4.3
LC-2	35.0	32	1,826	278.9	200	12.6
LC-4	283.0	1210	9,132	93.0	625	173.9
LC-5	631.0	2430	15,708	93.0	650	240.2
LC-6	33.0	190	2,557	325.4	500	25.9
LC-7*	486.7	392	18,744	97.6	2,554	0.0

3.2.3 Pre-tratamiento

Generalmente siempre es necesario algún pre-tratamiento para el agua de alimentación de una planta de desalación. El pre-tratamiento asegura que los componentes que están presentes en el suministro de agua cruda no den como resultado una pérdida en el rendimiento durante la operación normal de la planta.

Cada tecnología de desalación tiene diferentes requisitos para la calidad y las condiciones del agua que entra en el proceso. Para los procesos de destilación, las preocupaciones son las siguientes:

- Las incrustaciones en la superficie de los intercambiadores de calor
- La corrosión en los componentes de la planta
- La erosión por los sólidos suspendidos

3.2.3.1 Incrustaciones

En los procesos de destilación, el sulfato de calcio, CaSO_4 , el hidróxido de magnesio, $\text{Mg}(\text{OH})_2$, y el carbonato de calcio, CaCO_3 , en el agua pueden causar incrustaciones en la superficie de los tubos.

Incrustaciones de sulfato de calcio.- Eliminar el calcio o el sulfato del suministro de agua es una manera de prevenir las incrustaciones de sulfato de calcio en el proceso de pre-tratamiento. Este enfoque, sin embargo, generalmente no es rentable. Los medios tradicionales para controlar las incrustaciones de sulfato de calcio son operar la planta a bajas temperaturas o usar anti-incrustantes. El pre-tratamiento de nanofiltración (NF) es otra técnica que se utiliza a veces para reducir el potencial de incrustaciones de sulfato de calcio tanto para los sistemas de destilación como para los de ósmosis inversa (RO).

El sulfato de calcio tiene una curva de solubilidad inversa. Esto significa que la solubilidad disminuye cuando aumenta la temperatura. En otras palabras, mientras mayor sea la temperatura, mayor será la tasa de precipitación y mayor el potencial de formación de incrustaciones.

Incrustaciones de carbonato de calcio e hidróxido de magnesio.- Estos compuestos químicos predominan (o se forman) a temperaturas más bajas. La formación de incrustaciones puede prevenirse mediante la eliminación de los iones bicarbonato. El ion bicarbonato, HCO_3^- , es el responsable de la formación de incrustaciones de carbonato de calcio y de hidróxido de magnesio. Por lo tanto, eliminar este ion impide las incrustaciones de estos dos compuestos. El ion bicarbonato es fácilmente removido con un tratamiento con ácido. Por ejemplo el ácido sulfúrico, H_2SO_4 , reacciona con el ion bicarbonato para producir un ácido carbónico inestable, H_2CO_3 , que, a su vez, se

descompone para formar agua y dióxido de carbono. Para que esta reacción se complete, el dióxido de carbono se extrae del agua de mar de alimentación en un descarbonador.

3.2.3.2 *Corrosión*

La corrosión dentro de las cámaras o efectos depende de lo siguiente:

- La cantidad de gases que entran en la unidad
- La temperatura de operación
- La concentración de iones de cloruro
- El pH

El pre-tratamiento del agua de alimentación influye en estas variables para evitar la corrosión.

Cantidad de gases.- La cantidad de gases corrosivos que entran en el evaporador pueden ser minimizados usando un descarbonador y un deaerador. El descarbonador eliminará el dióxido de carbono, mientras que el deaerador elimina el oxígeno. Una vez que el flujo sale del deaerador se le añade bisulfito de sodio o un agente similar que elimine el oxígeno para garantizar que todo el oxígeno ha sido removido.

Temperatura de operación.- La temperatura máxima de operación será determinada por el tipo de proceso y los químicos utilizados para el pre-tratamiento. El polifosfato es eficaz para temperaturas de hasta 90.6 °C. Para operaciones a altas temperaturas, los polímeros de tipo ácido o carbólico son obligatorios. Estos sistemas de pre-tratamiento no impiden la corrosión dentro de la unidad.

Concentración de iones de cloruro.- La corrosión debido a la concentración de cloruro no puede ser eliminada por el pre-tratamiento. Para evitar la corrosión por los iones de cloruro, es obligatorio utilizar materiales de construcción que resistan dicha corrosión.

El pH.- Al añadir ácido, el pH del agua de alimentación se puede reducir lo suficiente para reducir el concentrado de los iones bicarbonato. Esto se logra al reducir el pH a un valor de 4.2 a 4.5. Sin embargo, si al dióxido de carbono producido por la adición de ácido se le permite entrar en el evaporador, puede generar severas corrosiones. El dióxido de carbono se elimina en un descarbonador antes de que el agua de alimentación entre en el evaporador. Esta medida se traduce en elevar más el pH entre 5.5 y 6.0.

3.2.3.3 *Erosión*

La arena es el único sólido suspendido que preocupa en los procesos de destilación. Si a la arena se le permite entrar en el evaporador, la superficie de los tubos se erosionará. Tal

proceso llevará a la pronta sustitución del banco de tubos, con el consecuente incremento en el costo del agua. Además de causar la erosión en los tubos, la arena puede tapan las boquillas de los aspersores, lo cual resultará en utilizar frecuentes unidad de limpieza.

3.2.4 Pos-tratamiento

El agua producto en un proceso de desalación requiere de un post-tratamiento para el uso potable y algunos usos industriales. El post-tratamiento por lo general es un mandato de ley o se incluye como un paso del proceso para el cumplimiento de las normas. Independientemente de que otras medidas en el pre-tratamiento se empleen, la desinfección y el mantenimiento en el sistema de distribución de agua son necesarios para todos los sistemas municipales de agua potable.

El contenido de minerales (sólidos disueltos en el agua producto) de los procesos de desalación es muy bajo. El agua producto de los procesos de destilación normalmente oscila entre 0.5 y 50 mg/l de sólidos disueltos totales (TDS), mientras que el agua producto de los procesos con membrana puede ir desde 25 a 500 mg/l de TDS, dependiendo del la aplicación.

Las bajas concentraciones de minerales o la falta de "estabilidad" en los componentes de calcio y la alcalinidad del bicarbonato en cualquier suministro de agua dan como resultado un agua que es "agresiva" o "inestable". Si el suministro de agua no se trata, intentará estabilizarse a sí mismo disolviendo (corrosión) los materiales que entren en contacto con él. Por lo tanto, el agua producto debe ser tratada ya sea reintroduciéndole minerales o añadiéndole inhibidores de corrosión para su posterior uso.

Al añadir calcio y bicarbonato, junto con un cambio en el pH, se tendrá como resultado un suministro de agua que no corroa las tuberías, tanques de almacenamiento, y otros componentes en el sistema de distribución.

3.3 Modelos Tradicionales

El proceso de funcionamiento de los sistemas MED tradicionales es igual al que se describió en el capítulo anterior, pero existen dos variantes de ese proceso y son la alimentación en paralelo y la alimentación en serie, las cuales se describen a continuación.

3.3.1 Alimentación en Paralelo

Como se observa en la figura 3.4, en un sistema MED con alimentación en paralelo el agua de alimentación se precalienta al condensar el vapor generado en la última cámara o efecto y después es rociada en la parte superior de cada una de las cámaras; el

concentrado o salmuera producido en cada cámara se desecha o se introduce a la siguiente cámara por la parte inferior de la misma para aprovechar la diferencia de presión que hay entre ellas. El agua caliente de la fuente de calor también se desecha después de ceder su energía para llevar a cabo la evaporación en el primer efecto.

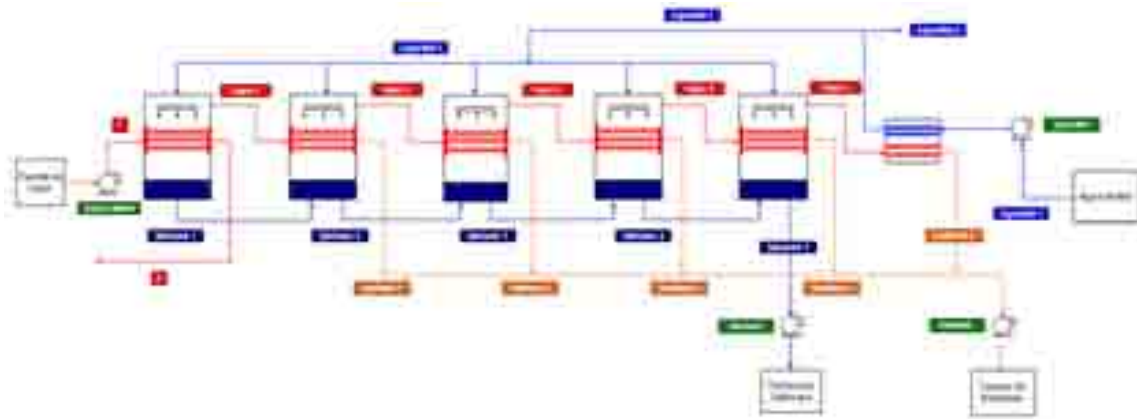


Figura 3.4 Sistema MED con alimentación en paralelo
[El autor]

3.3.2 Alimentación en Serie

En el modelo de la figura 3.5 se observa un sistema MED con alimentación en serie en el cual el agua de alimentación se precalienta al condensar el vapor generado en la última cámara y después es rociada en la parte superior de la primera cámara; la salmuera producida en la primer cámara se introduce a la siguiente cámara por la parte superior de la misma, como agua de alimentación, y así sucesivamente hasta la última cámara. El agua caliente de la fuente de calor se desecha después de ceder su energía para llevar a cabo la evaporación en el primer efecto.

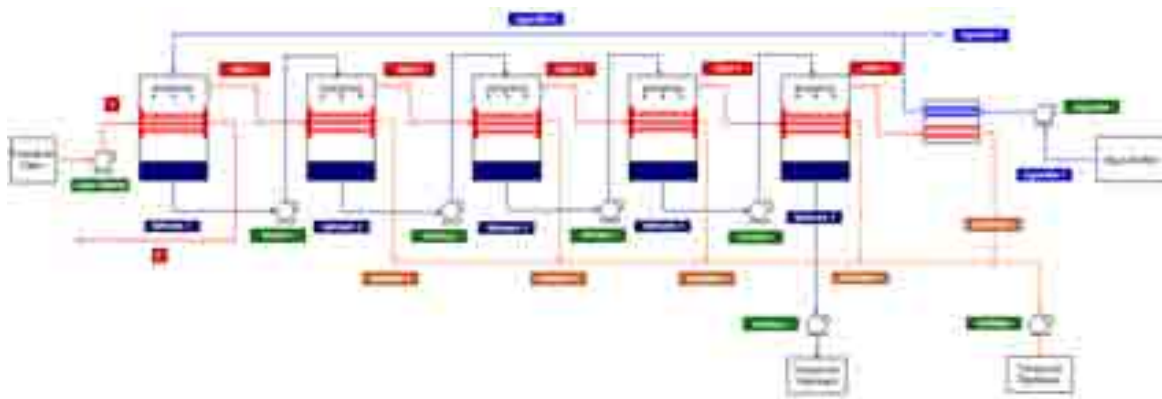


Figura 3.5 Sistema MED con alimentación en serie
[El autor]

3.4 Modelos Propuestos

Los modelos propuestos son modificaciones de los modelos alimentación en serie y alimentación en paralelo para mejorar la eficiencia del proceso, utilizando agua caliente como fuente de calor. Se analizaron más de 10 modelos pero sólo se ponen los más representativos en el presente trabajo.

3.4.1 Propuesta 1

En la figura 3.6 se muestra la primer modificación del sistema MED en donde el vapor generado en cada efecto se condensa en el mismo, precalentando el agua de alimentación, la cual entra en la primer cámara; la salmuera producida en la primer cámara se introduce a la siguiente cámara como agua de alimentación, y así sucesivamente hasta la última cámara. En este caso el agua caliente de la fuente de calor no se desecha después del primer efecto sino que sigue a través de los demás efectos para continuar el proceso de evaporación. En este modelo el producto o destilado se recoge de cada una de las cámaras y del condensador final.

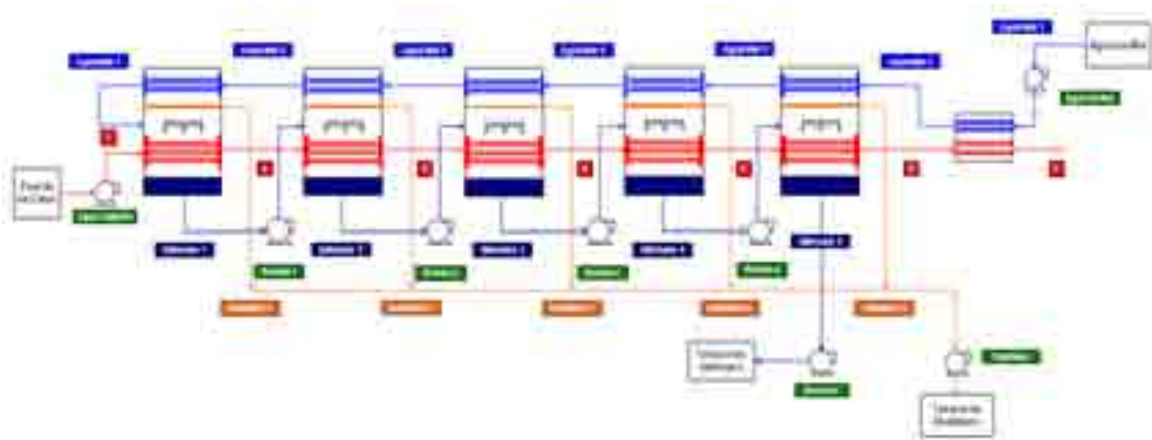


Figura 3.6 Diagrama de la propuesta 1

[El autor]

3.4.2 Propuesta 2

El modelo de la propuesta 2, ver figura 3.7, tiene el mismo principio de operación que el sistema MED con alimentación en serie. La modificación que lo caracteriza es que el agua caliente de la fuente de calor no se desecha, sino que continúa a través de los demás efectos cediendo su energía para producir más vapor. Esta modificación hace que se mejore la eficiencia del proceso.

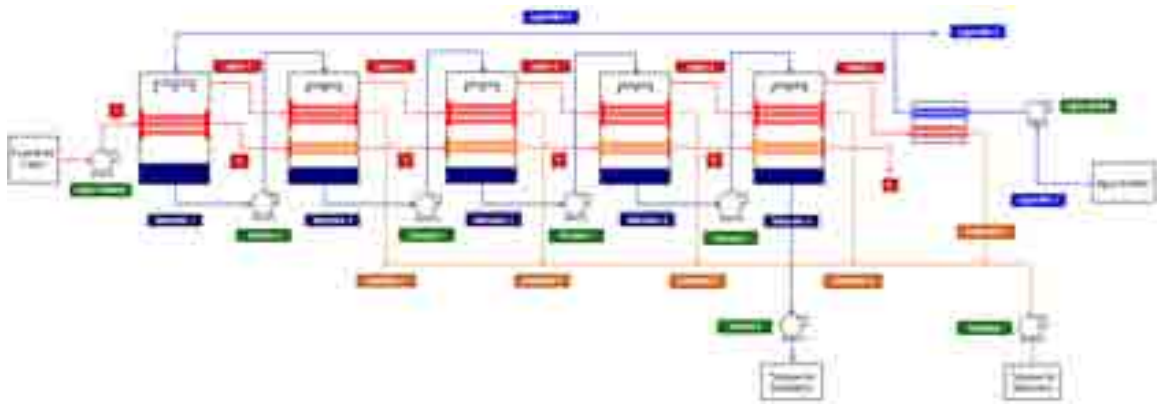


Figura 3.7 Diagrama de la propuesta 2
[El autor]

3.4.3 Propuesta 3 MED Low Energy

El modelo de la figura 3.8 muestra el sistema MED Low Energy el cual tiene el mismo principio de operación que el sistema MED con alimentación en paralelo. La modificación que se le hace es que el agua caliente de la fuente de calor no se desecha, sino que continúa a través de los demás efectos cediendo su energía para producir más vapor. Esta modificación hace que se mejore mucho más la eficiencia del proceso.

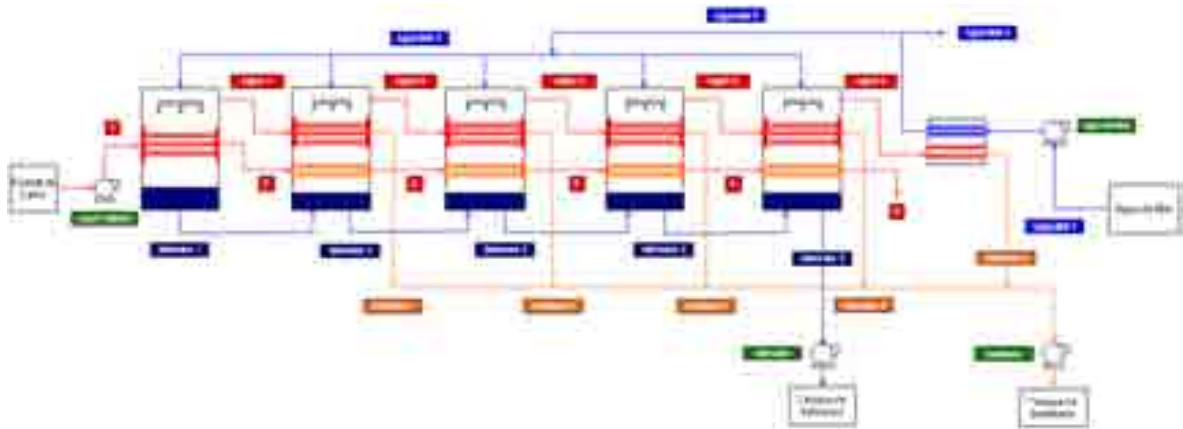


Figura 3.8 Diagrama del sistema MED Low Energy
[El autor]

3.5 Comparación de los Modelos

Para comparar los modelos se hizo un programa en computación de cada uno de los modelos, tanto los tradicionales como los propuestos (ver anexos 2 al 5). El programa realiza el balance termodinámico en cada cámara del sistema y calcula la cantidad máxima de destilado total que se produce. Los programas realizados también simulan el comportamiento de los sistemas MED con diferentes condiciones de operación.

Para las condiciones iniciales con las que se evaluaron los modelos se tomaron como referencia los datos de los pozos playeros localizados en la zona de Los Cabos en la Península de Baja California, los cuales se muestran en la siguiente tabla.

TABLA 3.2 CONDICIONES INICIALES DE LOS MODELOS EVALUADOS

Agua de mar caliente (impura)		Agua de mar fría (pura)	
Presión [bar]	2	Presión [bar]	1
Temperatura [°C]	86	Temperatura [°C]	30
Flujo [kg/s]	40	Salinidad [ppm]	35000

Además un parámetro importante que se utilizó para evaluar los distintos modelos fue el factor de concentración, el cual fue como máximo 1.6 veces la concentración de la salmuera en cada cámara. Se utilizaron 5 cámaras en cada modelo. Las presiones de vacío de la primera y la última cámara fueron 0.2 y 0.1 bar respectivamente, las presiones de vacío entre esas cámaras se escalonaron.

Dentro de los resultados que se pueden obtener con cada programa se encuentra la producción de agua desalada o destilado en m³/h; el rendimiento, que es la cantidad de agua desalada entre el flujo de vapor utilizado en el primer efecto; la potencia de las bombas en kW; la presión, temperatura y flujo del vapor generado en cada etapa, así como el flujo y la concentración de la salmuera.

La tabla 3.3 muestra los resultados que se obtuvieron de cada uno de los programas de los diferentes modelos.

TABLA 3.3 COMPARACIÓN DE LOS RESULTADOS DE LOS DIFERENTES MODELOS

	Paralelo	Serie	Propuesta 1	Propuesta 2	MED Low Energy
Agua alimentación [m ³ /h]	66	54	359	71	92
Destilado [m ³ /h]	21.5	20.2	16.5	26.6	27.8
Recuperación [%]	33%	37%	5%	37%	30%
Potencia bombas [kW]	18.8	24.6	95.8	40.5	26.7

En la tabla 3.3 se puede observar que el modelo de la propuesta 3 MED Low Energy es el que más destilado produce utilizando poca energía en la fuente de calor por lo que este modelo se ha seleccionado para hacerle un diseño a detalle y así obtener la desaladora MED Low Energy.

Para obtener el diseño a detalle de la desaladora MED-LE se hizo un programa en computación (ver anexo 6), el cual da como resultado el área de transferencia de calor de los intercambiadores de calor de cada cámara y del condensador, así como el número de tubos y las dimensiones de cada cámara y el tamaño final de la desaladora.

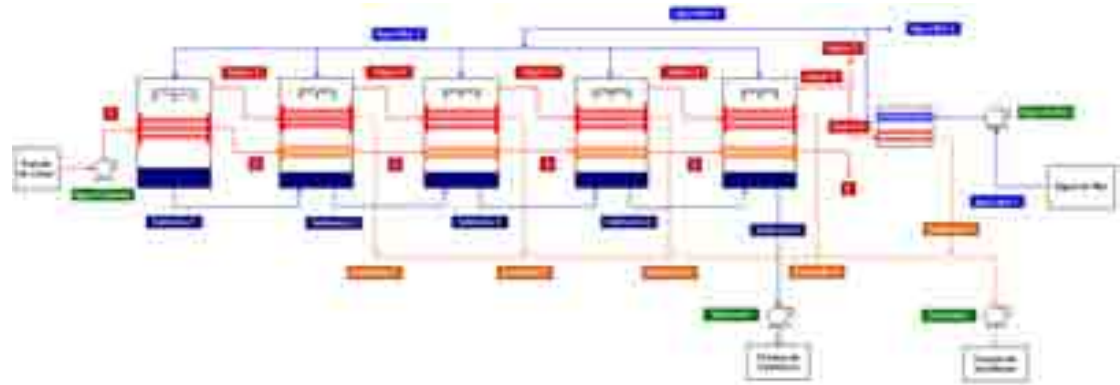
La tabla 3.4 muestra el área de los intercambiadores de calor de cada cámara de la desaladora MED-LE la cual puede dar una idea del tamaño de la desaladora.

TABLA 3.4 ÁREA DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA DESALADORA MED-LE

Vapor	Cámara 2	Cámara 3	Cámara 4	Cámara 5
Carga térmica [kW]	3105	3237	3499	3925
U [W/m ² K]	2500	2500	2500	2500
LMTD [°C]	8.6	8.1	7.5	6.6
Área [m ²]	164	182	216	279

Agua Caliente	Cámara 1	Cámara 2	Cámara 3	Cámara 4	Cámara 5
Carga térmica [kW]	3514	480	542	625	743
U [W/m ² K]	2500	2500	2500	2500	2500
LMTD [°C]	18.3	6.3	6.5	6.7	7.1
Área [m ²]	81	36	40	44	50

En la figura 3.9 se muestra el programa completo en hoja de cálculo de la propuesta 3 MED Low Energy.



Datos Exter	
Temperatura	5
Presión (atmósferas)	1
CP agua (caloría/kg°C)	1.000
CP vapor (caloría/kg°C)	0.7
Temperatura (°C)	120
Factor peso (kg)	1

Temperaturas de agua						
	1	2	3	4	5	6
Presión (bar)	1	2	3	4	5	6
Temperatura (°C)	98	97.56	97.29	97.07	96.87	96.67
Flujo (kg/s)	40	40	40	40	40	40
Flujo (ton/h)	144	144	144	144	144	144
Entropía (kJ/kg)	359.4	377.3	393.9	409.3	423.4	436.3
Entropía (kJ/kgK)	1.146	1.284	1.399	1.502	1.571	1.614

Agua Mar 1, Agua Mar 2, Agua Mar 3, Agua Mar 4				
	1	2	3	4
Presión (bar)	1	2	3	4
Temperatura (°C)	20	40.51	40.51	40.51
Flujo (kg/s)	37.56	76.4	77	37.56
Flujo (ton/h)	135	275	277	135
Entropía (kJ/kg)	102.6	177.86	177.36	177.08
Entropía (kJ/kgK)	1.409	2.0017	2.001	2.0017
Temperatura (°C)	20000	20000	20000	20000

Vapor 1, Vapor 2, Vapor 3, Vapor 4, Vapor 5, Vapor 6, Vapor 7							
	Vapor 1	Vapor 2	Vapor 3	Vapor 4	Vapor 5	Vapor 6	Vapor 7
Presión (bar)	1.1	0.175	0.15	0.133	0.11	0.09	0.07
Temperatura (°C)	88.36	87.36	87.37	87.34	87.31	87.31	87.31
Flujo (kg/s)	1.11	1.11	1.11	1.11	1.11	1.11	0.33
Flujo (ton/h)	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	1.20
Entropía (kJ/kg)	2621.9	2621.9	2621.9	2621.9	2621.9	2621.9	2621.9
Entropía (kJ/kgK)	7.987	7.987	8.007	8.017	8.046	8.046	8.046

Vapor 1, Vapor 2, Vapor 3, Vapor 4, Vapor 5, Vapor 6, Vapor 7							
	1	2	3	4	5	6	7
Presión (bar)	0.2	0.175	0.15	0.133	0.11	0.09	0.07
Temperatura (°C)	88.36	87.36	87.37	87.34	87.31	87.31	87.31
Flujo (kg/s)	1.22	1.11	1.11	1.11	1.11	1.11	0.33
Entropía (kJ/kg)	2617.43	2621.9	2621.9	2621.9	2621.9	2621.9	2621.9
Entropía (kJ/kgK)	7.917	7.987	8.007	8.017	8.046	8.046	8.046

Temperaturas				
	Temperatura	Temperatura	Temperatura	Temperatura
Temperatura (°C)	80	80	80	80
Temperatura (°C)	120	120	120	120
Temperatura (°C)				

Temperatura 1, Temperatura 2, Temperatura 3, Temperatura 4, Temperatura 5, Temperatura 6, Temperatura 7							
	Temperatura 1	Temperatura 2	Temperatura 3	Temperatura 4	Temperatura 5	Temperatura 6	Temperatura 7
Presión (bar)	0.2	0.175	0.15	0.133	0.11	0.09	0.07
Temperatura (°C)	88.36	87.36	87.37	87.34	87.31	87.31	87.31
Flujo (kg/s)	1.11	1.11	1.11	1.11	1.11	1.11	0.33
Entropía (kJ/kg)	2617.43	2621.9	2621.9	2621.9	2621.9	2621.9	2621.9
Entropía (kJ/kgK)	7.917	7.987	8.007	8.017	8.046	8.046	8.046
Temperatura (°C)	40000	40000	40000	40000	40000	40000	40000
Factor Concentración	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0

Características del Proceso:	
Temperatura (°C)	80
Temperatura (°C)	120

Figura 3.9 Simulación en hoja de cálculo de la propuesta 3 MED Low Energy con agua caliente [El autor]

3.6 Cálculo del Destilado Producido en un Sistema MED

Para obtener la cantidad de destilado total que puede producir un sistema MED se realiza un balance de masa y energía en cada cámara y en el condensador final de dicho sistema, como se muestra a continuación.

- Cálculo en una cámara de un sistema MED

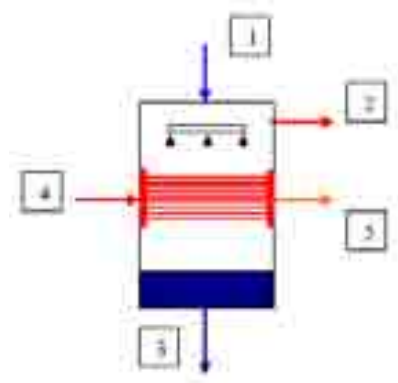


Figura 3.10 Diagrama de una cámara o efecto MED
[El autor]

Del diagrama se tiene que:

1. Agua de alimentación
2. Vapor generado
3. Salmuera
4. Agua caliente o vapor
5. Agua caliente o condensado

Si se hace un balance de energía se tiene:

$$Q_{entrada} = Q_{salida} \quad [3.1]$$

$$m_1 h_1 + m_4 h_4 = m_2 h_2 + m_3 h_3 + m_5 h_5 \quad [3.2]$$

m = gasto [kg/s]

h = entalpía [kJ/kg]

Con un balance de masa se tiene:

$$m_4 = m_5 \quad [3.3]$$

$$m_1 = m_2 + m_3$$

Sustituyendo las ecuaciones 3.3 en la ecuación 3.2 y agrupando términos se tiene:

$$m_2 = \frac{m_4(h_4 - h_5) + m_1(h_1 - h_{3f})}{h_{2g} - h_{3f}} \quad [3.4]$$

Esta última ecuación representa la cantidad de vapor que se produce en cada cámara de un sistema MED.

- Cálculo en el condensador final de un sistema MED

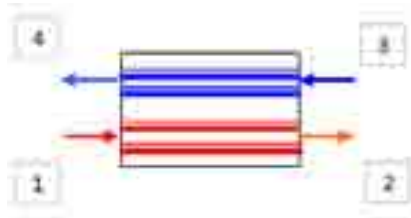


Figura 3.11 Diagrama de un condensador
[El autor]

Del diagrama se tiene que:

1. Vapor del último efecto
2. Condensado final
3. Agua de alimentación fría
4. Agua de alimentación caliente

Si se hace un balance de energía como en la ecuación 3.1 se tiene:

$$m_1 h_1 + m_3 C_p T_3 = m_2 h_2 + m_4 C_p T_4 \quad [3.5]$$

Con un balance de masa se tiene:

$$\begin{aligned} m_1 &= m_2 \\ m_3 &= m_4 \end{aligned} \quad [3.6]$$

Sustituyendo las ecuaciones 3.6 en la ecuación 3.5 y agrupando términos se tiene:

$$m_1 (h_1 - h_2) = m_3 C_p (T_4 - T_3) \quad [3.7]$$

Con esta última ecuación se puede calcular la temperatura de precalentamiento del agua de alimentación que sale del condensador.

CAPITULO 4. EVALUACIÓN ECONÓMICA

4.1 Análisis de Costos y Rentabilidad

En el análisis de costos del presente trabajo se busca disminuir o abatir el costo del consumo energético por m³ desalado, con la finalidad de contar con desaladoras que produzcan agua potable a un menor costo por m³ desalado. Ya que básicamente en los procesos de desalación térmica el agua de mar es precalentada (utilizando fuentes de energía provenientes de combustibles fósiles) para luego ser evaporada y finalmente condensada libre de sales. Acoplando y aprovechando el agua caliente (agua geotérmica) se planea disminuir o abatir completamente el uso de fuentes de energía fósiles dentro del proceso de funcionamiento del sistema de desalación MED y así abaratar los costos de producción.

Para lo cual se realizó un análisis de costos y rentabilidad de la propuesta 3 MED Low Energy (se escogió ese sistema porque es el que más destilado produjo de los cinco sistemas analizados) de donde se obtuvo el costo del destilado en dólares por metro cúbico y se comparo con el de la desaladora Flash Manzanillo II y con el publicado en el 2008 en IDA Desalination Yearbook.

4.1.1 Desaladora Flash Manzanillo II

El proyecto IMPULSA realizo una visita técnica a la planta termoeléctrica de Manzanillo, la cual cuenta con dos desaladoras de Multi-Etapas Flash, en dicha visita se entendió más afondo el funcionamiento de este tipo de desaladoras y se recolectaron los datos necesarios para realizar los cálculos termodinámicos de toda la desaladora y así obtener la producción de agua desalada y el análisis de costos.

La tabla 4.1 muestra los resultados que se obtuvieron de la desaladora Flash, de la cual se hizo un programa en computación (ver anexo 7) el cual realiza el balance termodinámico en cada cámara del sistema y calcula la cantidad de destilado total que se produce.

TABLA 4.1 RESULTADOS DEL ANÁLISIS TERMODINÁMICO DE LA DESALADORA FLASH MANZANILLO II

Resultados Desaladora MSF	
Recuperación [%]	7%
Agua alimentación [m ³ /h]	740
Destilado [m ³ /h]	54
Potencia bombas [kW]	172

El análisis de costos (ver anexo 8) contempla los costos de energía, vapor, químicos, operación y mantenimiento y la inversión inicial. La figura 4.1 muestra el porcentaje de dichos costos.

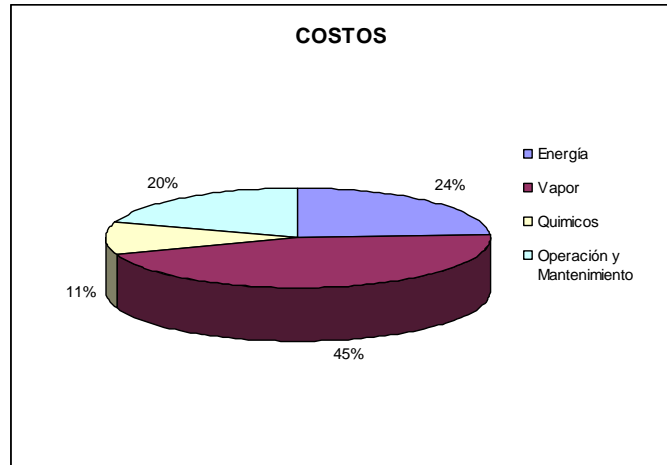


Figura 4.1 Porcentaje de costos de la desaladora MSF
[El autor]

La tabla 4.2 muestra los resultados del análisis de rentabilidad de la desaladora Flash Manzanillo II. Se realizó un programa en computación (ver anexo 8) para dicho análisis, el cual contempla una vida útil de 20 años y una tasa de descuento del 10 por ciento. El programa arroja como resultado el costo del destilado en dólares por metro cúbico.

TABLA 4.2 RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE RENTABILIDAD DE LA DESALADORA FLASH MANZANILLO II

Rentabilidad del Proyecto	
Valor Presente Neto Producción [mil m ³]	3867
VPN Costos e Inversión [mil US\$]	8076
Costo del Destilado [US\$/m ³]	2.09

Notas

1. El costo del vapor para calentar el proceso MSF se calculó quemando gas natural en una caldera
2. El costo de la energía eléctrica se calculó con la tarifa H-M de Baja California Sur
3. El costo de la inversión inicial se obtuvo de datos publicados a la fecha⁵
4. El costo de operación y mantenimiento se calculó de un porcentaje del total

⁵ Los datos se obtuvieron de IDA Desalination Yearbook

4.1.2 Propuesta Desaladora MED Low Energy

La tabla 4.3 muestra algunos resultados que se obtuvieron en el capítulo anterior del programa que se realizó de la propuesta 3 MED-LE, los cuales servirán para realizar el análisis de rentabilidad.

TABLA 4.3 RESULTADOS DEL ANÁLISIS TERMODINÁMICO DE LA DESALADORA MED LOW ENERGY

Resultados MED Low Energy	
Recuperación [%]	30%
Agua alimentación [m ³ /h]	92
Destilado [m ³ /h]	27.8
Potencia bombas [kW]	26.7

El análisis de costos (ver anexo 9) contempla los costos de energía, químicos, operación y mantenimiento y la inversión inicial. La figura 4.2 muestra el porcentaje de dichos costos.

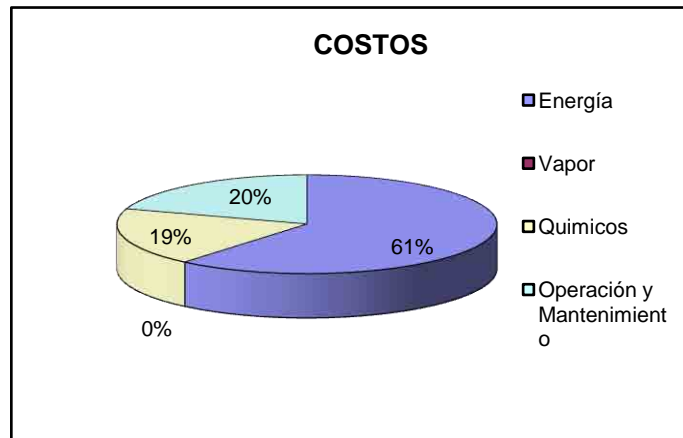


Figura 4.2 Porcentaje de costos de la desaladora Low Energy MED
[El autor]

La tabla 4.4 muestra los resultados del análisis de rentabilidad de la desaladora MED-LE. Se realizó un programa en computación (ver anexo 9) para dicho análisis, el cual contempla una vida útil de 20 años y una tasa de descuento del 10 por ciento. El programa arroja como resultado el costo del destilado en dólares por metro cúbico.

TABLA 4.4 RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE RENTABILIDAD DE LA DESALADORA MED LOW ENERGY

Rentabilidad del Proyecto	
Valor Presente Neto Producción [mil m ³]	1968
VPN Costos e Inversión [mil US\$]	1364
Costo del Destilado [US\$/m ³]	0.69

Notas

1. El costo del vapor no se incluye debido a que el calor necesario para el proceso se obtiene de un recurso geotérmico
2. El costo de la energía eléctrica se calculó con la tarifa O-M de Baja California
3. El costo de la inversión inicial se obtuvo de datos publicados a la fecha
4. El costo de operación y mantenimiento se calculó de un porcentaje del total
5. El costo del vacío no se incluyó pero se espera que afecte al costo del destilado en un 30 o 40 por ciento más.

CAPITULO 5. ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

5.1 Análisis de Resultados

En el sistema MED con alimentación en serie (ver figura 3.5) la salmuera se sigue reutilizando en las demás cámaras por lo que se tiene que bombear a la parte superior de cada una de ellas, lo anterior resulta en un aumento en el consumo de energía para las bombas de salmuera.

En cambio en el sistema MED con alimentación en paralelo (ver figura 3.4) la salmuera no se sigue reutilizando en las demás cámaras pero pasa a través de ellas por la parte inferior debido a la diferencia de presión, lo que se refleja en un ahorro en el consumo de energía.

En los sistemas MED tradicionales el recurso (vapor o agua caliente) de la fuente de calor se desecha después de haber cedido su energía para llevar a cabo la evaporación en el primer efecto.

En cambio en los sistemas MED propuestos se sigue aprovechando la energía que tiene el recurso (agua caliente) de la fuente de calor, después de haber cedido su energía para llevar a cabo la evaporación en el primer efecto, para generar más vapor en los demás efectos.

La tabla 3.3 muestra los resultados que se obtienen, mediante el uso de los programas creados en Excel, de los diferentes sistemas de desalación analizados y se puede observar que la propuesta 3 MED Low Energy (ver figura 3.8) es la que más destilado produce de los cinco sistemas analizados, con 27.8 [m³/h] y una recuperación del 30%, con lo cual resulta ser el más eficiente de todos.

Con la cantidad de agua desalada que produce la propuesta 3 MED Low Energy se puede abastecer de agua potable a un porcentaje de la población de la zona de estudio, y eso sólo utilizando como fuente de calor agua caliente de uno o varios pozos de la zona.

El sistema menos eficiente es el de la propuesta 1 (ver figura 3.6) ya que sólo produce 16.5 [m³/h] y tiene una recuperación del 5%, lo anterior significa que utiliza mucha agua de alimentación para producir poco destilado, lo que involucra un mayor consumo de energía en las bombas.

Para el caso de la propuesta 3 MED Low Energy se realizó un programa en computación (ver anexo 6) el cual da como resultado el área de transferencia de calor de los intercambiadores de calor de cada cámara y del condensador, así como el número de

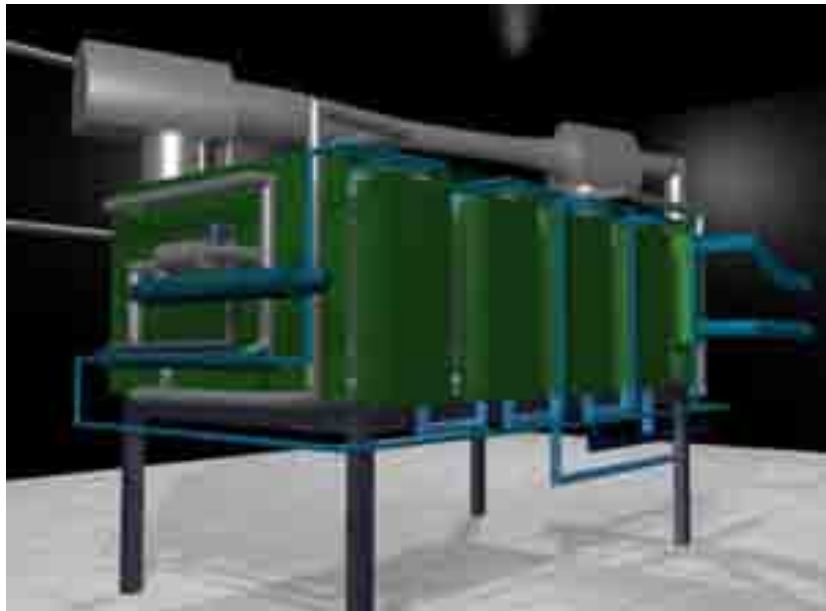
tubos y las dimensiones de cada cámara y el tamaño final de la desaladora. La tabla 5.1 muestra las dimensiones de la desaladora MED Low Energy.

Los datos que arroja el programa sirven para el diseño y la construcción de una desaladora MED-LE.

TABLA 5.1 DIMENSIONES DE LA DESALADORA MED LOW ENERGY

Dimensiones MED Low Energy	
Largo total [m]	6.6
Ancho total [m]	3.5
Alto total [m]	2.9

Las siguientes figuras dan una idea de cómo sería físicamente la desaladora MED-LE y también muestran su proceso de funcionamiento.



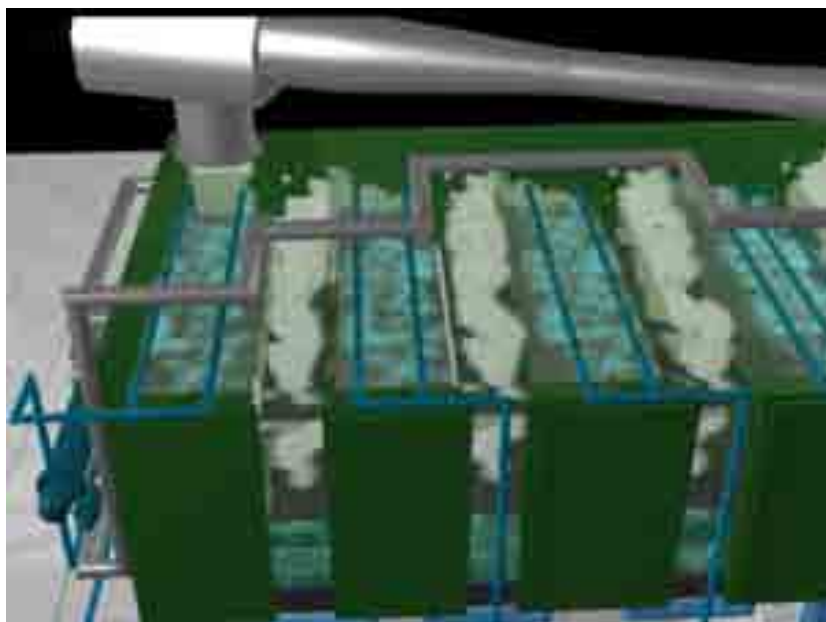
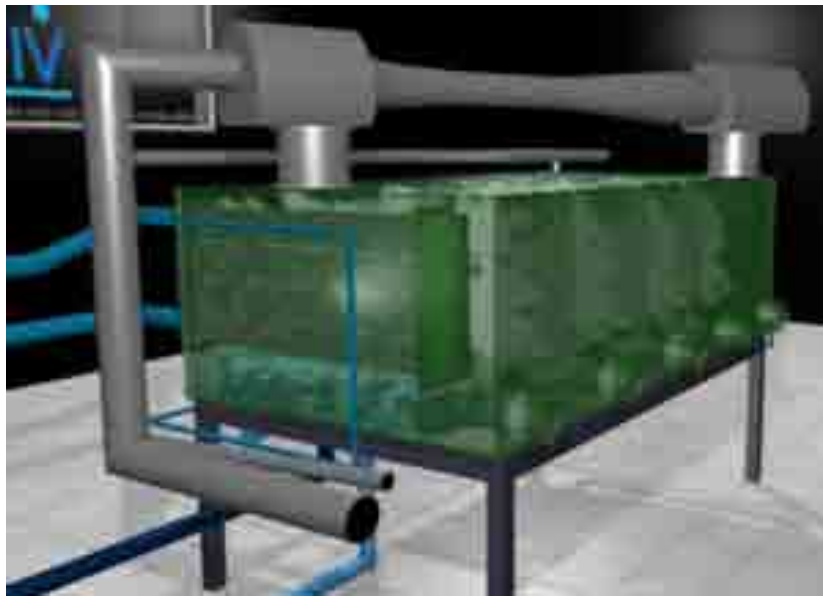


Figura 5.1 Desaladora MED Low Energy en 3D
[IMPULSA, 2008]

En cuanto a la evaluación económica el costo del destilado de la desaladora MED-LE fue de 0.69 [US\$/m³], el cual resulto mucho menor que el de la desaladora Flash Manzanillo II, que fue de 2.09 [US\$/m³]. Incluso el costo del destilado de la desaladora MED-LE fue menor que el publicado en la tabla 2.2.

Lo anterior se debe a que en el análisis económico de la desaladora Low Energy MED se utilizo un recurso renovable (agua caliente) como fuente de calor para el proceso, por lo

que se elimino el costo de generación de vapor; en cambio en el análisis de la desaladora Flash Manzanillo II se utiliza la quema de un combustibles fósiles para la generación del vapor.

El autor del presente trabajo asistió a un curso de desalación térmica en la ciudad de Essen en Alemania, ver figura 5.2, para complementar su formación en cuanto a las tecnologías térmicas de desalación.

El curso de desalación térmica tuvo una duración de cuatro días, en donde se estudiaron las diferentes tecnologías de desalación térmica que existen (MSF, MED, TVC), sus fundamentos, principales componentes, diseño, materiales, costos y aspectos ambientales.



Figura 5.2 Participantes en el Workshop Thermal Desalination of Saline Water
[DME, 2009]

Los principales ponentes del curso fueron la Dr.-Ing Heike Glade de la Universidad de Bremen, Alemania y el Ing. Klaus Wangnick de Consultorías Wangnick. Los otros ponentes invitados eran de empresas relacionadas con la desalación. Ver figura 5.3.



*Fig. 5.3 De izquierda a derecha. Ing. Klaus Wangnick,
Dr.-Ing. Heike Glade y Claus Mertes presidente de la DME*
[DME, 2009]

5.2 Conclusiones

En el presente trabajo se propuso desarrollar una planta para desalar agua de mar aprovechando el agua caliente de pozos localizados en la Península de Baja California. Se simularon en programas creados en Excel cinco sistemas de desalación MED los cuales utilizan agua caliente como fuente de calor. Además se realizó un análisis de costos y rentabilidad para obtener el costo del destilado.

Las conclusiones a las que se llega después de haber realizado tales simulaciones y análisis son las siguientes:

- La desalación de agua de mar con agua caliente utilizando tecnología MED en cuanto a producción de destilado es bastante aceptable. Y debido a que en la zona noroeste de la República Mexicana existen problemas de sequía y escasez de agua la desalación constituye una alternativa para abastecer de agua potable a esa zona.
- El costo del metro cúbico desalado de la desaladora MED-LE resultó bastante bajo en comparación con los publicados hasta la fecha, por lo que ésta podría ser un nuevo diseño que produzca agua potable a un menor costo por metro cúbico desalado.
- Si en la zona donde hay agua de mar caliente en la Península de Baja California se instalaran estas desaladoras se podría abastecer a un alto porcentaje de la población de dicha zona, a bajo costo y con bajo consumo de energía.
- Un aspecto muy importante en este trabajo es la utilización de energías renovables en algunos sitios donde éstas pueden ser competitivas con las tradicionales. Para ello hay que cuantificar la disponibilidad de esas energías para su mejor aprovechamiento.
- La desalación añade diversidad y, por lo tanto, asegura un sistema de abastecimiento de agua, ya que es fundamentalmente diferente a las fuentes convencionales de agua, y las podría complementar.
- Las nuevas mejoras en la tecnología de los procesos de desalación continuarán y la reducción de costos conducirá aún más el crecimiento de la desalación como solución para el abastecimiento de agua.

Para continuar con el trabajo, es necesario conocer más a detalle las zonas donde se han encontrado manifestaciones de agua caliente, con el objeto de obtener datos más precisos

(como salinidad, cantidad de gases incondensables, composición química, presiones reales, etc.) y en base a ello hacer nuevamente las simulaciones en el programa de la desaladora MED-LE para tener un diseño más a la medida.

Además sería conveniente construir un prototipo de tres cámaras para hacerle pruebas de laboratorio, con el fin de observar su comportamiento ante distintas condiciones de operación e identificar los problemas de incrustación y corrosión que seguramente habrán de presentarse. Ya que las plantas prototipo aportarán experiencia para las grandes plantas de operación.

ANEXOS

ANEXO 1. Cálculo del Área de Transferencia de Calor



Intercambiador de calor

Ecuación general de transferencia de calor

$$Q = U * A * LMTD$$

Despejando el área:

$$A = \frac{Q}{U * LMTD}$$

Donde:

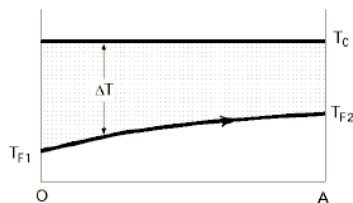
Q = carga térmica [kW]

U = coeficiente global de transferencia de calor [W/m²K]

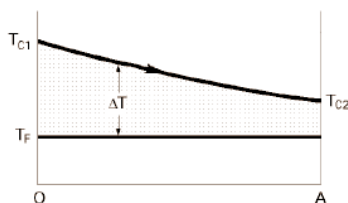
A = área de intercambio de calor [m²]

LMTD = distribución de temperatura media logarítmica

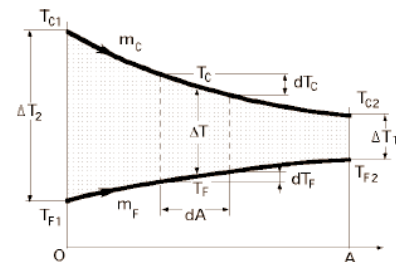
$$LMTD = \frac{(T_{c1} - T_f) - (T_{c2} - T_f)}{\ln(T_{c1} - T_f) / (T_{c2} - T_f)}$$



Condensación

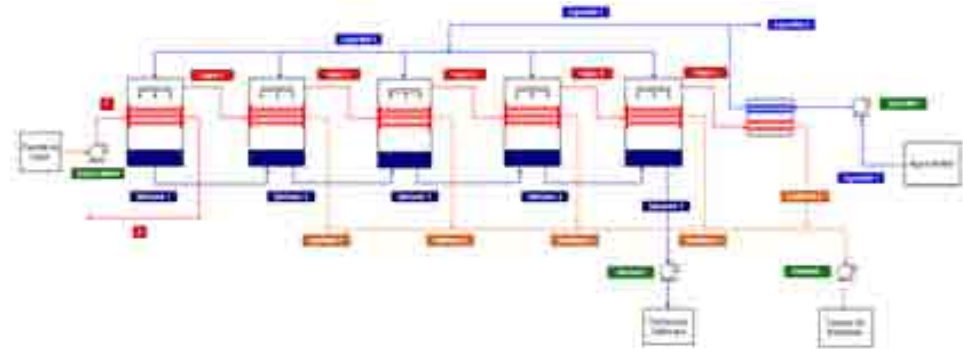


Evaporación



Flujo en equicorriente

ANEXO 2. Simulación en Hoja de Cálculo de Alimentación en Paralelo



Datos Fictos	
Presión	3
Presión calentamiento (bar)	3
ΔP entre bobinas (bar)	0.528
ΔP calentamiento (bar)	2.4

Especificación de vapor		
	1	2
Presión (bar)	3	1.5
Temperatura (°C)	80	80
Flujo (kg/s)	40	40
Flujo (ton/h)	144	144
Entalpia (kJ/kg)	260.3	212.47
Entropía (kJ/kgK)	1.142	1.894

	Agua Mar 1	Agua Mar 2	Agua Mar 3	Agua Mar 4
Presión (bar)	1	2	2	2
Temperatura (°C)	30	40.81	40.81	40.81
Flujo (kg/s)	5645	1130	1.64	5670
Flujo (ton/h)	202	98	13.14	150
Entalpia (kJ/kg)	125.82	177.88	177.88	177.88
Entropía (kJ/kgK)	0.4387	0.5811	0.5811	0.5811
Salinidad (ppm)	30000	30000	30000	30000

	Vapor 1	Vapor 2	Vapor 3	Vapor 4	Vapor 5
Presión (bar)	0.1	0.175	0.15	0.125	0.1
Temperatura (°C)	88.88	87.88	87.87	88.54	88.88
Flujo (kg/s)	1.27	1.26	1.17	1.14	1.87
Entalpia (kJ/kg)	2628.9	2601.9	2596.7	2597.7	2628.9
Entropía (kJ/kgK)	1.9022	1.8636	1.8671	1.8707	1.9022

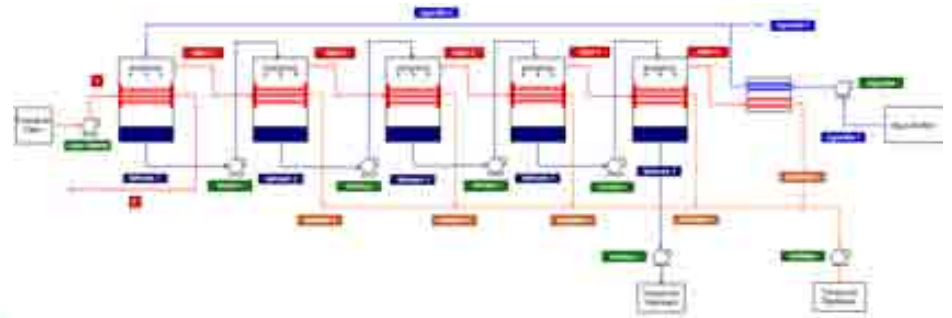
	Agua Mar 1	Agua Mar 2	Agua Mar 3	Agua Mar 4	Agua Mar 5
Presión (bar)	0.1	0.175	0.15	0.125	0.1
Temperatura (°C)	88.88	87.88	87.87	88.54	88.88
Flujo (kg/s)	1.27	1.26	1.17	1.14	1.87
Entalpia (kJ/kg)	267.25	236.46	228.36	218.38	187.81
Entropía (kJ/kgK)	0.8100	0.7900	0.7668	0.7668	0.8402

	Salmuera 1	Salmuera 2	Salmuera 3	Salmuera 4	Salmuera 5	Tanque Sal
Presión (bar)	0.1	0.175	0.15	0.125	0.1	1
Temperatura (°C)	88.88	87.88	87.87	88.54	88.88	88.88
Flujo (kg/s)	2.26	2.39	2.48	2.64	2.88	42.26
Entalpia (kJ/kg)	251.45	238.46	228.36	218.38	191.07	225.07
Entropía (kJ/kgK)	0.8229	0.7960	0.7668	0.7668	0.8382	0.7488
Salinidad (ppm)	68662	68451	67534	66516	65501	62824
Factor de concentración	1.8	1.5	1.4	1.4	1.4	1.5

Características del proceso	
Recuperación (%)	10%
Reflujo (kg/s)	1.7

Resumen				
	Salmuera	Destilado	Agua Mar	Agua Sal
Eficiencia (%)	60%	60%	60%	60%
Potencia (kW)	1.94	1.88	1.41	1.87
Potencia Total (kW)	18.8			

ANEXO 3. Simulación en Hoja de Cálculo de Alimentación en Serie



Datos Fase	
Frecuencia	5
Factor de potencia (cos φ)	0.8
ΔP entre cámaras (bar)	0.02
ΔP calentamiento (bar)	0.0

Flujo de agua	1	2
Presión (bar)	2	1.5
Temperatura (°C)	25	25
Flujo (kg/h)	47	30
Flujo (m³/h)	144	144
Entrada (kg/d)	102.5	272.7
Entrada (m³/d)	1.748	3.934

	Agua Mar 1	Agua Mar 2	Agua Mar 3
Presión (bar)	1	45.81	45.81
Temperatura (°C)	20	45.81	45.81
Flujo (kg/h)	47.55	15.8	22.1
Flujo (m³/h)	142	44	198
Entrada (kg/d)	102.5	171.25	171.25
Entrada (m³/d)	1.435	2.551	3.551
Saturado (ppm)	10000	10000	10000

	Vapor 1	Vapor 2	Vapor 3	Vapor 4	Vapor 5
Presión (bar)	0.3	0.15	0.15	0.15	0.1
Temperatura (°C)	92.56	92.28	92.37	92.29	91.81
Flujo (kg/h)	0.56	1.81	1.72	1.49	1.25
Entrada (kg/d)	13.44	43.44	41.28	35.76	30.00
Entrada (m³/d)	1.9672	1.9236	1.9271	1.6717	1.1488

	Sistema 1	Sistema 2	Sistema 3	Sistema 4	Sistema 5	Temperatura
Presión (bar)	0.2	0.175	0.15	0.125	0.1	1
Temperatura (°C)	92.26	92.25	92.37	92.29	91.81	25.00
Flujo (kg/h)	0.56	1.81	1.72	1.49	1.25	8.05
Entrada (kg/d)	13.44	43.44	41.28	35.76	30.00	201.56
Entrada (m³/d)	0.8228	1.7096	1.7544	1.7992	1.6452	1.7424

28.15

	Sistema 1	Sistema 2	Sistema 3	Sistema 4	Sistema 5	Temperatura
Presión (bar)	0.2	0.175	0.15	0.125	0.1	1
Temperatura (°C)	92.26	92.25	92.37	92.29	91.81	48.81
Flujo (kg/h)	13.44	11.81	11.31	11.25	9.31	8.56
Entrada (kg/d)	321.42	283.44	271.68	270.75	223.44	201.25
Entrada (m³/d)	2.2120	1.7988	1.7544	1.7000	1.4482	1.3482
Saturado (ppm)	17418	14944	14371	14007	11500	10000
Factor Concentración	1.1	1.2	1.3	1.4	1.5	1.6

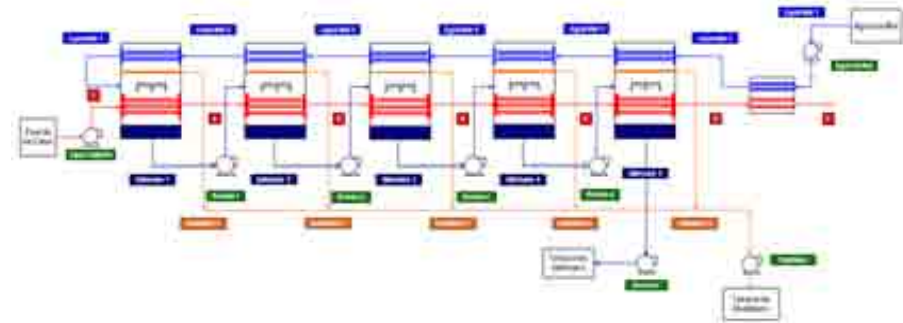
Características del Proceso	
Recuperación (%)	30%
Reactivos (kg/d)	1.8

	Bomba 1	Bomba 2	Bomba 3	Bomba 4	Bomba 5
Eficiencia (%)	60%	60%	60%	60%	60%
Potencia (kW)	1.45	1.29	1.19	1.06	0.90

Bomba	Destino	Agua Mar	Agua Caliente
Eficiencia (%)	60%	60%	60%
Potencia (kW)	0.34	11.18	6.82

Bombas	
Potencia Total (kW)	14.30

ANEXO 4. Simulación en Hoja de Cálculo de la Propuesta 1



Datos extra	
Concentr.	1
Pres. de operación (Pa)	1
ΔT entre columnas (K)	10
ΔT de operación (K)	10
ΔT de condensación (K)	10

	Agua Mar 1	Agua Mar 2	Agua Mar 3	Agua Mar 4	Agua Mar 5	Agua Mar 6	Agua Mar 7
Presión (bar)	1	1	1	1	1	1	1
Temperatura (°C)	20	20	20	20	20	20	20
Flujo (kg/s)	30	30	30	30	30	30	30
Flujo (ton/h)	108	108	108	108	108	108	108
Entropía (kJ/kg)	125.32	125.32	125.32	125.32	125.32	125.32	125.32
Entropía (kJ/kg)	0.4367	0.4367	0.4367	0.4367	0.4367	0.4367	0.4367
Salinidad (g/L)	35000	35000	35000	35000	35000	35000	35000

	1	2	3	4	5	6	7
Presión (bar)	1	1.2	1.4	1.6	1.8	2.0	2.2
Temperatura (°C)	30	35	40	45	50	55	60
Flujo (kg/s)	40	40	40	40	40	40	40
Flujo (ton/h)	144	144	144	144	144	144	144
Entropía (kJ/kg)	161.4	171.5	181.6	191.7	201.8	211.9	222.0
Entropía (kJ/kg)	1.148	1.264	1.380	1.496	1.612	1.728	1.844

	Columna 1	Columna 2	Columna 3	Columna 4	Columna 5
Temperatura (°C)	60%	60%	60%	60%	60%
Presión (Pa)	1.00	1.1	1.2	1.3	1.4

	Columna 1	Columna 2	Columna 3	Columna 4	Columna 5
Temperatura (°C)	60%	60%	60%	60%	60%
Presión (Pa)	1.00	1.1	1.2	1.3	1.4

Reboiler	
Temperatura (°C)	60

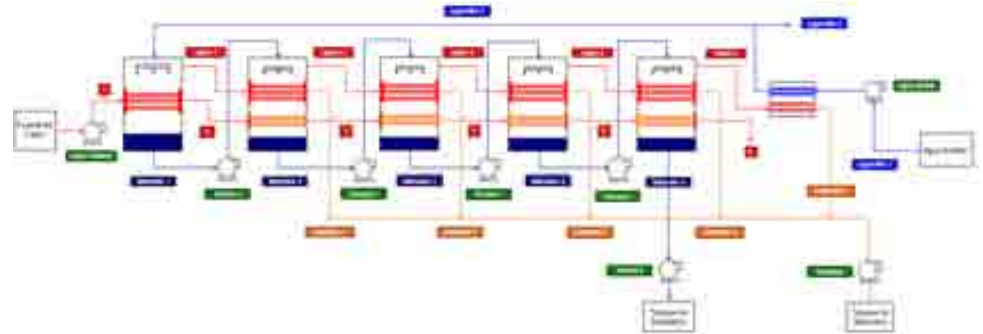
	Vapor 1	Vapor 2	Vapor 3	Vapor 4	Vapor 5
Presión (bar)	1.2	1.4	1.6	1.8	2.0
Temperatura (°C)	30.36	37.28	44.20	51.12	58.04
Flujo (kg/s)	1.14	1.32	1.50	1.68	1.86
Entropía (kJ/kg)	200.8	205.3	209.8	214.3	218.8
Entropía (kJ/kg)	1.8972	1.8535	1.8097	1.7660	1.7223

	Columna 1	Columna 2	Columna 3	Columna 4	Columna 5	Reboiler
Presión (bar)	1.2	1.4	1.6	1.8	2.0	1
Temperatura (°C)	30.36	37.28	44.20	51.12	58.04	60
Flujo (kg/s)	1.14	1.32	1.50	1.68	1.86	1.86
Entropía (kJ/kg)	200.8	205.3	209.8	214.3	218.8	223.3
Entropía (kJ/kg)	1.8972	1.8535	1.8097	1.7660	1.7223	1.6786

	Columna 1	Columna 2	Columna 3	Columna 4	Columna 5	Reboiler
Presión (bar)	1.2	1.4	1.6	1.8	2.0	1
Temperatura (°C)	30.36	37.28	44.20	51.12	58.04	60
Flujo (kg/s)	1.14	1.32	1.50	1.68	1.86	1.86
Entropía (kJ/kg)	200.8	205.3	209.8	214.3	218.8	223.3
Entropía (kJ/kg)	1.8972	1.8535	1.8097	1.7660	1.7223	1.6786
Salinidad (g/L)	35000	35000	35000	35000	35000	35000
Flujo Concentración	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2

Características del Proceso	
Reboiler (Pa)	1
Temperatura (°C)	60
Salinidad (g/L)	35000

ANEXO 5. Simulación en Hoja de Cálculo de la Propuesta 2



Salida Extra	
Flujo (kg/s)	5
Recic. calentamiento (°C)	5
ΔP entre cámaras (bar)	0.025
ΔP calentamiento (bar)	0.5

Fuente de calor:	1	2	3	4	5	6
Presión (bar)	5	2.7	2.4	2.1	1.8	1.5
Temperatura (°C)	80	87.26	82.26	88.27	83.24	88.27
Flujo (kg/s)	45	45	45	45	45	45
Flujo (t/h)	144	144	144	144	144	144
Entalpia (kJ/kg)	289.7	272.5	280.5	247.6	251.4	212.8
Entropia (kJ/kgK)	1.146	0.994	0.989	0.916	0.771	0.774

Agua Mar 1	Agua Mar 2	Agua Mar 3	
Presión (bar)	1	2	3
Temperatura (°C)	30	40.81	45.81
Flujo (kg/s)	117.4	11.7	17.8
Flujo (t/h)	425	41	61
Entalpia (kJ/kg)	125.42	171.68	171.68
Entropia (kJ/kgK)	0.4307	0.5203	0.5203
Salinidad (ppm)	35000	35000	35000

3500

	Vapor 1	Vapor 2	Vapor 3	Vapor 4	Vapor 5
Presión (bar)	0.2	0.175	0.156	0.125	0.1
Temperatura (°C)	80.06	87.26	83.87	88.24	45.81
Flujo 1 (kg/s)	0.818	0.811	1.212	1.540	1.888
Flujo 2 (kg/s)	0.300	0.228	0.282	0.311	
Entalpia (kJ/kg)	2898.8	2873.8	2898.3	2631.7	2283.8
Entropia (kJ/kgK)	1.907	1.885	1.887	1.871	1.848

Salmuera 1	Salmuera 2	Salmuera 3	Salmuera 4	Salmuera 5	Temple Sal	
Presión (bar)	0.2	0.175	0.15	0.125	0.1	1
Temperatura (°C)	80.06	87.26	83.87	88.24	45.81	45.81
Flujo (kg/s)	0.818	1.144	1.440	1.804	2.220	1.86
Entalpia (kJ/kg)	281.43	228.48	228.38	210.38	191.81	218.85
Entropia (kJ/kgK)	0.8205	0.7585	0.7545	0.7388	0.6462	0.7268

26.62 (t/h)

Salmuera	Boquilla 1	Boquilla 2	Boquilla 3	Boquilla 4	Boquilla 5
Eficiencia (%)	85%	85%	85%	85%	85%
Potencia (kW)	1.53	1.44	1.52	1.19	1.00

Boquilla	Destilado	Agua Mar	Agua Caliente
Eficiencia (%)	85%	85%	85%
Potencia (kW)	1.11	1.88	1.832

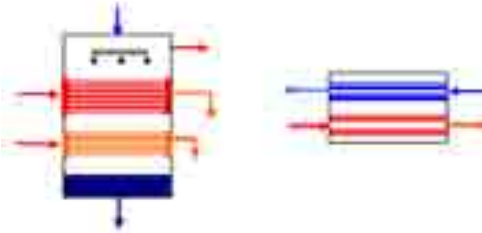
Boquilla	
Potencia Total (kW)	46.47

Salmuera 1	Salmuera 2	Salmuera 3	Salmuera 4	Salmuera 5	Temple Sal	
Presión (bar)	0.2	0.175	0.15	0.125	0.1	1
Temperatura (°C)	80.06	87.26	83.87	88.24	45.81	45.81
Flujo (kg/s)	0.31	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35
Entalpia (kJ/kg)	251.43	228.48	228.38	210.38	191.81	191.85
Entropia (kJ/kgK)	0.8207	0.7585	0.7545	0.7388	0.6462	0.6462
Salinidad (ppm)	35000	35000	35000	35000	35000	35000
Flujo Concentración	1.54	1.11	1.21	1.58	1.88	1.8

Características del Proceso	
Recuperación (%)	0%
Reflujo (kg/h)	2.1

ANEXO 6. Simulación en Hoja de Cálculo del Diseño de la Desaladora MED-LE

Datos Tuberia		
Intercambiador	Primario	Secundario
Materia	Cupro Niquel	Cupro Niquel
Diámetro (in)	34	34
Espesor (mm)	1	1
Área traves. tubo (m²)	1.890E-04	1.890E-04



Otros Datos	
Factor espaciamento	1.3
Temperatura perdida (°C)	1

Banco tubos	Cámara 1	Cámara 2	Cámara 3	Cámara 4	Cámara 5	Condensador
Largo banco tubos (m)	1.5	3	3	3	3	3.5
Ancho banco tubos (m)	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33
Alto banco tubos Vapor (m)		1.64	1.36	1.37	1.77	1.15
Alto tubos Agua caliente (m)	0.29	0.46	0.50	0.58	0.83	

Dimensiones LE ACE	
Largo total (m)	6.6
Ancho total (m)	3.5
Alto total (m)	2.91

Cámaras	Cámara 1		Cámara 2		Cámara 3		Cámara 4		Cámara 5		Condensador
	Tubos	Conector	Tubos	Conector	Tubos	Conector	Tubos	Conector	Tubos	Conector	
Largo cámara (m)	1.55	0.54	1.00	0.54	0.85	0.54	1.00	0.54	1.00	0.54	3.5
Ancho cámara (m)	0.79	0.58	0.79	0.78	0.79	0.78	0.79	0.75	0.79	1.37	0.41
Alto cámara (m)	2.91	2.91	2.91	2.91	2.91	2.91	2.91	2.91	2.91	2.91	2.91
Volumen (m³)	1.55	1.63	1.00	1.81	1.00	1.00	1.00	1.61	1.00	11.00	4.14
Gasto vol. necesario (m³/a)		7.33		2.90		11.00		14.75		20.00	
Área traves. cámara (m²)	1.36		2.44		2.44		2.44		2.44		

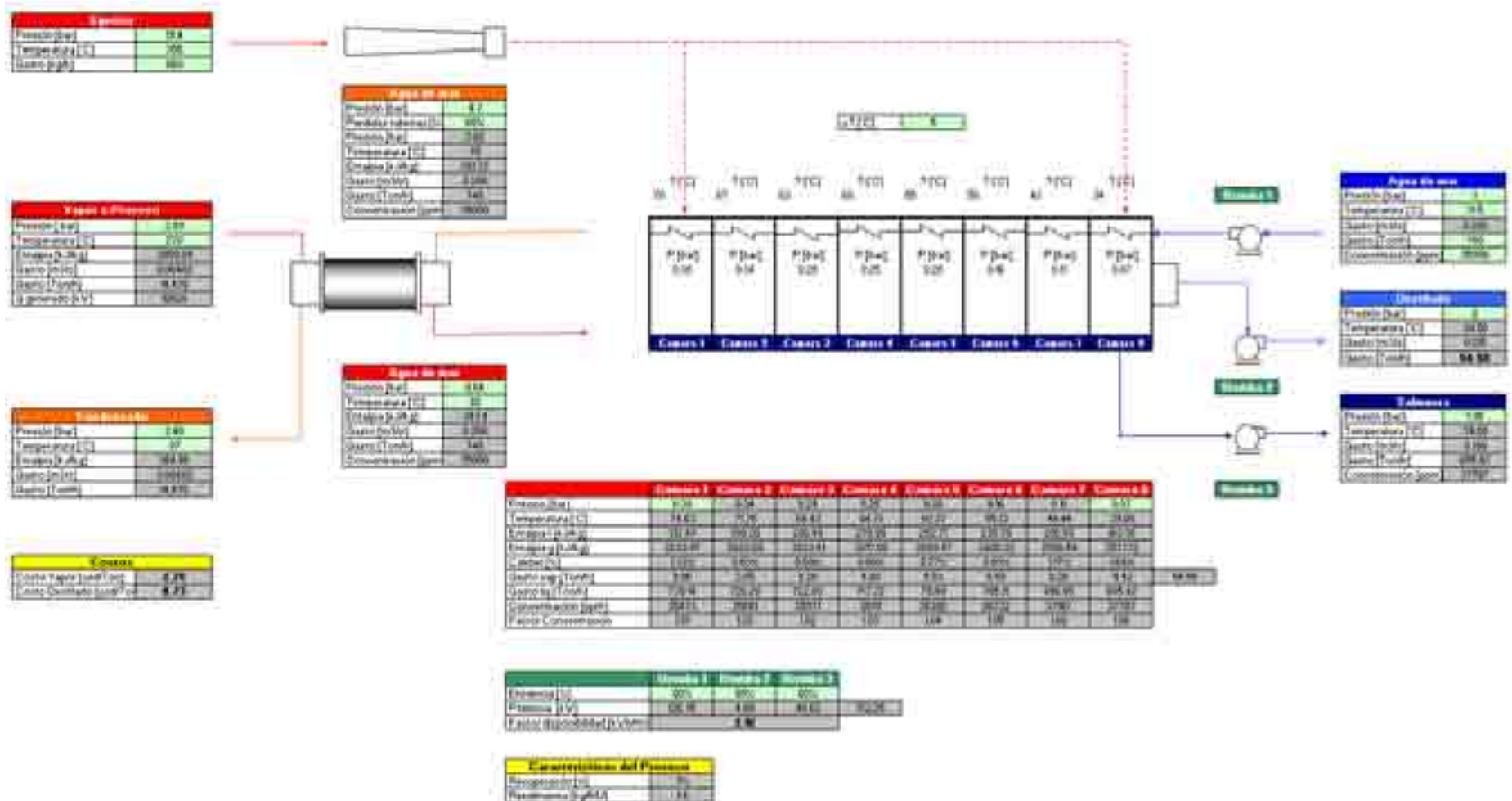
Intercambiador Primario	Cámara 2		Cámara 3		Cámara 4		Cámara 5					
	Flujo interno		Flujo externo		Flujo interno		Flujo externo					
	Líquido	Vapor	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Vapor	Líquido	Vapor		
Densidad (kg/m³)	981.13	0.111	0.175	984.09	0.118	0.100	988.78	0.100	0.084	997.88	0.094	0.088
Velocidad prom (m/s)	2.8552	32.3	4.16	0.026	41.3	2.1	0.024	43.7	4.3	0.024	42.1	10
Gasto volumétrico (m³/a)			12.11			12.44			40.46			23.43
Carga térmica (kW)		3106			3217			3488			3625	
Coef. Global Transf. (W/m²°C)		2500			2500			2500			2500	
ΔTm (°C)		3.8			8.1			7.3			4.8	
Área (m²)		354			122			276			379	
Longitud (m)		2733			1048			5613			4655	
Número total de tubos		811			1018			1204			1558	
Valor de rugosidad (kpa m)		0.07			0.07			0.07			0.07	
Número de tubos		24	38.0		24	42.3		24	30.0		24	44.8
		horizontal	vertical		horizontal	vertical		horizontal	vertical		horizontal	vertical

Intercondensador Secundario	Cámara 1		Cámara 2		Cámara 3		Cámara 4		Cámara 5	
	Alimentación	Alimentación	Alimentación	Alimentación	Alimentación	Alimentación	Alimentación	Alimentación	Alimentación	Alimentación
	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
Densidad (kg/m ³)	900.05	0.121	901.00	0.115	902.11	0.108	903.77	0.094	905.61	0.080
Velocidad prom (m/s)	1.5	7.41	1.4	4.1	1.3	5.1	1.2	6.8	1.0	8.8
Gasto volumétrico (m ³ /s)		10.37		1.78		2.29		5.12		4.55
Carga térmica (kW)	2514		490		140		629		781	
Coeff. Global Transf. (W/m ² /K)	2500		2500		2500		2500		2500	
LMTD (°C)	18.3		8.3		8.9		6.7		7.0	
Área (m ²)	81		38		40		44		36	
Longitud total (m)	1361		602		661		734		528	
Número total de tubos	589		201		221		745		277	
Número de pasos	4		3		3		3		3	
Valor de humedad (kg/s m)	0.12		0.18		0.18		0.10		0.09	
Número de tubos	12	25.4	12	18.8	12	18.4	12	25.4	12	23.1
	horizontal	vertical	horizontal	vertical	horizontal	vertical	horizontal	vertical	horizontal	vertical

Condensador	Fluido marino		Fluido caliente	
	Líquido	Vapor	Líquido	
Densidad (kg/m ³)	999.02	0.000	999.03	
Velocidad (m/s)	1.27	18	1	
Carga térmica (kW)	2515			
Coeff. Global Transf. (W/m ² /K)	2500			
LMTD (°C)	5.4			
Área (m ²)	124			
Longitud (m)	2654			
Número total de tubos	590			
Número de pasos	2			
Número de tubos	14	42.1		
	horizontal	vertical		

Transferencia de Calor	
Área total (m ²)	1228

ANEXO 7. Simulación en Hoja de Cálculo de la Desaladora Flash Manzanillo II



ANEXO 8. Análisis de Costos y Rentabilidad de la Desaladora Flash Manzanillo II

INVERSIÓN

Flujo desalado (m ³ /dia)	1110
Costo (US\$/m ³ día)	1420
Inversión (US\$)	1633767

COSTOS

Energía

Costo Energía (US\$/año)	112262
--------------------------	--------

Vapor

Horas de operación anual	6750
Factor de planta	0.95
Horas efectivas anuales	6322
Combustible:	
Tipo	gas natural
PCI (BTU/m ³)	96304.66
Costo (usd/MBTU)	1.1

Costo Vapor (US\$/año)	112679
------------------------	--------

Químicos

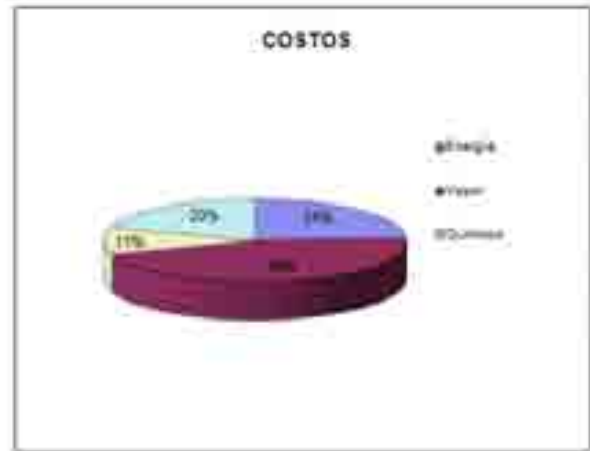
	ppm	US\$/kg
Anti-escalamiento	2.5	4
Anti-espumante	6.1	4.58
Sulfato de sodio	1.6	1.26

Costo Químicos (US\$/año)	77486
---------------------------	-------

COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO

Porcentaje mantenimiento [%]	20
Mantenimiento US\$/año	146542

Operación y Mantenimiento:



ANÁLISIS DE RENTABILIDAD DEL PROYECTO

DATOS

PRODUCCIÓN ACTUAL	PRODUCCIÓN DEL DESTILADO	454	ml/año
COSTOS FUTUROS	ENERGÍA	177	ml US\$/año
	VAPOR	332	ml US\$/año
	QUÍMICOS	77	ml US\$/año
	OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO	147	ml US\$/año
INVERSIÓN - valor BASE		1834	ml US\$
VIDA ÚTIL		20	Años

TABLA DE VALORES CORRIENTES

MILES de US\$

año	PRODUCCIÓN	COSTOS				INVERSIÓN
	Destilado	Energía	Vapor	Químicos	O y M	
0	0	0	0	0	0	-1834
1	454	177	332	77	147	0
2	454	177	332	77	147	0
3	454	177	332	77	147	0
4	454	177	332	77	147	0
5	454	177	332	77	147	0
6	454	177	332	77	147	0
7	454	177	332	77	147	0
8	454	177	332	77	147	0
9	454	177	332	77	147	0
10	454	177	332	77	147	0
11	454	177	332	77	147	0
12	454	177	332	77	147	0
13	454	177	332	77	147	0
14	454	177	332	77	147	0
15	454	177	332	77	147	0
16	454	177	332	77	147	0
17	454	177	332	77	147	0
18	454	177	332	77	147	0
19	454	177	332	77	147	0
20	454	177	332	77	147	0

Resolver

TASA DE OPORTUNIDAD (TASA DE DESCUENTO)

10 % anual

TABLA DE VALORES PRESENTES

MILES de US\$

Deflactor Factor YP	YPN de la PRODUCCIÓN	YPN de la ENERGÍA	YPN del VAPOR	YPN de los QUIMICOS	YPN de O y M	YPN de la INVERSIÓN
1.000	0	0	0	0	0	1834
0.909	413	161	302	70	133	0
0.826	375	146	274	64	121	0
0.751	341	133	249	58	110	0
0.683	310	121	227	53	100	0
0.621	282	110	206	48	91	0
0.564	256	100	187	44	83	0
0.513	233	91	170	40	75	0
0.467	212	83	155	36	68	0
0.424	193	75	141	33	62	0
0.386	175	68	128	30	57	0
0.350	159	62	116	27	51	0
0.319	145	56	106	25	47	0
0.290	132	51	96	22	42	0
0.263	120	47	87	20	39	0
0.239	109	42	79	19	35	0
0.218	99	39	72	17	32	0
0.198	90	35	66	15	29	0
0.180	82	32	60	14	26	0
0.164	74	29	54	13	24	0
0.149	68	26	49	12	22	0
TOTAL	3867	1507	2827	660	1248	1834

RESULTADOS

VALOR PRESENTE NETO PRODUCCIÓN	3867	mil m ³
VPN COSTOS E INVERSIÓN	8076	mil US\$
COSTO DEL DESTILADO	2.09	US\$/m ³

ANEXO 9. Análisis de Costos y Rentabilidad de la Desaladora MED-LE

INVERSIÓN

Flujo desalado (m ³ /día)	667
Costo (US\$/m ³ /día)	1420
Inversión (US\$)	933377

COSTOS

Energía

Costo Energía (US\$/año)	30927
--------------------------	-------

Vapor

Costo Vapor (US\$/año)	0
------------------------	---

Químicos

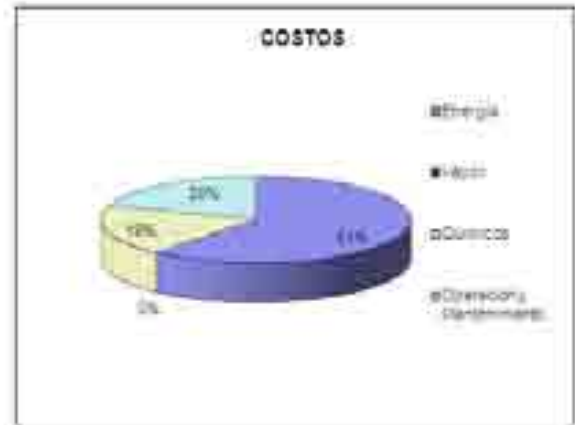
Horas de operación anual	8730
Factor de planta	0.95
Horas eléctricas anuales	8292

	ppm	US\$/kg
Anti-incrustante	2.5	4
Anti-escumante	0.7	4.00
Sulfato de sodio	1.5	1.35

Costo Químicos (US\$/año)	9587
---------------------------	------

Operación y Mantenimiento

Porcentaje mantenimiento (%)	25
Mantenimiento (US\$/año)	10737



ANALISIS DE RENTABILIDAD DEL PROYECTO

DATOS

PRODUCCIÓN ACTUAL	PRODUCCIÓN DEL DESTILADO	231	mil m ³ /año
COSTOS FUTUROS	ENERGÍA	31	mil US\$/año
	VAPOR	0	mil US\$/año
	QUÍMICOS	10	mil US\$/año
	OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO	10	mil US\$/año
INVERSIÓN - valor BASE		933	mil US\$
VIDA ÚTIL		20	años

TABLA DE VALORES CORRIENTES

MILES de US\$

año	PRODUCCIÓN Destilado	COSTOS				INVERSIÓN
		Energía	Vapor	Químicos	O y M	
0	0	0	0	0	0	933
1	231	31	0	10	10	0
2	231	31	0	10	10	0
3	231	31	0	10	10	0
4	231	31	0	10	10	0
5	231	31	0	10	10	0
6	231	31	0	10	10	0
7	231	31	0	10	10	0
8	231	31	0	10	10	0
9	231	31	0	10	10	0
10	231	31	0	10	10	0
11	231	31	0	10	10	0
12	231	31	0	10	10	0
13	231	31	0	10	10	0
14	231	31	0	10	10	0
15	231	31	0	10	10	0
16	231	31	0	10	10	0
17	231	31	0	10	10	0
18	231	31	0	10	10	0
19	231	31	0	10	10	0
20	231	31	0	10	10	0

Calcular

TASA DE OPORTUNIDAD (TASA DE DESCUENTO)

10 % anual

TABLA DE VALORES PRESENTES

MILES de US\$

Deflactor Factor VP	VPN de la PRODUCCIÓN	VPN de la ENERGÍA	VPN del VAPOR	VPN de los QUÍMICOS	VPN de O y M	VPN de la INVERSIÓN
1.000	0	0	0	0	0	303
0.909	210	28	0	3	3	0
0.828	191	26	0	3	3	0
0.751	174	23	0	2	3	0
0.680	159	21	0	2	2	0
0.614	144	19	0	2	2	0
0.554	130	17	0	1	2	0
0.499	118	16	0	1	2	0
0.447	108	14	0	1	2	0
0.400	98	13	0	1	2	0
0.356	89	12	0	1	2	0
0.316	81	11	0	1	2	0
0.279	74	10	0	1	2	0
0.245	67	9	0	1	2	0
0.214	61	8	0	1	2	0
0.185	55	7	0	1	2	0
0.158	50	7	0	1	2	0
0.134	46	6	0	1	2	0
0.111	42	6	0	1	2	0
0.090	38	5	0	1	2	0
0.071	34	5	0	1	2	0
TOTAL	1266	263	0	82	86	303

RESULTADOS

VALOR PRESENTE NETO PRODUCCIÓN	1266	mil m ³
VPN COSTOS E INVERSIÓN	1304	mil US\$
COSTO DEL DESTILADO	0.69	US\$/m ³

GLOSARIO Y ABREVIATURAS

CNA	Comisión Nacional del Agua
Corrosión	Es el deterioro de un material a consecuencia de un ataque electroquímico por su entorno.
DME	<i>Deutsche Meerwasser Entsalzung</i> , Asociación Alemana de Desalación.
Desalación	Es el proceso de eliminar la sal del agua de mar o salobre, para obtener agua dulce.
Destilado	Es el vapor condensado en un proceso térmico de desalación, llamado también producto.
EDA	<i>European Desalination Association</i> , Asociación Europea de Desalación.
Erosión	Es el proceso de sustracción o desgaste de algún material
IDA	<i>International Desalination Association</i> , Asociación Internacional de Desalación.
IMPULSA	Investigación Multidisciplinaria de Proyectos Universitarios de Liderazgo y Superación Académica.
Incrustación	Es la formación de una costra de una sustancia mineral en la superficie de un material.
INEGI	Instituto Nacional de Estadística, Geografía e Informática
kW	Kilowatts
LMTD	<i>Logarithmic Mean Temperature Difference</i> , Diferencia de Temperatura Media Logarítmica.
ppm	Partes por millón
US\$	Dólar Americano
USGS	<i>United States Geological Survey</i> , Servicio Geológico de Estados Unidos.

BIBLIOGRAFÍA

- Alcocer, S., Hiriart, G., *An Applied Research Program on Water Desalination with Renewable Energies*, American Journal of Environmental Sciences 4(3), 2008, p.190-197.
- Cengel, Y., Boles, M., *Termodinámica*, Mc Graw-Hill, 2002.
- Comunicación personal con Heike Glade (2009), Investigadora de la Universidad de Bremen, Alemania.
- Comunicación personal con Klaus Wangnick (2009), de Consultorías Wangnick, Alemania.
- DME German Desalination, *Workshop Thermal Desalination of Saline Water*, Essen, Alemania, 19-22 January 2009.
- Estadísticas del Agua en México, Comisión Nacional del Agua, 1 edición, ISBN 978-968-917-895-9, 2008, p.7-19.
- Incropera, F., Dewitt, D., *Fundamentos de Transferencia de Calor*, Pearson Educación, 4 edición, ISBN 9701701704, 1999, p.582-607.
- López, A., Báncora, C., Prol, R. M., Hiriart, G., *A New Geothermal Resource in Los Cabos Baja California Sur*, en: Geothermal Workshop, Ciudad de México, 2006.
- Manual de Operación de la Planta Desaladora Manzanillo II, CFE, Subgerencia Regional Generación Termoeléctrica Occidente, 121 pp.
- Pankratz, T., Yell, E., *IDA Desalination Yearbook 2008-2009*, Media Analytics, United Kingdom, 2008, p. 12-42.
- Programa Nacional Hídrico 2007-2012, Comisión Nacional del Agua, 1 edición, ISBN 978-968-817-836-2, 2008, p.9-15.
- Sommariva, C., *Desalination Management and Economics*, Faversham House Group, United Kingdom, 2004, 80pp.
- Sommariva, C., *Thermal Desalination processes and Economics*, EDS, Italy, 2005.

- Water Desalination Report, “23 to 15 to 5 to 3 to 1... and back to 3”, **44** (25), July 2008, p.1.
- Watson, I.C., Morin, O.J., Henthorne, L., *Desalting Handbook for Planners*, United State, Desalination Research and Development Program Report No. 72, 2003, p. 27-75.
- Wilf, M., *The Guidebook to Membrane desalination Technology*, Balaban, Italy, 2007, 6pp.

De Internet

- Comisión Federal de Electricidad: www.cfe.gob.mx
- Comisión Nacional del Agua: www.cna.gob.mx
- Desalación de Agua de Mar con Energías Renovables: www.impulsa4.unam.mx
- Instituto Nacional de Estadística y Geografía: www.inegi.org.mx
- International Desalination Association: www.idadesalt.org
- Global Water Intelligence: www.globalwaterintel.com