



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

---

**PROGRAMA DE ESTUDIOS DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN  
INGENIERÍA**

**FACULTAD DE INGENIERÍA**

**Campo del conocimiento: Mecánica-Termodinámicos**

**ANÁLISIS Y DISEÑO DE UNA DESALADORA DE AGUA DE  
MAR DE MÚLTIPLE EFECTO CON RECURSO GEOTÉRMICO  
DE BAJA ENTALPÍA MED-LE**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:  
MAESTRO EN INGENIERÍA**

**P R E S E N T A :**

**JUAN ALBERTO SALMERÓN VERGARA**

Tutor Principal

Dr. Martin Salinas Vázquez – Instituto de Ingeniería UNAM



*México D.F., Noviembre 2012*



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.

## **JURADO ASIGNADO**

**PRESIDENTE: Dr. Fernández Zayas José Luis**  
**SECRETARIO: Dr. Solorio Ordaz Francisco Javier**  
**VOCAL: Dr. Salinas Vázquez Martin**  
**1ER SUPLENTE: Dr. Vicente y Rodríguez William**  
**2DO SUPLENTE: M.I. Sánchez Huerta Alejandro**

Posgrado de Ingeniería  
Ciudad Universitaria, México Distrito Federal

**TUTOR DE TESIS:**  
**Dr. Martin Salinas Vázquez**

---

**FIRMA**

## ***Agradecimientos***

*Son muchas las personas a las que me gustaría agradecer, por su amistad, apoyo, confianza, animo y compañía en las diferentes etapas de mi vida, y sin importar donde estén o si alguna vez llegan a leer estas dedicatorias, quiero darles las gracias por formar parte de mi y por todo lo que me han brindado*

### ***A mis Padres***

*Por guiarme hacia el buen camino, brindándome su amor y su cariño*

### ***A mis Hermanos***

*Por la oportunidad de crecer juntos*

### ***A mi Familia***

*Por mantenerse siempre unida*

### ***A mis Amigos y Amigas***

*Por los grandes momentos que compartimos y compartiremos*

### ***A mis Profesores y Coordinadores***

*Por brindarme esta fortaleza académica y personal*

### ***A mis Compañero de proyecto***

*Por la oportunidad desarrollarme junto a ustedes en lo profesional, académico y personal*

### ***A mi Amor***

*Por ser la nueva motivación para esforzarme en la vida*

### ***A Dios***

<b>INDICE.....</b>	<b>I</b>
<b>NOMENCLATURA.....</b>	<b>III</b>
<b>RESUMEN.....</b>	<b>IV</b>
<b>INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>V</b>
<b>1. TECNOLOGÍAS DE DESALACIÓN CON ENERGÍAS RENOVABLES.....</b>	<b>1</b>
<b>1.1. SITUACIÓN ACTUAL DEL AGUA.....</b>	<b>1</b>
1.1.1. Problemática de su disponibilidad.....	1
<b>1.2. TECNOLOGÍAS DE DESALACIÓN.....</b>	<b>2</b>
1.2.1. Visión general de los sistemas de desalación.....	2
1.2.2. Tecnologías de desalación .....	4
1.2.3. Aprovechamiento de las energías renovables para la desalación.....	12
<b>1.3. ENERGÍAS RENOVABLES EN MÉXICO. GEOTERMIA.....</b>	<b>14</b>
1.3.1. Generalidades de la energía geotérmica.....	15
1.3.2. Localización de fuentes potenciales de baja entalpía en México.....	16
<b>1.4. SISTEMA MED-LE (MULTI EFFECT DISTILLATION LOW ENTHALPY).....</b>	<b>17</b>
1.4.1. Antecedentes y desarrollo de MED-LE.....	17
<b>2. BALANCE TERMODINÁMICO Y DEFINICIÓN DE PARÁMETROS DE OPERACIÓN .....</b>	<b>20</b>
<b>2.1. ANÁLISIS TERMODINÁMICO DEL PROCESO .....</b>	<b>20</b>
2.1.1. Balance de masa y energía del proceso.....	20
<b>2.2. ANÁLISIS TERMODINÁMICO PARA EL SISTEMA MED-LE.....</b>	<b>31</b>
<b>2.3. CONSUMO ELÉCTRICO MED-LE .....</b>	<b>34</b>
<b>2.3.1. OPORTUNIDADES ENERGÉTICAS DE LA MED-LE .....</b>	<b>35</b>
<b>3. INTERCAMBIADORES DE CALOR DEL SISTEMA MED-LE.....</b>	<b>40</b>
<b>3.1. INTERCAMBIADORES DE CALOR EN DESALADORAS TÉRMICAS.....</b>	<b>40</b>
3.1.1. Evaporadores horizontales .....	40
3.1.2. Evaporadores verticales .....	40
3.1.3. Evaporadores verticales ascendentes .....	41
3.1.4. Intercambiadores de la MED-LE .....	41
<b>3.2. EVAPORACIÓN DE PELÍCULA LÍQUIDA.....</b>	<b>42</b>
3.2.1. Consideraciones térmicas para el diseño.....	45
3.2.2. Modos de flujo descendentes entre tuberías.....	45

3.2.3. Estudios sobre la transferencia de calor .....	48
<b>4. DISEÑO DE SISTEMA DE CÁMARA EVAPORADA MED-LE .....</b>	<b>53</b>
4.1. DISEÑO DE MODELO DE EVAPORADOR MED-LE.....	53
4.2. CARACTERIZACIÓN DEL EQUIPO.....	58
MANUFACTURA DEL EQUIPO DE EVAPORACIÓN MED-LE .....	60
<b>5. SISTEMA DE EVAPORACIÓN.....</b>	<b>64</b>
5.1. MODOS DE FLUJO EN EL MODELO EXPERIMENTAL.....	64
5.2. ANÁLISIS SEMI-ANALÍTICO DE RENDIMIENTO TÉRMICO .....	65
5.3. EVALUACIÓN GENERAL DEL MODELO EXPERIMENTAL.....	68
<b>6. CONCLUSIONES .....</b>	<b>71</b>
<b>REFERENCIAS.....</b>	<b>73</b>

## NOMENCLATURA

<b>BPE</b>	Boiling Point elevation
<b>CDI</b>	Capacitive deionization (deionización capacitiva)
<b>DME</b>	Deutsche MeerwasserEntsalzung (Seminario de Desalinización Alemana)
<b>EAU</b>	Emiratos Árabes Unidos
<b>ED</b>	Electrodialisis
<b>FO</b>	Forward Osmosis (Osmosis inducida)
<b>GOR</b>	Gained Output Ratio (relación de producción obtenida)
<b>HDH</b>	Humidification-Dehumidification (humificación/deshumidificación)
<b>IDA</b>	International Development Association
<b>KSA</b>	Kingdom of Saudi Arabia (Arabia Saudita)
<b>MD</b>	Membrane distillation (destilación por membranas)
<b>MED</b>	Multi Effect Distillation (Destilación de múltiple efecto)
<b>MSF</b>	Multi Stage Flash (Evaporación instantánea de múltiple etapas)
<b>MVC</b>	Mechanical Vapor Compression (Compresión mecánica de vapor)
<b>NC</b>	Non-condensable (gases no condensables)
<b>NEQ</b>	Non-Equilibrium Allowance
<b>OTEC</b>	Ocean Thermal Energy Conversion
<b>pH</b>	potencial de Hidrogeno
<b>PR</b>	Performance ratio (relación de rendimiento)
<b>RO</b>	Reverse Osmosis (Ósmosis Inversa)
<b>SFWS</b>	Supplying Feed Water Specific (suministro específico de agua de alimentación)
<b>TVC</b>	Thermal Vapor Compression (Compresión térmica de vapor)

## RESUMEN

Como parte de la búsqueda de soluciones viables en la aplicación de la ingeniería mexicana, se presenta en este trabajo el desarrollo de sistemas que satisfagan las problemáticas de abastecimiento de agua en conjunto con la sustentabilidad energética y la mitigación de generación de gases debido a procesos de combustión

En el capítulo 1, se aborda sobre las necesidades del agua, considerado un problema mundial y en el que nuestro país no escapa de esta situación, se dan a conocer tecnologías aplicadas para dar soluciones, así como las opciones que existen para implementarlas con energías renovables, esto con la finalidad de buscar la sustentabilidad y el mínimo impacto ambiental, siendo la energía geotérmica una de las grandes oportunidades de aprovechamiento con el que México cuenta.

En el capítulo 2, se presenta el desarrollo que se ha tenido para implementar sistemas de desalación térmica, mostrando las factibilidades y las condiciones de operación que se pueden realizar para que estos sistemas funcionen y las nociones que se deben de tomar en cuenta para adaptarse a las condiciones del sitio. No obstante, se busca un rendimiento energético adecuado que permita obtener un diseño apropiado para su operación. Se analizan y se presentan los resultados obtenidos a través del análisis termodinámico del proceso.

En el capítulo 3, se visualizan las problemáticas y puntos específicos para abordar el tema del aprovechamiento térmico de los recursos renovables con el sistema de intercambiadores de calor, el cual proveerá de la energía necesaria para llevar a cabo la generación y condensación del agua producto. Cabe mencionar que se muestran puntos de diseño que dependen del comportamiento del flujo y de la transferencia de calor en la evaporación de películas líquidas. Como se puede apreciar, de acuerdo al tipo de flujo y al proceso llevado a cabo (evaporación y condensación), depende de las condiciones del fluido y dar factibilidad técnica del equipo.

En el capítulo 4, se aborda sobre el diseño de un evaporador experimental basado en el primer efecto MED-LE. Como parte del proyecto del Instituto de Ingeniería, se diseñó y se manufacturó un equipo de evaporación de película, esto con el fin de realizar mediciones experimentales que proporcionaran datos útiles para diseño posterior de equipos de desalación con geotermia de mayores capacidades.

En el capítulo 5, se plantean consideraciones dentro de la operación del equipo experimental, puesto que con la idealización del diseño se observarán desviaciones en los resultados obtenidos, se plantea una análisis para estimar las características que adquirirán los flujos a través de un análisis discreteado y realizando evaluaciones de los coeficientes de transferencia locales, así como la predicción del comportamiento y por ende, del rendimiento térmico. Tanto los datos experimentales obtenidos así como las consideraciones establecidas en conjunto, conducirán a determinar los parámetros de diseño de la desaladora térmica.

Finalmente, se agrega un capítulo 6, donde se plantean las conclusiones obtenidas de dichos análisis, así como de los resultados esperados, esperando obtener una comparativa que permita determinar parámetros de operación del sistema MED-LE, así como de la implementación de subsistemas auxiliares necesarios.

## INTRODUCCIÓN

Las problemáticas en México sobre el abastecimiento del agua, siempre han estado presentes y no solo ocurre en nuestro país. Como se puede apreciar, el desarrollo tecnológico ha permitido generar soluciones a partir de sistemas de desalación, sin embargo esto a provocado la necesidad de ampliar nuestra capacidad en el aprovechamiento energético y el consumo de recursos energéticos para su operación.

El desarrollo de nuestro país debe de tener miras hacia la sustentabilidad tecnológica y ambiental, siendo que el aprovechamiento de recursos naturales propios de una zona, como en este caso es la geotermia, permitirá la mitigación del uso de combustibles fósiles, además de que las inversiones económicas se verán reducidas.

Los sistemas de desalación MED son la tercera tecnología más ocupada en el mundo en cuestión de desalación, adaptándola para el aprovechamiento de los recursos geotérmicos de baja entalpía se implementó el sistema MED-LE, con un gran potencial para la instalación en la zona noroeste de nuestro país. Este sistema aprovecha el calor del recurso para generar vapor del agua marina, que posteriormente se condensará y quedará separada de los minerales que contenía (proceso de destilación). La capacidad de aprovechar los recursos de baja entalpía dependerá de los puntos potenciales de explotación.

Son utilizados en estos sistemas equipos de intercambio de calor conocidos como evaporadores de película líquida en tubos horizontales, mostrando tener mayores resultados y experiencia. En este caso, se ha propiciado que se realicen desarrollos tanto teóricos, numéricos y experimentales que den un aproximado para la predicción del comportamiento del flujo. El flujo másico a evaporar es introducido en la parte superior de un banco de tubos, con el fin que estos empapen toda la superficie de calentamiento provocando el cambio de fase. Se han desarrollado varios modelos matemáticos y correlaciones que nos permitirán realizar evaluaciones a los procesos involucrados en el sistema de desalación.

En el Instituto de Ingeniera UNAM se diseñó y se manufacturó el primer evaporador del sistema MED-LE, en el que se realizarán pruebas experimentales y se analizarán las principales diferencias que pueden generarse haciendo comparativas entre los modelos teóricos y los resultados que se puedan obtener.

El desarrollo de tecnología nacional impulsará la generación de conocimientos y el desarrollo académico y científico del país, no dejando de lado el potencial económico como producto y desarrollo social en zonas marginadas.

## 1. TECNOLOGÍAS DE DESALACIÓN CON ENERGÍAS RENOVABLES

El origen y desarrollo de la humanidad ha dependido sustancialmente del agua, no obstante a pesar de ser un recurso abundante en el planeta, el 96.5% de ésta es salada y se encuentra en los océanos y el 3.5% restante es dulce, sin embargo más del 68.7% se localiza congelada en los polos y el 30.1% restante se encuentra en acuíferos subterráneos, estimando un 0.26% ubicada en lagos y ríos (Shiklomanov, 1993).

Por ello existe la necesidad de suministro de agua, que bien puede ser satisfecha con la desalinización del agua de mar, a pesar de que algunas de estas tecnologías son maduras, requieren de cantidades considerables de energía, que en la actualidad son suministradas por los combustibles fósiles, causando el rechazo de calor y emisión de gases contaminantes hacia el ambiente. Por este motivo se requiere implementar el aprovechamiento de energías amigables con el ambiente necesarias para la desalación de agua de mar

### 1.1. SITUACIÓN ACTUAL DEL AGUA

En la actualidad la disponibilidad del agua en el mundo constituye una problemática ya que se ha visto limitada por problemas de sobredemanda y contaminación, además de que no en todas las regiones abunda.

Dicha problemática va en aumento a razón del incremento de la población y con ello, aumento de la demanda del recurso, como por ejemplo: para la irrigación, agricultura (producción de alimentos) y uso en el sector industrial. Adicionalmente al problema del déficit, se tienen problemas de contaminación de zonas de abastecimiento reflejados en la disminución en su calidad.

La demanda de agua dulce y el crecimiento de la población están directamente relacionados. Se prevé que la población mundial será de 9,300 millones de personas a finales del año 2050, y cerca de 15,000 millones a finales del año 2100, mientras que los recursos de agua dulce permanecerán constantes. Actualmente, más del 6% de la población mundial vive en regiones con grave escasez de agua y calculándose que para el 2025 el 35% de la población mundial proyectada vivirá en países que afronten la absoluta escasez de agua, la cual se define como menos de 50 [l/día] por persona (Crossette, 2011).

El mayor usuario de los recursos de agua dulce es la agricultura. A medida que la población aumenta, también lo hace la demanda en el sector agrícola. Las tierras disponibles para la producción agrícola están disminuyendo y 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.

En general la mejora de los niveles de vida es favorable para la sociedad, pero esto lleva a un aumento en la demanda de agua, de bienes y productos, aumentado con ello la producción industrial. La reutilización del agua se ha aplicado de manera eficiente en diversos sectores industriales sin embargo, el consumo de agua sigue en aumento.

Se considera que para el año 2025 la cantidad de agua dulce disponible para el consumo humano y de servicios será crítica en todo el mundo, especialmente en regiones cercanas a los trópicos.

#### 1.1.1. Problemática de su disponibilidad

En México existe una mala distribución geográfica del agua, haciendo 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 y Baja California Sur, donde solamente se presentan 203.7 y 196.8 [mm] al año respectivamente, mucho menor a los 2,405.8 [mm] que se presentan en Tabasco y 1,941 [mm] en Chiapas (CONAGUA, 2010).

Debe destacarse que en general, el 68% 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 (CONAGUA, 2010). 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.

La situación anterior cobra especial relevancia si se considera que la población de México se ha cuadruplicado en los últimos 55 años, pasando de 25 millones de habitantes -en el año de 1950- a 112 millones en el año 2010, estimando que se incrementará la población en 14.9 millones para el año 2030. También se espera que la concentración de población en zonas urbanas sea del 82%, estimando que cerca del 70% del incremento en la población sea en las regiones administrativas VII Lerma-Santiago, XIII Aguas del valle de México, VI Rio Bravo y I Península de Baja California (CONAGUA 2010).

El 77% del agua en México es para uso agrícola, el cual se refiere principalmente al agua utilizada para el riego de cultivos. La superficie dedicada a las labores agrícolas en el país 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 a este líquido es 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, a las diversas industrias y servicios conectados a dichas redes.

## 1.2. TECNOLOGÍAS DE DESALACIÓN

Como la mayor parte del agua se encuentra en los mares, se han desarrollado tecnologías que permitan aprovechar la cantidad de agua pura que existe en ella separándola de la mayor cantidad de componentes disueltos, amortizando así la disponibilidad del recurso. A su vez, este tipo de tecnologías pueden ser adaptadas para provechar cualquier tipo de agua que se tenga, ya sean residuales o con cierto grado de contaminación.

Estas tecnologías, a gran escala, se pueden clasificar en dos tipos:

- a) Cambio de fase o procesos térmicos
- b) De membranas o procesos monofásicos

Existen otros métodos que son poco utilizados por los requerimientos necesarios para su operación, y otros tantos que se encuentran bajo investigación y desarrollo.

### 1.2.1. Visión general de los sistemas de desalación

Para tener un panorama general de la importancia de contar con sistemas de desalación, se presenta la Figura 1.1 donde se puede apreciar la capacidad instalada anual a nivel mundial en los últimos treinta años. Del año 1997 al año 2009, se observa que la capacidad de desalación a nivel mundial se quintuplicó llegando a ser más de 59.9 millones [m<sup>3</sup>/día], siendo aproximadamente más del 60% producidas en unidades con capacidades mayores o iguales a los 100 [m<sup>3</sup>/día] (Mezher et al 2011). Estas tecnologías son aplicadas a diferentes tipos de agua de alimentación: cerca del 63% son aplicadas para agua de mar, 19% para agua salobre, 5% para agua de desecho, un 8% para agua de ríos y el restante para purificación de agua (DME, 2009).

La tecnología más aplicada es la Osmosis Inversa (RO), clasificada dentro de las tecnologías de membranas, con cerca del 53 [%] instalado, siguiéndole la tecnología MSF (tecnología térmicas) con el 25% y MED (térmica) con el 8%. También existen sistemas híbridos que integran procesos de membranas con los de cambio de fase. A su vez existen otros sistemas menos empleados que se encuentran en desarrollo e investigación, como los son los de compresión de vapor, ya sea mecánico o térmico (MVC, TVC); electrodiálisis (ED), ósmosis Inducida (FO), destilación por membranas (MD), deionización capacitiva (CDI), congelación, humidificación/deshumidificación (HDH) y la destilación solar (Eltawil et al, 2009). Existen otras tecnologías de apoyo como lo son la ultrafiltración, la nanofiltración y la filtración iónica (El-Ghonemy, 2012). En la Figura 1.2 se presenta una gráfica sobre el porcentaje de desalación a nivel mundial de acuerdo a la tecnología empleada.

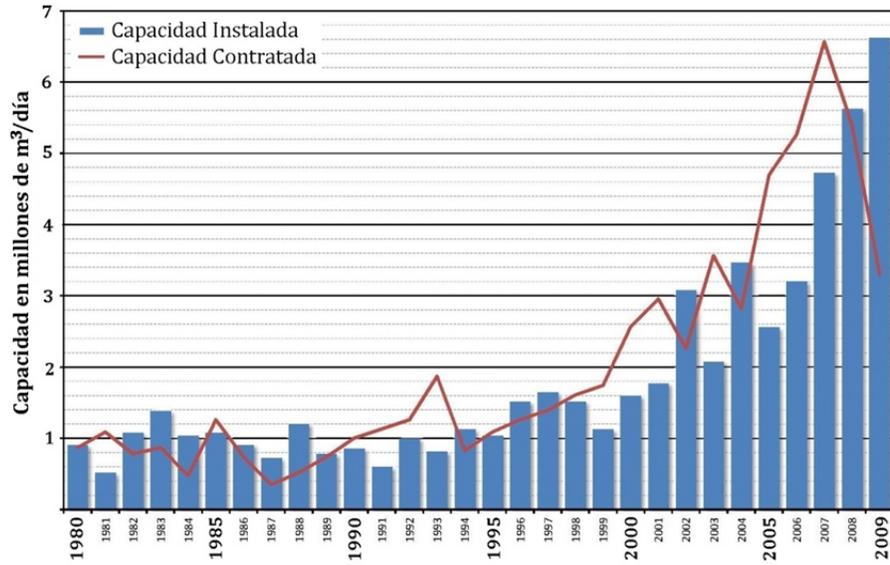


Figura 1.1 Capacidad Instalada de desalación mundial

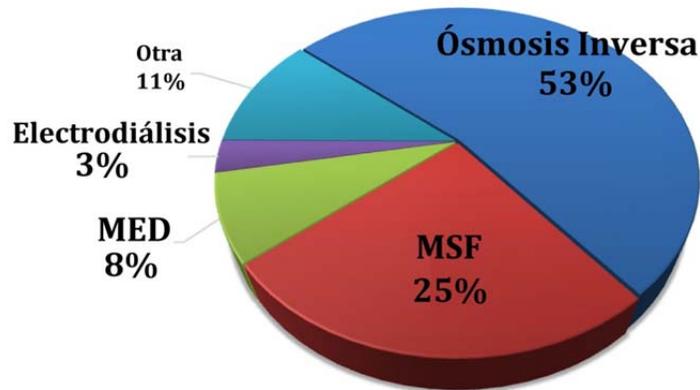


Figura 1.2 Porcentaje de tecnologías de desalación empleadas a nivel mundial

Sin embargo, en lo que concierne a la desalación de agua de mar, cerca del 62 [%] se realiza a través de procesos de cambio de fase (MSF 50 [%], MED 12 [%]) y un 34 [%] a través de ósmosis inversa, con el restante porcentaje empleando tecnologías distintas (DME, 2009).

Se tiene considerado que hay 14,451 plantas de desalación en operación a nivel mundial, con 244 proyectos de nuevas plantas que se encuentran en construcción o se encuentran contratadas. La más grande en la actualidad es la planta Shoaiba 3 en Arabia Saudita con una capacidad de desalación de 880,000 [m³/día], siendo una de las 700 nuevas plantas instaladas (Mezher, 2011). En la Figura 1.3 se tiene las capacidades instaladas de los 10 países con mayor producción de agua a partir de la desalación de agua de mar (IDA, 2009), entre ellos representan el 71 [%] de la capacidad mundial instalada. En esta gráfica están contempladas las unidades instaladas y las unidades contratadas antes del año 2008.

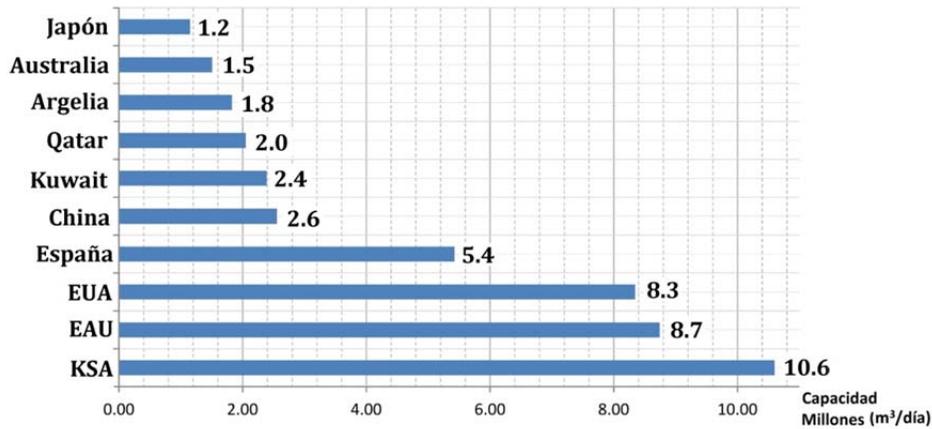


Figura 1.3 Capacidad instalada de los 10 países con mayor producción de agua desalada

Países como Qatar y los EAU tienen una capacidad instalada per cápita de 1,750 [m<sup>3</sup>/día], siendo el valor promedio mundial per cápita de 200 [m<sup>3</sup>/día], lo que nos habla de las necesidades y de las grandes inversiones que se han realizado en esos países para el consumo y distribución del agua.

En las islas con alto desarrollo poblacional e industrial -como Singapur, Malta, Canarias, Trinidad y Tobago entre 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 dulce a estas localidades.

En el país hay cerca de 320 plantas desaladoras en el ámbito nacional (IDA, 2010). En noviembre de 2007 se inauguró la Planta Desaladora Los Cabos en Baja California Sur, para beneficiar a más de 40 mil personas de comunidades cercanas, representando una solución a la sobreexplotación de los arroyos San José del Cabo y Santiago. Se tiene proyecciones de instalación en Puerto Peñasco, Sonora, esto debido a los pocos recursos hídricos disponibles, además de desarrollar plantas en Ensenada, Tijuana, San Felipe, Cozumel y Quintana Roo (Correa, 2007).

### 1.2.2. Tecnologías de desalación

Como se mencionó anteriormente, las tecnologías de desalación mayormente empleadas se puede clasificar en dos grupos: térmicas y las de membranas. A continuación se dará una pequeña reseña sobre este tipo de tecnologías empleadas para la desalación.

#### 1.2.2.1. Fundamentos de los Procesos Térmicos

Los procesos de desalación térmicos actualmente empleados tienen principios muy similares y se pueden esquematizar en subsistemas básicos. En general, como se ilustra en la Figura 1.4, se tiene una etapa de toma de agua que se envía a un pretratamiento para eliminar sólidos disueltos de mayor tamaño, materia orgánica suspendida o neutralización del pH. Una vez realizado, se continúa con el proceso de destilado, ya sea empleándose sistemas MSF, MED o MVC/TVC. En esta etapa se requiere de una fuente de calor para la operación, usualmente se emplea vapor. Del proceso de destilado se obtiene una purga o concentrado y un destilado (DME, 2009). El destilado se envía a una etapa pos tratamiento para agregar las sales y minerales para obtener el agua producto.

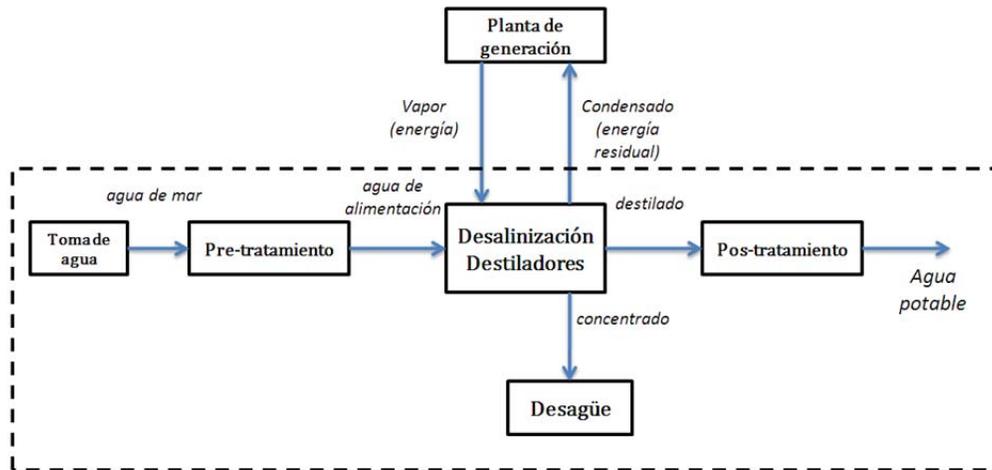


Figura 1.4 Componentes de sistema de desalación convencional de cambio de fase

El diseño de un sistema de desalación requiere tomar en cuenta las propiedades de los flujos que entrarán al sistema: agua de mar, destilado, salmuera, gases no condensables, etc. Con ello se realiza un análisis termodinámico previo donde se involucran los balances de masa y energía, y así dar paso a cálculos específicos de transferencia de calor (convección y conducción) y mecánica de fluidos para el dimensionamiento y especificaciones de los equipos que serán empleados y lograr el rendimiento previamente propuesto para la operación.

El proceso de desalación se basa en la separación del agua de las sales disueltas a través de la generación de vapor. Para generar vapor se emplean dos métodos: 1) suministrar energía térmica y 2) disminución súbita de la presión (vapor flash). El agua de mar se inyecta en cámaras vacuométricas donde existe un serpentín que proporciona el calor. Debido a que existe una fuente de calor y además una caída súbita de presión, se genera vapor, siendo prácticamente puro, su concentración es menor a 10 ppm. El vapor se extrae y se condensa obteniéndose agua líquida desalada llamada destilado. Las sales se quedan en la fase líquida, aumentando la concentración de ésta y conociéndosele como salmuera. Una vez separadas, el destilado se envía a la etapa de postratamiento para obtener la calidad del agua que se necesite (DME, 2009).

Las propiedades del agua empleada permitirán dimensionar de manera óptima el área de transferencia de calor para la generación de vapor con el fin de obtener un rendimiento apropiado del sistema. Las propiedades dependen de tres factores en particular: la salinidad, temperatura y presión, aunque la variación de las propiedades con respecto de la presión suele despreciarse.

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, a causa de no ser rentables en esta aplicación. Las tecnologías térmicas se clasifican en los siguientes tipos de procesos:

- Destilación de Multi-Etapas Flash (MSF)
- Destilación de Múltiple Efecto (MED)
- Compresión de vapor mecánica o térmica (MVC/TVC)

#### **MSF: Fundamentos, componentes principales y configuraciones**

Es un arreglo de cámaras donde se genera un sistema de presiones vacuométricas escalonadas en cada etapa. El principio de funcionamiento de esta 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 cada uno de los intercambiadores de calor de cada cámara los cuales tienen la función por un lado de precalentar el agua de alimentación a medida que ésta va circulando a través del arreglo de cámaras, y por el otro de condensar el vapor de agua generado en cada cámara (Figura 1.5).

Después del precalentamiento del agua de mar, ésta pasa al calentador principal en donde eleva su temperatura hasta la temperatura de saturación correspondiente a la presión que se esté manejando. Una vez calentada, retorna al sistema de cámaras pero esta vez por fuera de los intercambiadores, donde la presión se va reduciendo en cada etapa y así, comienza la generación de vapor.

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 entrando 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.

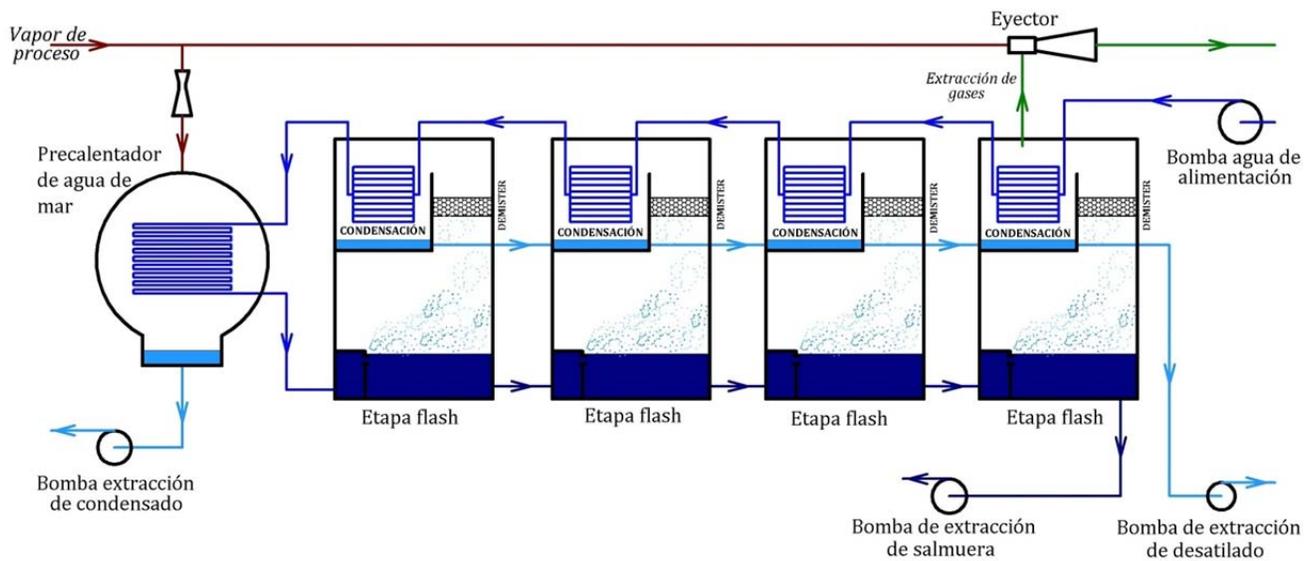


Figura 1.5 Esquema de un sistema MSF convencional

La configuración MSF con recirculación es la más empleada, en ésta se tiene dos unidades acopladas MSF donde en una se ensambla un deaerador mientras que la otra tiene el sistema de calentamiento.

La producción de destilado de estas plantas está entre 5,000 a 76,000 [m<sup>3</sup>/día], contando entre 16 a 22 cámaras de evaporación, y trabajando con temperaturas de 90 a 120 [°C], obteniendo muy buenas calidades de destilado, menores a 10 [ppm] (DME, 2009).

### MED: Fundamentos Componentes principales y configuraciones

En el proceso MED, por sus siglas en inglés, se tiene una serie de efectos de evaporación con presiones consecutivas decrecientes que producen agua destilada. Las presiones vacuométricas escalonadas se deben a que el agua se evapora a temperaturas más bajas conforme la presión disminuye.

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

En la Figura 1.6 se muestra un proceso MED con tres efectos. 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 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. La producción de vapor en cada efecto, se aprovecha para calentar el siguiente efecto, y así continuar a través de todos los efectos hasta que el vapor del último efecto se condensa en la etapa final. 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.

El proceso MED implica una serie de evaporadores donde es muy común encontrar arreglos de intercambiadores de calor de coraza y tubos, donde el vapor se condensa dentro de los tubos y el agua de mar se distribuye en la superficie exterior. El vapor producido en una etapa se usa para calentar la siguiente etapa. Cada evaporador (llamado efecto) mantiene una presión y temperatura decreciente.

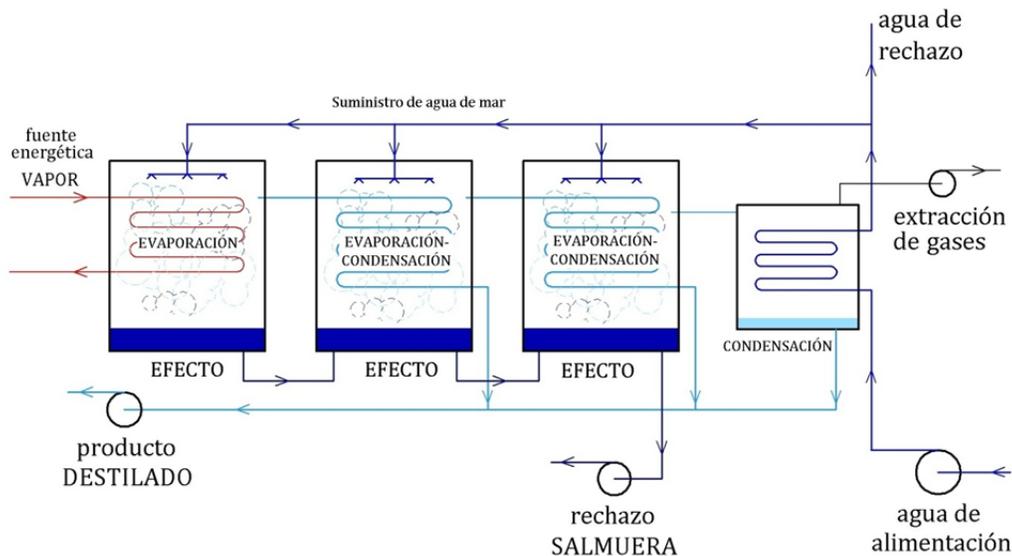


Figura 1.6 Esquema de proceso MED convencional

La producción de destilado de estos procesos está entre 500 a 15,000 [m<sup>3</sup>/día] (menor que la de MSF), se dimensionan de 4 a 12 efectos o cámaras de evaporación que trabajan con un rango de temperaturas de 55 a 70 [°C], obteniendo calidades iguales a las MSF (DME, 2009).

El proceso es mucho más robusto, a pesar de ello es más rentable por no requerir de partes móviles a excepción de las bombas de vacío. La operación se realiza a bajas temperaturas reduciéndose los problemas de corrosión e incrustación, además que las diferencias de presiones son mucho menores.

Pueden emplearse diferentes fuentes de calor, como agua caliente, vapor de baja o alta presión. Es ideal para acoplarse a centrales de generación, ya que su consumo eléctrico es bajo, así como el consumo en químicos. Es de respuesta rápida y muy flexible.

#### MVC: Fundamentos Componente principales, configuraciones

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 1.7 se muestra como es el proceso de desalación por compresión de vapor mecánica. El agua de mar entra por un sistema de intercambiadores de calor (que 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 éstas tienen una temperatura mayor. El fluido precalentado es enviado a un deareador, 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 integrar parte del producto.

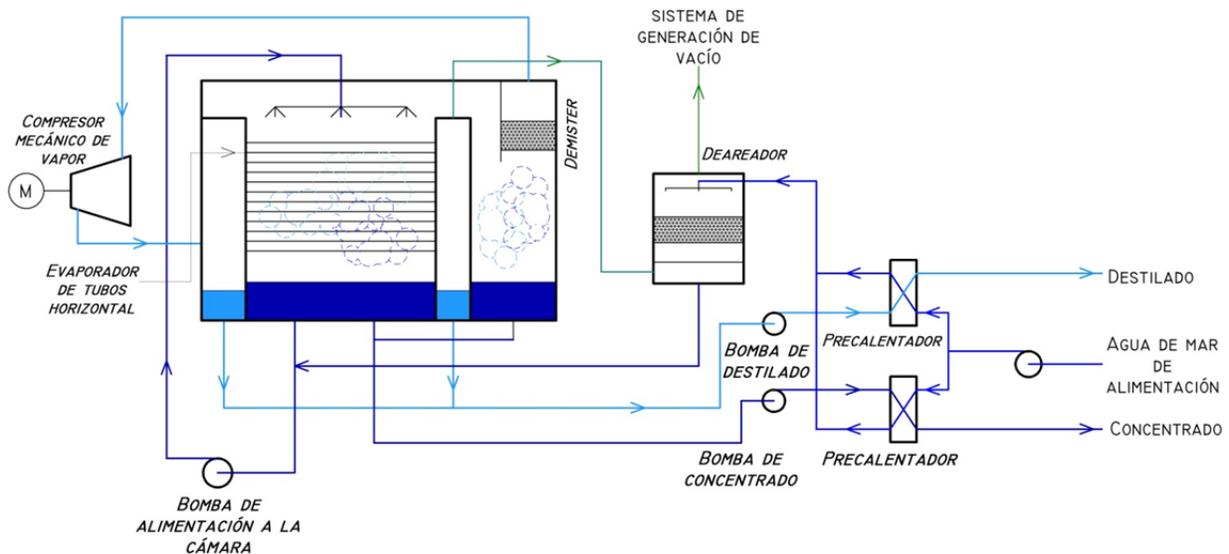


Figura 1.7 Sistema de desalación por Compresión Mecánica de Vapor convencional

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 este flujo es dividido donde 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 (compresor eléctrico) o térmicamente (tobera). 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 postratamiento.

Se necesita un suministro de vapor para iniciar la operación, 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.

Para la configuración de compresión mecánica de vapor se emplean tuberías horizontales en donde el vapor se condensa dentro de los tubos, parte del agua de mar se distribuye en la superficie exterior y la restante en los evaporadores. El vapor se comprime para elevar su presión y su temperatura y se emplea como fuente térmica. MVC mejora la eficiencia del proceso de destilado.

La producción de destilado para esta configuración está entre 10 y 3,000 [m<sup>3</sup>/día]. Las plantas en operación por lo regular son de una sola etapa, aunque los hay de hasta 3 etapas. Se emplean temperaturas cercanas a los 70 [°C], obteniendo calidades similares a los otros procesos (DME, 2009).

La tecnología MVC puede ser usada cuando no se cuenta con un recurso térmico disponible o algún suministro de combustible. Las unidades operan con electricidad empleada en el compresor, bombas, sistemas de vacío y controles.

Es un proceso robusto y de fácil mantenimiento. Existen plantas que proveen de una alta calidad del agua producto (menor de 2 [ppm]) en una sola etapa. Las unidades son pequeñas y algunas se comercializan en paquetes automatizados.

### 1.2.2.2. Procesos monofásicos o de membranas

Las técnicas de desalación por membranas consisten en separar las sales de la solución por medio de la membrana, ya sea forzando el flujo a través de la membrana o utilizando membranas con un campo eléctrico que atrae cierto tipo de iones. De estas técnicas las más empleadas son la ósmosis inversa y la electrodiálisis, de las cuales se hablará a continuación.

#### Ósmosis Inversa

La ósmosis en sí, es un proceso natural para lograr un equilibrio en concentraciones. El principio de este proceso se ejemplifica con el esquema de la Figura 1.8.

En un parte se tiene agua con una alta concentración de sales, mientras que en el otro lado se encuentra agua con baja concentración, éstas están separadas por una membrana semipermeable que sólo permite el paso del agua. A pesar de encontrarse al mismo nivel, cierta cantidad de agua donde la concentración es menor, pasa a través de la membrana para equilibrar la concentración. La diferencia de niveles que produce se puede traducir como a una presión de equilibrio llamada Presión Osmótica.

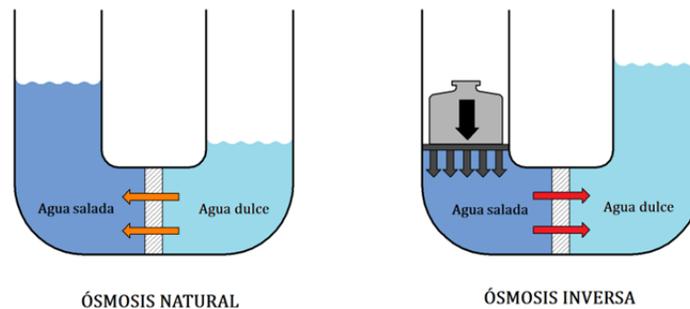


Figura 1.8 Esquemmatización del proceso natural de ósmosis y ósmosis inversa

La ósmosis inversa, aprovecha este principio para generar flujos de agua de bajas concentraciones. Si se tiene una masa de agua con alta concentración y una masa de agua con baja concentración, se ejerce una presión del lado de mayor concentración para forzar un flujo de agua a través de la membrana y generar mayor cantidad de agua de baja concentración. La presión que se debe de ejercer deberá de ser igual o mayor a Presión Osmótica del sistema.

Para el cálculo de la presión osmótica ( $P_{os}$ ) se emplea la ecuación del van't Hoff (Baker, 2000)

$$P_{os} = RTC_s$$

Donde:

R: constante universal de gas

T: temperatura absoluta en K

$C_s$ : Concentración iónica en mol

La presión osmótica de una sustancia está relacionada con la concentración de sales en la sustancia, mientras mayor es la concentración en sales mayor será la presión osmótica y en consecuencia mayor la presión a aplicar, caso contrario, si la concentración es menor, menor será la presión osmótica y menor la presión de alimentación. La presión de alimentación es uno de los parámetros más importantes en la desalación por ósmosis inversa, pero

también se tiene a la membrana, la cual es considerada el elemento principal para llevar a cabo el proceso de desalación por ósmosis inversa.

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 (Baker, 2000).

En la Figura 1.9 se muestran los componentes básicos de un proceso de ósmosis inversa, que consiste 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.

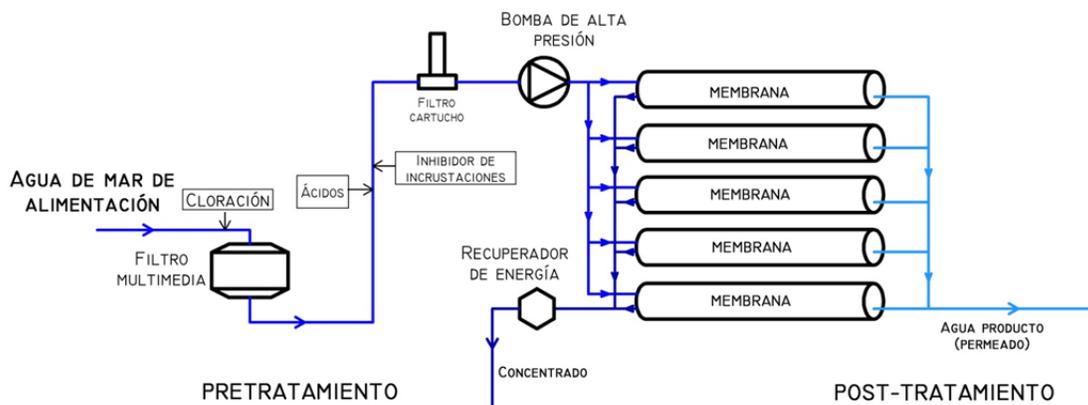


Figura 1.9 Esquemización del sistema de desalación por Ósmosis Inversa

### Electrodiálisis

Se le llama electrodiálisis al proceso electroquímico que consiste en aplicar un campo eléctrico (generado por electrodos alimentados por una corriente continua) a una sustancia. Al aplicar la corriente, el campo eléctrico formado por los electrodos comenzará a atraer los iones de carga opuesta, los cuales se quedan sobre una membrana selectiva, la cual sólo deja pasar ciertos iones dependiendo del tamaño de éstos. La disolución fluye a través de la membrana, dejando tras de ésta los iones y obteniendo como resultado una solución con una concentración prácticamente nula de algún ion determinado (Figura 1.10).

En una planta de electrodiálisis se utilizan varias membranas ion-selectivas en forma de celdas, hechas aproximadamente del mismo material que las resinas. Cada celda, que consiste en una membrana catiónica y otra aniónica, se arregla en una pila análoga al intercambiador de calor de placa. El espaciamiento entre las membranas es de 1 [mm] y entre ellas fluyen las células antes mencionadas a manera de solución salina diluyente.

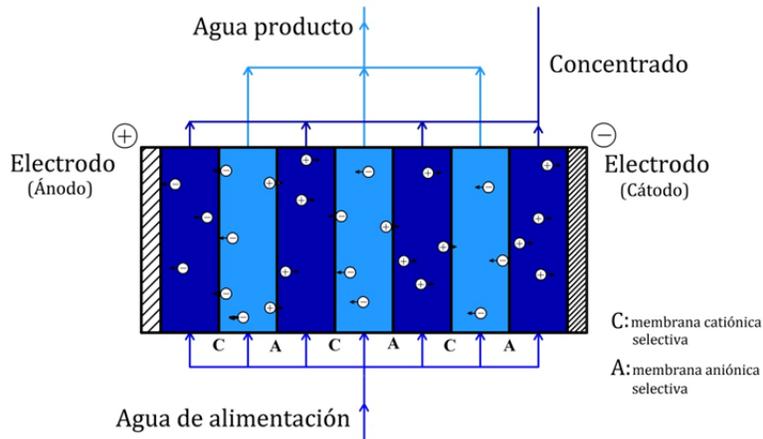


Figura 1.10 Diagrama del proceso de electrodiálisis utilizando seis membranas selectivas

Las pilas son colocadas entre una serie de electrodos de corriente directa que forman un campo eléctrico, bajo cuya influencia los cationes migran en dirección de la corriente eléctrica, esto es, al polo negativo y pasan a través de la membrana catiónica hacia la solución salina de lavado, que se recicla durante la operación. Los aniones migran en dirección opuesta de la corriente eléctrica, es decir, hacia el polo positivo y pasan a través de la membrana aniónica hacia la solución salina de lavado. Al igual que la solución salina de lavado, el suero se recicla durante la operación a través de un tanque de lotes que tiene un medidor de conductividad (Eltawil et al, 2009).

Al combinar estos procesos con otro, como el uso de membranas de osmosis inversa, se puede mejorar el rechazo del componente deseado en la disolución. En el caso del rechazo de boro del destilado de turbinas; al utilizar un sistema de osmosis inversa con el proceso de intercambio iónico, el agua producto podría alcanzar los niveles marcados por las normas.

Se muestra en la Tabla 1.1 (DME, 2009) distinciones operativas que existen entre los distintos sistemas de desalación. Cabe recalcar las temperaturas y fuentes de energía que son necesarias para su operación, así como las capacidades nominales que se pueden lograr dependiendo de la tecnología.

Tabla 1.1 CARACTERÍSTICAS OPERATIVAS DE SISTEMAS DE DESALACIÓN

TECNOLOGÍA DE DESALACIÓN	MSF	MED	MVC	RO	RO-ER	ED
CONSUMO DE ENERGÍA TÉRMICA [kJ/kg DE DESTILADO]	294	123	-	-		-
CONSUMO TÍPICO DE ENERGÍA ELÉCTRICA <sup>[a]</sup> [kWh/m <sup>3</sup> ]	2.5-4	2.2	8-16	5-13	4-6	12
CONSUMO DE ENERGÍA TOTAL [kJ/KG DE DESTILADO]	338.4	149.4	192	120	60	144

<sup>[a]</sup> Considerando un 30% de eficiencia de conversión

Los datos mostrados en ésta, son fundamentales para la selección y acoplamiento de un sistema de aprovechamiento de energía de fuentes renovables.

### 1.2.3. Aprovechamiento de las energías renovables para la desalación

Los procesos de desalación requieren de una considerable cantidad de energía para la separación de las sales del agua pura en la que se encuentran disueltas. Esto viene a traducirse como la necesidad de inversión de la aplicación de un costo recurrente que solo unas zonas en el mundo pueden darse el lujo. Una de ellas, el Medio Oriente por sus ingresos petroleros, cuentan con la inversión suficiente para la investigación, instalación y operación de plantas desalinizadoras.

El incremento de capacidad de desalación viene relacionada proporcionalmente con la capacidad de aprovechamiento y el consumo energético, capacidades que ocasionan el incremento de contaminación por el uso de combustibles fósiles. Se considera que para la producción de 22 millones [m<sup>3</sup>/día] se requiere de 203 millones de ton de petróleo por año, cerca de 8.5 [E]/año] o  $2.36 \times 10^{12}$  [kWh/año] (Eltawil, 2009). Además, el uso de combustibles fósiles para la desalación es cuestionable debido a la producción de gases de efecto invernadero y el aumento de los niveles de CO<sub>2</sub> en la atmosfera. El uso de energía convencional trae como consecuencia la contaminación inminente del medio ambiente, por ello se busca el desarrollo de fuentes alternas de energía. En varias zonas del mundo, se está realizando el acoplamiento de energías renovables para la operación de los procesos de desalinización.

De manera natural, uno de estos procesos donde la energía renovable es empleada para la producción de agua dulce es el ciclo del agua. Con la radiación solar se evapora un porcentaje mínimo de agua en la superficie de los océanos, que posteriormente condensa y precipita en la superficie terrestre para la recarga de acuíferos y lagos. La mayoría de los sistemas de destilación son una réplica de este proceso.

Los procesos de desalación de agua de mar se han empleado a lo largo de la historia por distintas culturas. En general, se calentaba el agua de mar y recolectaban el vapor donde posteriormente se condensaba y se obtenía agua para beber. Sin embargo el agua obtenida era muy poca y estos procesos eran empleados por la milicia, la marina, comerciantes y exploradores, no para el abastecimiento y distribución a comunidades de la población. Para este tipo de proceso se empleaba comúnmente la quema de biomasa para generar el cambio de fase pero poco a poco se comenzó a utilizar la radiación solar para llevar a cabo estos procesos (Mathioulakis et al, 2007).

Actualmente se han desarrollado equipos que puedan aprovechar este tipo de energías acopladas a sistemas de desalación, y de acuerdo al acoplamiento de estos sistemas, surge una clasificación general (Kalogirou, 2005):

**Sistemas directos:** el recurso energético es empleado directamente en los procesos de destilación. El ejemplo más destacado es la destilación solar, el cual tiene como característica la simplicidad y el bajo mantenimiento requerido, así como la facilidad de su operación. Estos sistemas tienen como particularidad la baja eficiencia de energía aprovechable y una producción mínima, a pesar de esto son útiles en comunidades muy apartadas que no cuente con servicios de agua potable y de distribución eléctrica.

**Sistemas Indirectos:** tienen como característica que el recurso energético es aprovechado en un subsistema colector de energía que posteriormente es aprovechado en un sistema de desalación. Siendo su principal ventaja el aprovechamiento eficiente de la energía así como aumentar la cantidad de producción, en relación a los sistemas directos, y su factor de planta.

En nuestros días se emplea la energía solar como fuente energética para la destilación solar, así como en sistemas de generación, fotovoltaicos y térmicos solar, con la posibilidad de realizar acoplamientos. Sin embargo, el empleo y la idea de acoplar otros tipos de energías renovables no queda fuera. Se presenta en la Figura 1.11 un diagrama de las posibilidades existentes de sistemas indirectos para el aprovechamiento de energías renovables y los sistemas de desalación de los que pueden ser aplicados.

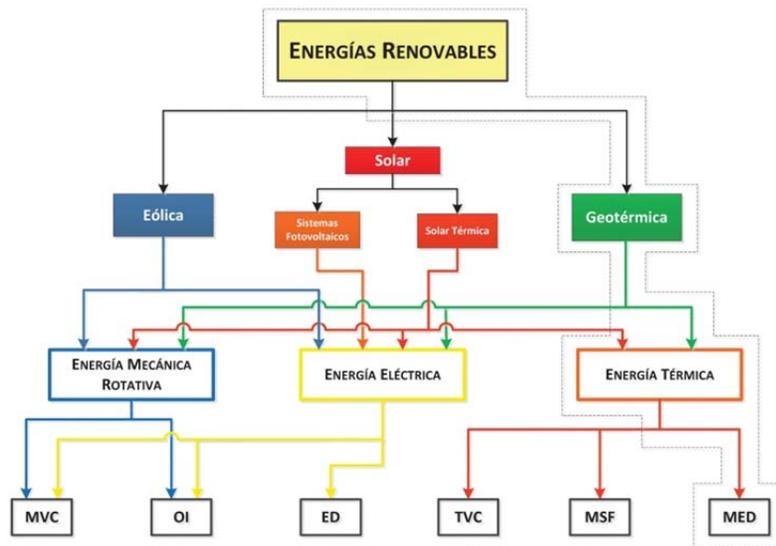


Figura 1.11 Aprovechamientos de energías renovables para la aplicación de sistemas de desalación

Actualmente, la energía solar es una de las aplicaciones más prometedoras para sistemas de desalación, ya sea empleándola de manera directa; como lo es la destilación solar, o de manera indirecta, siendo estos sistemas comerciales de colectores solares conectados a sistemas comerciales de desalación, con diversas aplicaciones en países como España (MSF, Pozo Izquierdo, Gran Canaria; MED, Almería), Italia (MSF, Margarita de Saviya, Universidad de Ancona, Isla Lampedusa), Turquía (MSF, Prototipo en industria térmica) EUA (MSF, El Paso, Texas), Japon (MED, Isla Takami), EAU (MED, Abu Dhabi, Al-Ain) y Francia (MED, Isla La Desired) entre otros, con capacidades de desalación de 50 a 3,000 [m<sup>3</sup>/h] (Kalogirou, 2005).

En cuestión de la energía solar fotovoltaica se ha acoplado directamente a procesos de Osmosis Inversa y de Electrodiálisis resaltando los sistemas que existen en India (Desierto Thar), EUA (Spencer Valley, Nuevo México), Japón (Isla Ohsima y Ciudad Fukue en Nagasaki). Las capacidades de desalación van de 0.12 a 8.33 [m<sup>3</sup>/h] ocupando estos sistemas para aguas salobres principalmente (Mezher, 2011).

Para la energía eólica, los sistemas acoplados de desalación son menores, por ser fundamentales las variaciones climatológicas del sitio en donde se han puesto en marcha sistemas prototipos. Destacan sistemas instalados en Grecia (RO, Drepanon Achaia), Medio Oriente (Sistema híbrido Diesel-Eólico RO) con capacidades de desalación de aproximadamente 25 [m<sup>3</sup>/h] (Mathioulakis et al., 2007). Sin embargo se han desarrollado trabajos de investigación en países europeos, llegando a instalar plantas prototipos de MVC-Eólicas como en la Isla Borkum, en el mar del Norte con capacidades de desalación de 0.3 a 2 [m<sup>3</sup>/h] y en la Isla Ruegen en Alemania con una planta piloto eólica de 300 [kW] obteniendo 120 a 300 [m<sup>3</sup>/h] de agua destilada. Otra posibilidad es el acoplamiento de ED-Eólico, desarrollando estos trabajos de investigación en el ITC (Instituto Tecnológico de Las Canarias, España) ha teniendo un sistema experimental con capacidades de 192 a 72 [m<sup>3</sup>/h] (Eltawil, 2009).

En Francia, en el Centro Cadarache, se ha implementado un sistema experimental Eólico-Fotovoltaico acoplado un sistema de Electrodiálisis con capacidad de 0.1 [m<sup>3</sup>/h].

En cuanto a la energía geotérmica, se ha considerado que yacimientos de entre 110 a 130 [°C] a profundidades de aproximadamente 100 [m] son lo suficientemente viables técnicamente para el aprovechamiento en sistemas de desalación desarrollándose trabajos de investigación en países como EUA (Hotville California), Grecia (Islas Cyclades e Isla Milos) (Manoglou, 2004) y Francia (Marsella) (Bourouni et al., 1999a)

La selección de una fuente de energía renovable es imprescindible para la implementación de estos sistemas, siendo fundamental el potencial energético y la viabilidad técnica para aprovechar la fuente energética así como las

calidades del agua de mar que vayan a ser ocupadas. La combinación de estas características y otros factores, dará una optimización en las dimensiones y capacidades para la instalación de sistemas viables tanto técnica como económicamente.

### 1.3. ENERGÍAS RENOVABLES EN MÉXICO. GEOTERMIA

Se conoce como geotermia al estudio y explotación de la energía contenida en el subsuelo terrestre, dicha energía es aprovechada mediante el uso de fluidos de transporte de calor, principalmente agua, localizados en cuencas o fracturas geológicas subterráneas llamados reservorios. Éstos se encuentran en zonas aledañas a grandes masas de magma que emergen a causa de erupciones, donde posteriormente quedan atrapadas después de extinguirse un volcán. Con el pasar de los años, esta acumulación de magma conocida como cámara magmática, cede su calor a estos reservorios hasta alcanzar temperaturas de 300 o 400 [°C].

Para considerar que un reservorio puede ser explotado en forma adecuada debe cumplir condiciones apropiadas para esto, como lo es: contener un volumen de agua caliente suficientemente grande atrapado en el acuífero, tener alta temperatura y una buena permeabilidad. Estas características se examinan a través de la intervención de varios especialistas (geólogos, geoquímicos, geofísicos, vulcanólogos, etc.) y posteriormente, la perforación de pozos exploratorios para la confirmación del modelo conceptual que se tiene del yacimiento (Armstead, 1989).

Existe una clasificación basada en la temperatura y fase en la que se encuentran los fluidos geotermiales. Esta clasificación es muy popular y una de las que más se emplean en la industria y se muestra en la Tabla 1.2. La entalpía, puede considerarse proporcional a la temperatura, y se utiliza para expresar el contenido de energía térmica.

Tabla 1.2 CLASIFICACIÓN DE LOS RECURSOS GEOTÉRMICOS  
[Armstead, 1998]

Clasificación de recursos geotérmicos	Maffer y Cataldi (1978)	Hochstein (1990)	Benderitter y Comy (1990)	Nicholson (1993)	Axelsson y Gunnlaugsson (2000)
BAJA ENTALPÍA	< 90°C	< 125 °C	< 100 °C	≤ 150 °C	≤ 190 °C
MEDIA ENTALPÍA	90-150°C	125-225°C	100-200°C	-	-
ALTA ENTALPÍA	>150 °C	> 225 °C	> 200 °C	> 150 °C	> 190 °C

Los yacientes geotérmicos de alta entalpía los podemos localizar en zonas geográficas con actividad sísmica importante, en inmediaciones a volcanes activos y cerca de las fronteras de las placas tectónicas. Por lo general se encuentran en la Zona del Cinturón de Fuego, donde se encuentran los países con mayor producción geotermoeléctrica. Normalmente los recursos de alta entalpía se destinan a la generación de energía eléctrica empleando sistemas de contrapresión y/o condensación.

Los recursos geotérmicos de media y baja entalpía se encuentran a temperaturas menores a los 150 [°C] aproximadamente a una profundidad de 1,000 [m] localizados en zonas someras a yacimientos de baja entalpía.

México comenzó la producción de geotermoeléctrica industrial en abril de 1973. Lo que inicialmente se desarrollo como una fuente alternativa de energía, actualmente se ha transformado en una energía económica y competitiva con centrales de generación termoeléctrica convencional, ciclo combinado, etc (Hiriart et al, 2011). En nuestro país se tienen cinco campos identificados, de los cuales cuatro se encuentran en explotación con una capacidad instalada distribuida como se muestra en la Tabla 1.3.

Actualmente, la fracción aportada por la geotermia a la generación eléctrica nacional es de alrededor del 3.03% con 964.00 [MW] instalados. La generación geotérmica tiene costos de generación altamente rentables; los factores de planta son de 0.85, siendo los más elevados y solo equiparables con los de generación del tipo nuclear, lo que le permite ser carga base en el despacho nacional de energía.

Tabla 1.3 CAMPOS GEOTERMOELÉCTRICOS EN MÉXICO  
[Asociación Geotérmica Mexicana, 2009]

Campo Geotermoeléctrico	Capacidad MW
Cerro Prieto (B.C.)	720.00
Los Azufres (Mich.)	188.00
Los Humeros (Pue.)	40.00
Tres Vírgenes (B.C.S.)	10.00

### 1.3.1. Generalidades de la energía geotérmica

El calor geotérmico ha sido utilizado históricamente para diversas aplicaciones y en la actualidad pueden mencionarse las siguientes: generación de electricidad, balneología, confort habitacional, secado de alimentos, invernaderos, y algunos otros usos directos e indirectos como la desalación de agua de mar.

La generación eléctrica es una de las aplicaciones más importantes de la geotermia ya que este tipo de energía es considerada como renovable, además de contar con beneficios como la baja emisión de gases de efecto invernadero, es una fuente de generación continua y tiene un mínimo de riesgos en su manejo y empleo.

En términos generales para la generación de electricidad, se emplean ciclos termodinámicos que conjugan una fuente y un sumidero de calor para generar trabajo mecánico (con el uso de una turbina), y a su vez éste se transformará en energía eléctrica por fenómenos electromagnéticos al interior de un generador.

Por lo general, se extrae del yacimiento el fluido caliente que cederá su energía en una central para producir electricidad, según las características del yacimiento (agua o vapor dominante) puede ser implementada una o varias centrales de los siguientes tipos (Armstead, 1989):

**Ciclo a contrapresión:** Como su nombre lo indica, en este sistema se emplean turbinas a contrapresión ( $P_{salida} > P_{atm}$ ) teniendo como ventaja que estos equipos son una opción barata y pueden instalarse fácilmente, además son compactos y muchas veces, el gasto de vapor obtenido de un pozo productor suele alimentar un único sistema.

**Ciclo a condensación:** En estos ciclos, la descarga de vapor no se hace directamente a la atmósfera, sino a un equipo de condensación debidamente acoplado. Esto es para aprovechar mayor energía del vapor reduciendo la presión de descarga, con el fin de aumentar la potencia entregada por el turbogenerador y mejorar la eficiencia del ciclo

**Ciclos binarios:** Este ciclo no ocupa el recurso geotérmico como fluido de trabajo, sino que aprovecha su energía calorífica a través del calentamiento de un fluido secundario, comúnmente isopentano o isobutano. El fluido secundario fluye por un circuito cerrado, aprovechando la energía térmica cedida por el recurso, éste es evaporado y enviado a una turbina donde genera el trabajo mecánico requerido, luego es condensado y bombeado nuevamente al intercambiador para continuar el ciclo. En muchas plantas geotermoeléctricas es aprovechado el calor residual del agua líquida caliente en unidades de este tipo.

Tiene como ventajas el utilizar mezclas de agua/vapor sin realizar separación, la mayoría de los problemas de corrosión se confinan al intercambiador, además, que es posible aprovechar más cantidad de calor de los recursos. Estos ciclos son usados para aprovechar el calor remanente en la fase líquida separada de centrales convencionales siendo posible utilizar fluidos geotérmicos de menor temperatura, aquellos que son químicamente desfavorables o que tienen una alta proporción de gases incondensables.

En México y en otros países, se emplea los recursos geotérmicos en usos directos, aprovechando la energía térmica. La diversificación de actividades está contemplada para el rango de 20 a 200 [°C], por lo que quedan fuera actividades industriales de cerámicos, vidrio y fundición de metales, sin embargo entran actividades como secado de soluciones, alimentos, materiales de construcción y orgánicos, refrigeración y acondicionamiento de inmuebles, crianza de animales y cultivos importantes para el desarrollo industrial, económico y social. Esto hace notar la versatilidad que tiene la energía geotérmica, lo que nos permite notar que cerca de dos terceras partes de la

producción de energía no es para fines eléctricos (Hiriart et al, 2011). Se considera que cerca del 41% de las necesidades energéticas de EUA bien pueden ser satisfechas a través del aprovechamiento de la energía geotérmica (Armstead, 1989).

### 1.3.2. Localización de fuentes potenciales de baja entalpía en México

México es un país que tiene una distribución hidrológica muy desigual. En general en la zona sureste 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 que bien pueden ser utilizados para aprovechar su energía en actividades diversas.

Muchos de ellos están cerca de la costa, y es por ello que surge la posibilidad de emplear esta energía en sistemas de desalación que benefician en dos puntos sustanciales: 1) diversificar las fuentes de abastecimiento de agua a población, industria y agricultura y 2) aprovechamiento de energías renovables evitar la generación de gases de efecto invernadero provocadas por la combustión en procesos industriales. A muy poca profundidad se han localizado y medido temperaturas de más de 90 [°C], trabajo que se realizó en el Proyecto IMPULSA IV del Instituto de Ingeniería y el Instituto de Geofísica de la UNAM. En la Figura 1.12 se muestra los puntos de potencial geotérmico obtenidos por la UNAM y CFE.

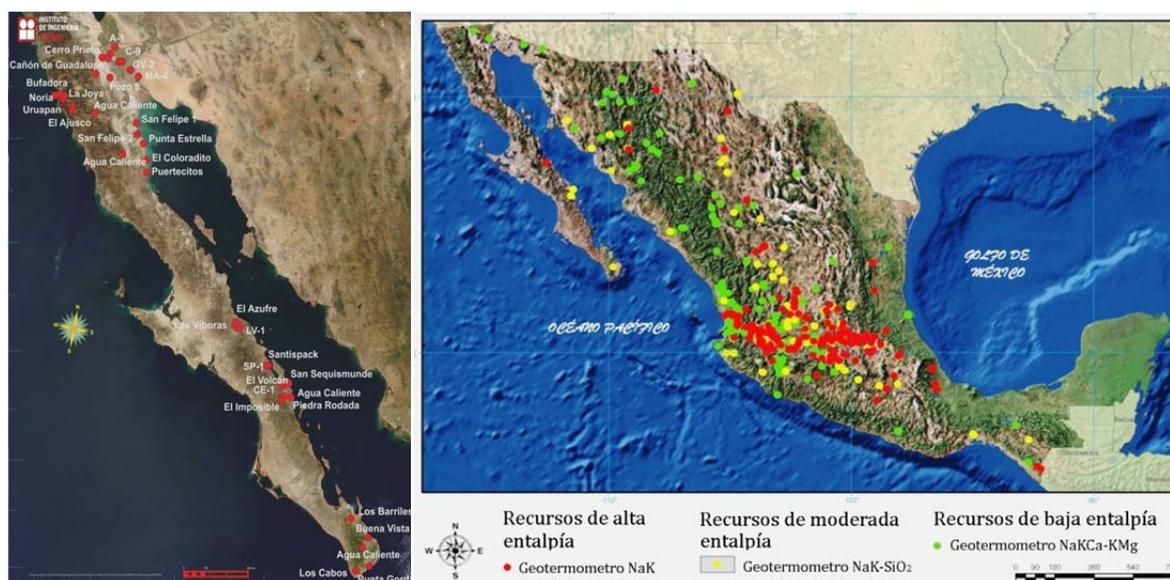


Figura 1.12 Ubicación de zonas con potencial geotérmico de baja entalpía [Instituto de Geofísica UNAM 2005, Comisión Federal de Electricidad 2004]

Desafortunadamente el agua caliente de estos yacimientos someros contiene muchos gases disueltos (algunos de ellos bastante agresivos como el sulfhídrico) por lo que se ha considerado aprovecharlo como fuente energética y no como agua de alimentación, en los procesos de desalación logrando un importante ahorro energético.

Para seleccionar un sistema de desalación, se consideraron las características operativas mostradas en la Tabla 1.1, Se ha seleccionado el proceso MED debido a que el consumo energético para su funcionamiento y las temperaturas empleadas son menores 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. Emplear un

sistema de RO o de ED, implicaría una transformación de energía térmica a eléctrica que repercutiría en el costo nivelado de producción.

Con un sistema MED modificado 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.

### 1.4. SISTEMA MED-LE (MULTI EFFECT DISTILLATION LOW ENTHALPY)

Se han localizado varias puntos de potencial geotérmico de baja entalpía con temperaturas de operación de aproximadamente 85°C, considerados como convenientes para implementar en un sistema MED. Uno de los mayores problemas de los sistemas de desalación térmicos es el aprovechamiento de la fuente energética, así como la generación del sistema de vacío que es primordial para poder llevar a cabo el proceso. Es importante que el sistema sea técnicamente sustentable, y se permita que el sistema pueda operar con un consumo mínimo de energía eléctrica y facilite la adquisición de equipos auxiliares.

#### 1.4.1. Antecedentes y desarrollo de MED-LE

El proyecto IMPULSA IV del Instituto de Ingeniería UNAM tiene como objetivo el diseño e implementación de sistemas que desalen agua de mar con energías renovables para satisfacer la demanda de agua en el país. Anteriormente se localizaron puntos de potencial geotérmico de baja entalpia en el país, y con la ubicación geografía de la Península de Baja California, la disponibilidad del agua de mar es un factor clave para la instalación de sistemas modulares de desalación.

Se trabajó de manera teórica la posibilidad de modificar un sistema MED aprovechando el recurso geotérmico como fuente energética, se realizó una modelación básica y se determinó la configuración y principios básicos de funcionamiento. En la Tabla 1.4 se presentan el resultado de las evaluaciones que se realizaron a sistemas modificados de desalación MED empleando el recurso geotérmico de baja entalpía como fuente térmica para la desalación, siendo estas alimentaciones en paralelo, en serie o combinaciones de éstas.

Tabla 1.4 PARÁMETROS DE SISTEMAS MED CON GEOTERMIA DE BAJA ENTALPÍA  
[Pablo, J, 2009]

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

Es necesario mencionar que estos resultados fueron un análisis termodinámico preliminar donde las propiedades del agua de mar y recurso geotérmicos se consideraron como agua pura, además de no estimarse el consumo energético del sistema de generación de vacío necesario en el proceso de evaporación. No obstante, estos fueron apropiados para la implementación del sistema y configuración.

Al modelo propuesto se le dio el nombre de MED-LE (MED Low Enthalpy) para manifestar el tipo de recursos empleado. Este tiene el mismo principio de operación que un sistema MED convencional para la evaporación, sin embargo difiere en el arreglo y equipamiento, mostradas las principales características en la Tabla 1.5.

Tabla 1.5 CARACTERÍSTICAS OPERATIVAS MED Y MED-LE

	MED convencional	MED-LE
<b>FUENTE ENERGÉTICA</b>	Vapor	Recurso geotérmico de baja entalpía (líquido)
<b>TEMPERATURAS DE OPERACIÓN</b>	<70°C	85°C
<b>APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO</b>	Primer Efecto (cámara de evaporación)	El recurso es empleado en el Primer Efecto  Posteriormente, se aprovecha en cámaras subsecuentes en intercambiadores secundarios inferiores
<b>GENERACIÓN DE VACÍO</b>	Eyectores de vapor	Hidroeyectores, Eyectores de aire comprimido, Turbocompresores

El esquema básico del sistema MED-LE es mostrado en la Figura 1.13, como se mencionó, funciona en base a la evaporación de una toma en paralelo de agua de mar. Es importante recalcar que la modificación más importante es que el agua caliente (la fuente de calor) no se desecha, sino que continúa aprovechando a través de los demás efectos cediendo su energía para producir más vapor. Esta modificación hace que se mejore la eficiencia del proceso, principalmente reduciendo en el consumo energético por producto. Más adelante se presentarán los cálculos realizados y cuantificación del aprovechamiento de la energía para dicho proceso.

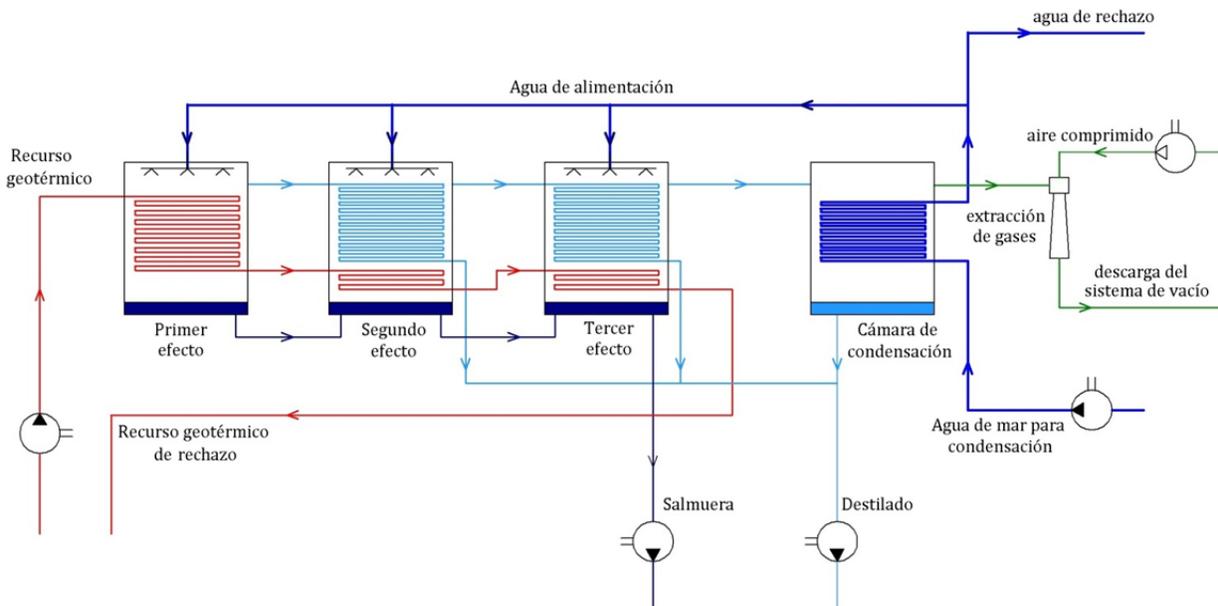


Figura 1.13 Configuración sistema MED LE para aprovechamiento de los recursos geotérmicos de baja entalpía en procesos de desalación

Una dificultad que se presenta en este sistema, es que ya no se cuenta con un fluido motriz para generar el vacío. El sistema de generación de vacío permite modificar la temperatura de evaporación del agua de mar, generando la mezcla bifásica vapor/agua salina. Para esto se ha considerado emplear un sistema de eyectores de aire comprimido.

Junto con el análisis termodinámico del sistema, se considerara la potencia necesaria para generar este vacío y eventualmente estimar el costo nivelado del agua producto.

El sistema MED-LE propone un sistema eficiente que emplee recursos renovables para producir agua desalada, mitigando la problemática de la distribución de agua de mar en sectores aislados del noreste del país, así como también disminuir el impacto ambiental generado por procesos de combustión empleados en las tecnologías de desalación.

## 2. BALANCE TERMODINÁMICO Y DEFINICIÓN DE PARÁMETROS DE OPERACIÓN

Para el diseño y las especificaciones de los parámetros de operación del sistema MED-LE propuesto se llevó a cabo un análisis de las consideraciones de operación que se realizaron al dimensionar sistemas convencionales de desalación. En ellos se abordan los sistemas de balance energético así como de masa, tanto para los flujos compresibles e incompresibles (Bourouni et al, 1999b).

Cabe destacar que un punto primordial es determinar los parámetros operativos de estos equipos, pues de ello depende que se dirija hacia un diseño adecuado para el aprovechamiento de la energía geotérmica de manera directa para efectos de desalinización.

### 2.1. ANÁLISIS TERMODINÁMICO DEL PROCESO

Los procesos de destilación térmica tienen un principio de funcionamiento muy similar - ya sean de tipo MED, MSF o MVC/TVC, así como también los subsistemas que los componen -. Por ello, para su diseño e implementación de sistemas térmicos de desalación enfocados al agua de mar, debe tomarse en cuenta (Bourouni et al, 1999b):

- Las propiedades del agua de mar, características del agua producto, sea destilado y/o salmuera, y fuente energética. Para plantas convencionales se consideran las propiedades del vapor. En el caso del sistema MED-LE se tomarán en cuenta las propiedades del recurso geotérmico de baja entalpía
- Análisis termodinámico, en donde se establezcan los gastos máxicos empleados y flujos de energía, permitiendo así cuantificar características operativas del sistema.
- Cálculos de la transferencia de calor, esto nos permitirá dimensionar los equipos, así como la selección de materiales y configuración de subsistemas
- Cálculo de pérdidas de calor
- Dinámica de fluidos
- Separación y extracción de gases no condensables

Principios básicos, fundamentos y aspectos generales se tratarán más adelante marcando las diferencias de la tecnología MED-LE.

#### 2.1.1. Balance de masa y energía del proceso

El proceso de desalación se basa en la separación del agua de las sales disueltas a través de la generación de vapor. Para generar que éste – el vapor – se emplean dos métodos: 1) el suministro de energía térmica y 2) la disminución súbita de la presión (vapor flash). En el caso de la tecnología MED, el agua de mar se inyecta en cámaras vacuométricas donde existe un serpentín que proporciona el calor necesario para la evaporación. Debido a las presiones vacuométricas la temperatura de ebullición del agua disminuye, generando, prácticamente, vapor puro, siendo su concentración menor a 10 [ppm]. Este vapor se extrae y se condensa, obteniéndose así agua líquida desalada llamada destilado. Las sales se quedan en la fase líquida, aumentando la concentración de ésta, a la que se le conoce como salmuera. Una vez separadas, el destilado se envía a la etapa de postratamiento para obtener la calidad del agua que se requiera.

#### Propiedades del agua de mar

Como se mencionó, las propiedades del agua de mar empleada permitirán dimensionar de manera óptima la obtención del rendimiento adecuado.

Las propiedades dependen de tres factores en particular: la salinidad, temperatura y presión, aunque la variación de las propiedades con respecto de la presión suele despreciarse.

En las siguientes gráficas de las Figuras 2.1, 2.2 y 2.3, se representan las variaciones de la densidad ( $\rho$ ), viscosidad dinámica ( $\mu$ ) y capacidad específica ( $c$ ) del agua de mar con respecto a la temperatura y salinidad, donde  $S$  representa la cantidad de sales en [ppm].

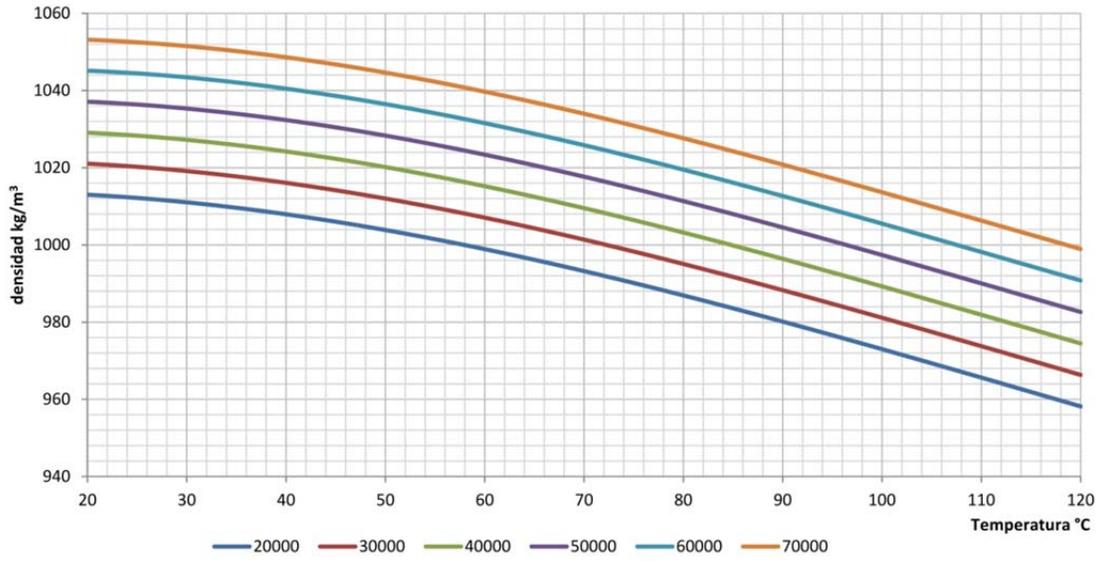


Figura 2.1 Variación de la densidad del agua de mar con la temperatura [DME German Desalination, 2009]

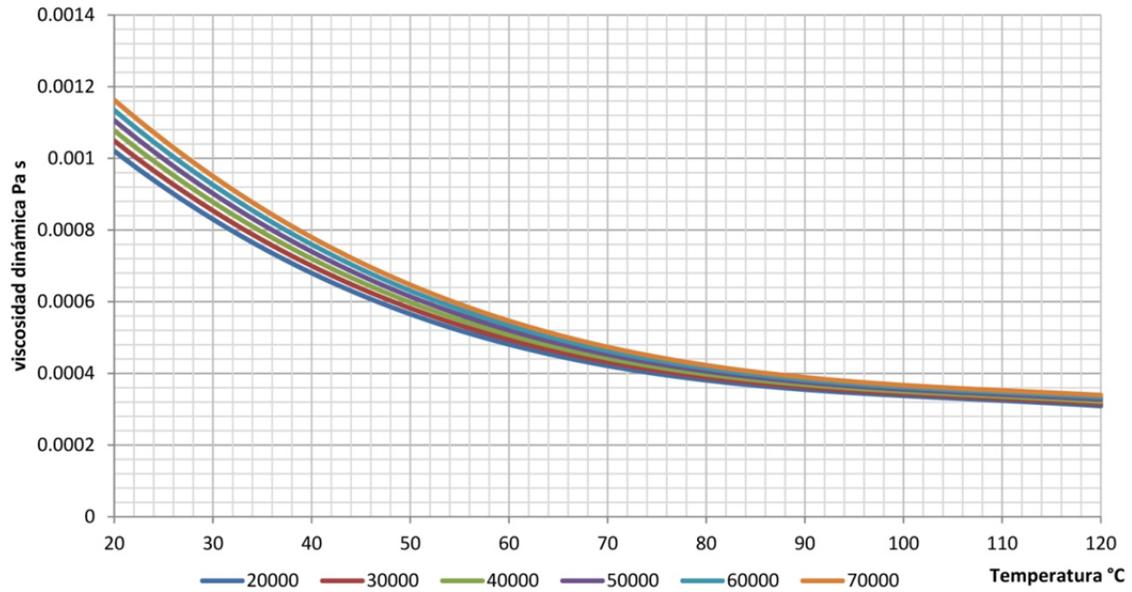


Figura 2.2 Variación de la viscosidad dinámica del agua de mar con respecto a la temperatura [DME German Desalination, 2009]

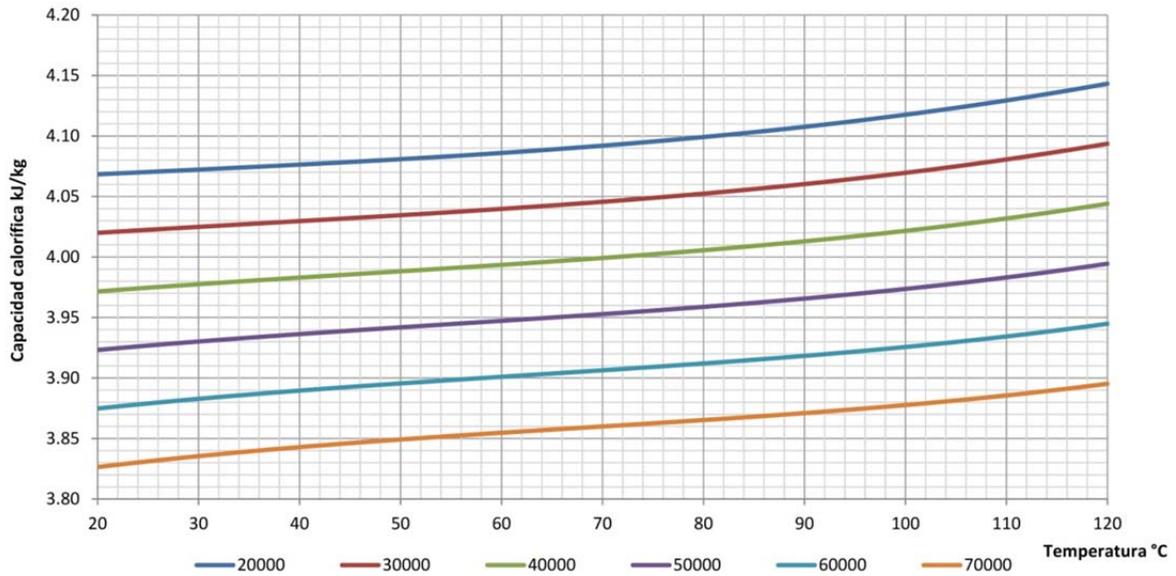


Figura 2.3 Variación de la capacidad calorífica específica del agua de mar con respecto a la temperatura [DME German Desalination, 2009]

De las propiedades de agua de mar se definen parámetros muy importantes para el diseño a detallar posteriormente, como lo son los intercambiadores de calor.

### Balances de masa y factor de concentración

En los procesos térmicos de destilado, el agua de mar entra a cámaras de vacío donde, por las propiedades del agua, éste se expande generando una mezcla bifásica de vapor/agua salina. Esto se hace con el fin de que el vapor obtenido contenga un mínimo de sales y concentrados para después condensarlo y obtener el agua producto.

Como análisis preliminar, se realizan los balances de masa tanto del agua como de las sales (Bourouni et al, 1999c) (conservación de masa). Esto es:

$$\dot{m}_{aa} = \dot{m}_d + \dot{m}_{con}$$

Donde:

$\dot{m}$ : flujo másico

y los subíndices

aa: agua de alimentación

d: destilado

con: concentrado

Para el balance de concentraciones se tiene que:

$$S_{aa}\dot{m}_{aa} = S_d\dot{m}_d + S_{con}\dot{m}_{con}$$

Definiendo:

S: concentración

De la ecuación de balance de concentrados, se obtiene un parámetro importante para los sistemas de desalación que es el Factor de Concentración (**CF**), definido como la relación de salinidad entre el concentrado y el agua para proceso:

$$CF = \frac{S_{con}}{S_{aa}}$$

Si consideramos que la salinidad del destilado es cero ( $S_d \approx 0$ ), el Factor de Concentración se puede definir como:

$$CF = \frac{\dot{m}_{aa}}{\dot{m}_{con}} = \frac{\dot{m}_{aa}}{\dot{m}_{aa} - \dot{m}_d}$$

Para procesos con bajo **CF**, se requieren grandes consumos de agua de mar lo que conlleva a grandes consumos de químicos, sin embargo, si se tiene salinidades menores, los problemas de incrustación y de energía desaprovechada se ven reducidos. Para altos valores de **CF**, se tiene lo contrario, se requiere menor volumen de agua para el proceso y con esto se reduce la cantidad de químicos necesarios para el tratamiento, sin embargo, los concentrados tienen una mayor salinidad, lo que provoca mayores pérdidas térmicas y un mayor potencial de corrosión. Los **CF** típicos en plantas operativas son de 1.3 a 1.5 (DME, 2009).

Otro parámetro es el suministro específico de agua de alimentación (**SFWS**) que es la relación entre la cantidad de agua para proceso entre la cantidad de agua destilada. También puede escribirse este valor en función del **CF**.

$$SFWS = \frac{\dot{m}_{mu}}{\dot{m}_d} = \frac{CF}{CF - 1}$$

Por lo general se tiene valores del **SFWS** de 3 a 4 (DME, 2009).

### Eficiencia térmica

Para conocer el rendimiento de los sistemas de desalación, se emplea el parámetro **GOR** (Relación de producción obtenida) que es la relación entre la cantidad de agua destilada por la cantidad de masa de vapor empleada:

$$GOR = \frac{\dot{m}_d}{\dot{m}_{vapor}}$$

Donde:

$\dot{m}_{vapor}$ : Flujo másico de vapor

Para el caso de la tecnología MED-LE no se puede emplear el parámetro **GOR**, ya que este está definido para el empleo de vapor. Se utiliza la relación de rendimiento **PR**, que es la cantidad de agua destilada por unidad de energía térmica. También conocida como rendimiento térmico:

$$PR = \frac{\dot{m}_d}{\dot{Q}_{sum}}$$

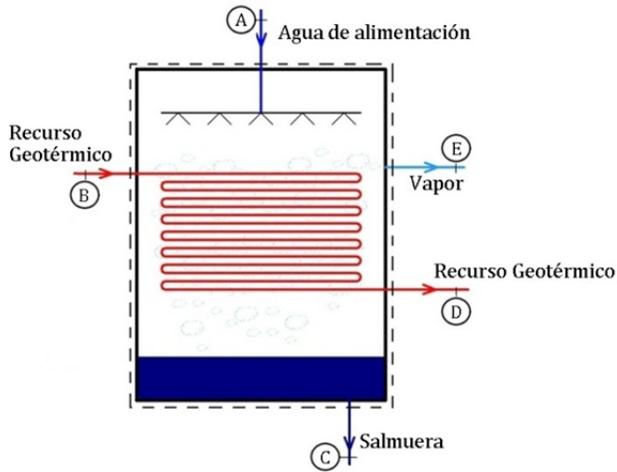
Donde:

$\dot{Q}_{sum}$ : Calor suministrado en el sistema de desalación

Para realizar los balances de masa y energía del sistema MED-LE se consideraron tres tipos de efecto:

- Primer efecto: en donde se aprovecha la mayor cantidad de energía térmica para la generación del primer flujo de vapor.
- Efectos Intermedios: en donde se genera vapor de las otras tomas de alimentación y se condensa el flujo de vapor del efecto anterior
- Efecto de condensación final: en donde se condensa el último flujo de vapor y se precalienta la toma de agua de mar

En las siguientes Figuras (2.4, 2.5 y 2.6) se muestra la configuración empleada, así como el balance de masa y energía de cada una de ellas:



Balance de masas

$$\begin{aligned} \dot{m}_A &= \dot{m}_C + \dot{m}_E \\ \dot{m}_B &= \dot{m}_D \end{aligned}$$

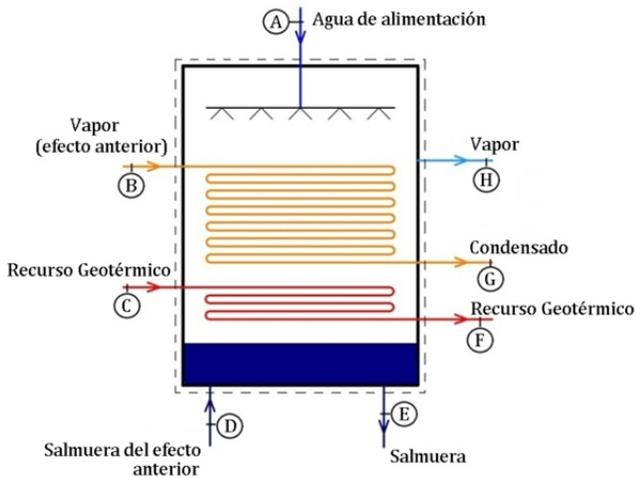
Balance de energía

$$h_A \dot{m}_A + h_B \dot{m}_B = h_C \dot{m}_C + h_D \dot{m}_D + h_E \dot{m}_E$$

Siendo para este caso

- A: Agua de mar de alimentación
- B: Recurso geotérmico de entrada
- C: Salmuera (fase líquida de separación)
- D: Salida del recurso geotérmico
- E: Vapor generado (fase gas de separación)

Figura 2.4 Balance de masa y de energía para primer efecto del sistema MED-LE



Balance de masas

$$\begin{aligned} \dot{m}_A + \dot{m}_D &= \dot{m}_E + \dot{m}_H \\ \dot{m}_B &= \dot{m}_G \\ \dot{m}_C &= \dot{m}_F \end{aligned}$$

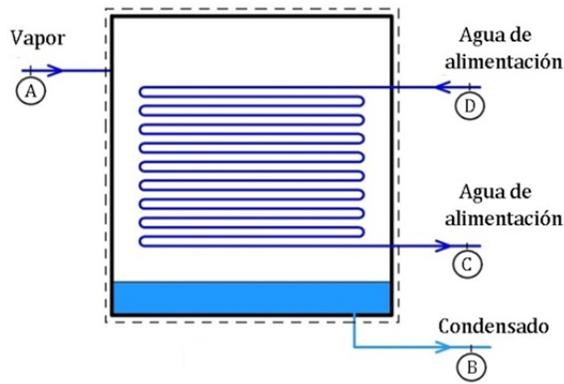
Balance de energía

$$\begin{aligned} h_A \dot{m}_A + h_B \dot{m}_B + h_C \dot{m}_C + h_D \dot{m}_D &= \\ h_E \dot{m}_E + h_F \dot{m}_F + h_G \dot{m}_G + h_H \dot{m}_H \end{aligned}$$

Siendo para este caso

- A: Agua de mar de alimentación
- B: Vapor generado del efecto anterior
- C: Recursos geotérmicos aprovechados en el intercambiador secundario
- D: concentrado del efecto anterior
- E: concentrado total
- F: recurso geotérmico ya aprovechado
- G: condensado del vapor
- H: vapor generado en el efecto

Figura 2.5 Balance masa y energía para efectos intermedios del sistema MED-LE



Balace de masas

$$\begin{aligned} \dot{m}_A &= \dot{m}_B \\ \dot{m}_C &= \dot{m}_D \end{aligned}$$

Balace de energía

$$\begin{aligned} h_A \dot{m}_A &= h_B \dot{m}_B \\ h_C \dot{m}_C &+ h_D \dot{m}_D \end{aligned}$$

Siendo para este caso

A: Vapor generado del último efecto

B: condensado final

C: agua de alimentación precalentada

D: agua de alimentación

Figura 2.6 Balance de masa y de energía para efecto de condensación final del sistema MED-LE

Una vez que se obtienen los flujos de calor necesarios para la evaporación, se prosigue a diseñar los intercambiadores de calor. Para esto se emplea el método de las temperaturas Medias logarítmicas, el cual utiliza la ecuación general de transferencia de calor

$$\dot{Q} = UA(LMTD)$$

Donde:

$\dot{Q}$ : calor transferido

U: coeficiente global de transferencia de calor

A: área superficial de transferencia de calor

LMTD: diferencia de temperaturas (promedio logarítmico)

Para el cálculo del área de transferencia de calor se emplea:

$$A = \pi D_e LN$$

Donde:

$D_e$ : diámetro exterior de tubería

L: longitud de tubería

N: numero de tubos

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor se emplea la relación:

$$U_e = \left( \frac{1}{h_i} \cdot \frac{D_e}{D_i} + \frac{D_e}{2k} \cdot \ln \left( \frac{D_e}{D_i} \right) + \frac{1}{h_e} + R_f \right)^{-1}$$

Donde:

$U_e$ : coeficiente global de transferencia con referencia a la superficie exterior de las tuberías

$h_i$ : coeficiente convectivo interno

$D_e$ : diámetro externo de la tubería

$D_i$ : diámetro interno de la tubería

k: conductividad térmica del material de la tubería

$h_e$ : coeficiente convectivo externo

$R_f$ : coeficiente de ensuciamiento

Los coeficientes de convección internos y externos se obtienen a través del empleo de correlaciones matemáticas donde generalmente se emplean los parámetros adimensionales  $Re$  y  $Pr$ .

Si se realiza un análisis de la transferencia de calor transversal a lo largo de la tubería, se podrá apreciar que no siempre se obtiene una diferencia de temperaturas constante. Es por ello que se emplea la  $LMTD$  para realizar una aproximación al promedio de temperaturas.

$$LMTD = \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}\right)}$$

Donde:

$\Delta T_{\max}$ : diferencia máxima de temperaturas

$\Delta T_{\min}$ : diferencia mínima de temperaturas

Esta puede variar de acuerdo al tipo de proceso que se está llevando a cabo. Como se puede apreciar en la Figura 2.7, se presentan gráficas del comportamiento de temperaturas en un intercambiador de calor.

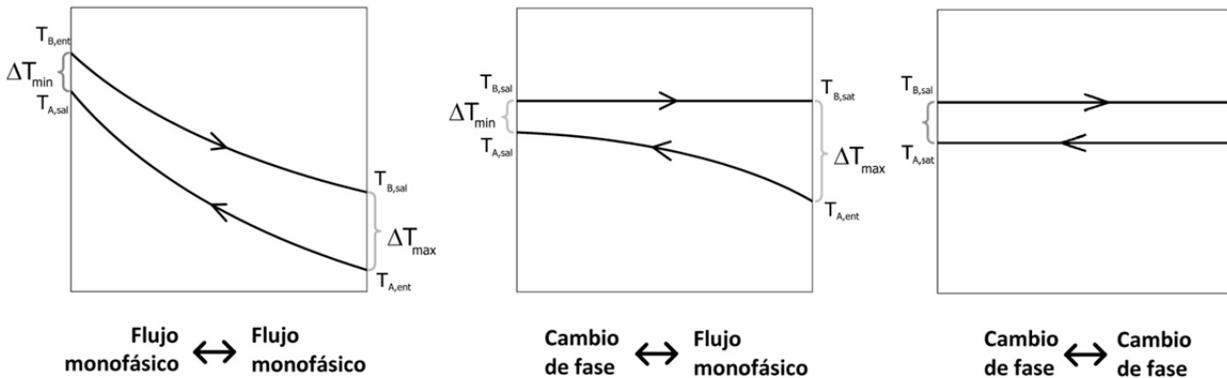


Figura 2.7 Diagramas de temperaturas para procesos de transferencia de calor

Como se puede apreciar en las gráficas, durante los procesos de intercambio de calor en flujos monofásicos, la diferencia de temperaturas se reduce gradualmente. Hay que observar que cuando existe proceso de cambio de fase se mantiene una temperatura constante y la diferencia entre temperaturas se reduce considerablemente. Sin embargo cuando existen cambios de fase tanto externos como internos, la diferencia de temperaturas es igual.

$$LMTD = \frac{(T_{B,sal} - T_{A,ent}) - (T_{B,ent} - T_{A,sal})}{\ln\left(\frac{T_{B,sal} - T_{A,ent}}{T_{B,ent} - T_{A,sal}}\right)} \quad \text{flujos monofásico externo e interno}$$

$$LMTD = \frac{(T_{A,sal} - T_{A,ent})}{\ln\left(\frac{T_{B,sat} - T_{A,ent}}{T_{B,sat} - T_{A,sal}}\right)} \quad \text{flujo monofásico y cambio de fase}$$

$$LMTD = T_{B,sat} - T_{A,sat} \quad \text{Cambio de fases}$$

Donde los subíndices representan:

A, B: fluidos A y B

ent: entrada del fluido

sal: salida del fluido

sat: saturación del fluido (cambio de fase)

## Pérdidas

Como en cualquier sistema, las pérdidas energéticas son inevitables, por ello es indispensable conocer las causas para poder lograr modificaciones que eviten problemáticas tanto en procesos como en operación. Siendo necesario realizar una cuantificación de éstas.

### *Pérdidas de temperaturas*

En cualquier proceso es imposible no tener pérdidas energéticas, no obstante es importante saber localizarlas y estimarlas para realizar las adecuaciones al proceso. Las pérdidas de energía en las plantas de desalación reducen la diferencia de temperatura y con ello la transferencia de calor, una de las mayores problemáticas en el diseño de estos sistemas. Esto provoca el aumento en el área de transferencia y por ende en el costo de los equipos. Es por ello que es necesario estimar estas pérdidas para lograr un diseño adecuado y reducir paros por fallas en la operación.

Los parámetros **GOR** y **PR** caracterizan de manera cuantitativa el rendimiento del sistema, ya que valores altos nos indicaran problemáticas en el aprovechamiento de la fuente térmica, de ahí la importancia de determinar el valor de estos parámetros. Para los procesos del tipo multi efecto (MED) limitan la capacidad total de la planta y los tamaños de las unidades, es por eso que no pueden omitirse y deben de cuantificarse con la mayor precisión posible para los cálculos de diseño de las plantas.

Las pérdidas de temperaturas se encuentran generalizadas en los conceptos que se definirán posteriormente.

### *Elevación del punto de evaporación*

Las sales disueltas en el agua reducen la presión de evaporación con respecto a la del agua pura. Una consecuencia directa es la reducción de la temperatura de evaporación comparada con el punto de evaporación de agua pura. En la Figura 2.8 se presenta la gráfica de variación de la elevación del punto de ebullición en relación a la temperatura de operación del sistema, así como de la concentración del agua de alimentación.

La elevación del punto de evaporación se define como la diferencia de temperatura de evaporación entre el agua salada y el agua pura teniéndola a una misma presión.

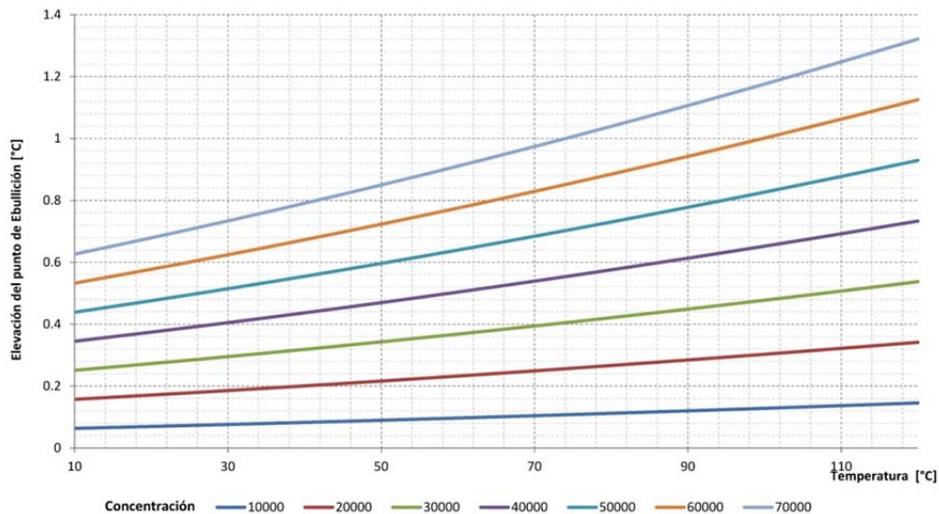


Figura 2.8 Elevación del punto de evaporación [German Desalination, 2009]

Mientras el punto de evaporación no pueda ser reducido, el factor de concentración **CF** debe mantenerse bajo. Esto tiene un impacto enorme en el flujo de agua destilada y en otros parámetros de diseño.

### *Rango de desequilibrio (flasheo de salmuera)*

La sección de las cámaras donde la salmuera es recolectada, se encuentran interconectadas, y debido a la diferencia de presión que existe entre ellas, los flujos de salmuera fluyen hacia la cámara de menor presión. En cada etapa, ya que se tiene salmuera en saturación existe un proceso de evaporación súbita por lo que se genera una pequeña cantidad de vapor. El vapor flash generado por la diferencia de presiones y el vapor de evaporación no llegan a un completo equilibrio. A este tipo de pérdidas se le conoce como rango de desequilibrio (*non-equilibrium allowance*). El desequilibrio se puede deber a los siguientes factores:

- Debido a la espontaneidad del proceso, se necesitaría de un cierto tiempo para que se pudiera lograr el equilibrio.
- La presión en el fondo es mayor comparada con la superficial debido a la presión hidrostática, es por eso que los niveles de evaporación no se pueden completar en el mismo instante en que ingresa a la cámara.

Este rango se puede apreciar en un incremento de temperaturas la cual está definida como diferencia entre la temperatura del concentrado menos la elevación del punto de evaporación y la temperatura de saturación:

$$\Delta T_{NEQ} = T_{aa,ent} - T_{V,sat} - \Delta T_{BPE}$$

Donde:

$\Delta T_{NEQ}$ : diferencia de temperaturas por desequilibrio

$T_{aa,ent}$ : temperatura del agua de alimentación a la entrada

$T_{V,sat}$ : temperatura del vapor saturado

$\Delta T_{BPE}$ : elevación de la temperatura ebullición del agua de mar

En esta diferencia de temperaturas influyen parámetros como:

- Temperatura de la salmuera al ingresar al siguiente efecto
- Diferencia de presión entre efectos
- Carga en el vertedor
- Longitud de la carcasa
- Nivel de salmuera
- Geometría del orificio de transferencia entre efectos

Existen varias correlaciones en la literatura que estiman la variación de esta temperatura, muchas de ellas están basadas en correlaciones que varían en un orden de magnitud entre sí.

### *Pérdidas de presión en el demister*

Los demister son mallas que se colocan para separar las pequeñas gotas de fase líquida que son arrastradas por el flujo de la fase de vapor. Al fluir a través de la malla, el flujo de vapor tiene pérdidas de presión. La caída total de presión está compuesta por dos caídas:

- La caída de presión seca, causada por el flujo de vapor sin ninguna cantidad de líquido
- La caída de presión húmeda, causada por la reducción del área transversal debida a la cantidad de líquido arrastrado

$$\Delta P_{DEM} = \Delta P_{seco} + \Delta P_{humedo}$$

Donde:

$\Delta P_{DEM}$ : caída de presión en el demister

$\Delta P_{seco}$ : caída de presión en la fase gaseosa

$\Delta P_{humedo}$ : caída de presión por arrastre de la fase líquida

Esta pérdida por presión está influenciada principalmente por:

- Velocidad del vapor
- Parámetros dimensiones del demister (área superficial específica, porosidad, espesor)
- Propiedades del vapor (densidad, viscosidad)

- Líquido arrastrado
- Densidad del líquido

Además, existen varias correlaciones en la literatura que se emplean para determinar las caídas de presión, sin embargo, estas predicciones difieren entre sí.

#### *Pérdida de presión por el flujo de vapor (a través del banco de tubos)*

Al igual que ocurre en la mallas o demister, el flujo de vapor tiene pérdidas de carga pero esta vez hay que considerar cuando fluye a través del banco de tubos.

#### *Pérdida de presión por el flujo de vapor (por dentro de los tubos)*

Los flujos internos en tuberías tienen pérdidas de presión, al igual que los flujos bifásicos que se manejan en la desalación. A partir de la segunda cámara, existe condensación dentro de los tubos. Aquí hay que contabilizar la caída de presión. La caída de presión durante la condensación dentro de los tubos horizontales están compuestas por:

- La caída de presión debida a la fricción
- El cambio de presión debido a la aceleración
- La caída de presión debido al propio peso del vapor (que generalmente se desprecia)

Como parámetros de mayor influencia se tiene el flujo másico por unidad de área, fracción de masa de vapor, fracción volumétrica del vapor, densidad y viscosidad del vapor y líquido, diámetro del tubo, longitud del tubo. El gradiente de presión bifásico se relaciona con múltiplos del gradiente de presión monofásico.

Para su cálculo se tiene varias correlaciones numéricas, a su vez es muy utilizado el cálculo discretizado.

#### *Pérdidas por presencia de gases no condensables*

La mayor problemática que se tiene en los sistemas de destilación de agua de mar, es la presencia de gases no condensables (no condensables). Estos son los gases que no condensan a las condiciones de operación en los procesos. Afectan en el rendimiento, el consumo de energía, así como en los materiales de construcción. Es por ello que el proceso de remoción de gases no condensables es vital para la eficiencia operacional de los destiladores, el conocimiento de la presencia de estos gases es de gran importancia para el diseño, operación y costos de una planta desaladora.

La principal problemática de los gases no condensables es que reducen el coeficiente de transferencia de calor para la condensación. Esto provoca que el consumo específico de calor aumente. Los gases no condensables están ligados al proceso de extracción de vapor, por lo que es necesario tomarlos en cuenta para dimensionar los equipos de extracción (DME, 2009).

Además de la energía necesaria para la extracción y separación de estos gases, la presencia de ellos puede ocasionar problemas de corrosión, como lo son el  $\text{CO}_2$  y  $\text{O}_2$  en la sección de condensación. La acumulación de estos gases provoca inestabilidades en la operación.

El  $\text{CO}_2$  al ser liberado afecta en las concentraciones de  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}^+$ ,  $\text{OH}^-$  en la fase líquida de separación (sistema carbonato), lo que conlleva a la formación de incrustaciones.

**Reducción de la transferencia de vapor:** Los gases no condensables tienden a subir de manera natural junto con el vapor. Entre el movimiento se genera una película de gases no condensables que provoca la reducción en la transferencia de vapor. Esta capa de gas tiene dos efectos:

1. Reducción de la presión parcial del vapor en la interface y la temperatura de saturación
2. Difusión de vapor a través de la capa de gas

La mezcla entre gases no condensables y vapor entra al haz de tubos por la periferia y se mueve a través del tubo fila tras fila hasta el punto de venteo. Debido a la condensación, la concentración de vapor se reduce a lo largo del trayecto y con ello, la reducción en la transferencia de calor. La concentración de los gases no condensables se incrementa, por lo que la presión parcial del vapor se ve reducida.

Comparado con la tasa de flujo de calor para la condensación para vapor puro saturado, el flujo de calor en presencia de los gases no condensables se reduce cuando incrementa la fracción de masa de dichos gases.

Se debe de tomar en cuenta el consumo de energía para el sistema de extracción de gases. En los casos en que se empleen eyectores de vapor, el flujo motriz debe de ser presurizado a valores altos, entre 10 y 20 [bar] y se requieren temperaturas de la fuente principal de calor (vapor del calentador de salmuera).

Para el punto de vista termodinámico, el flujo motriz debe de tener una alta exergía en relación a la fuente de calor principal, sin embargo no se toma en cuenta en el PR.

**Corrosión por vapor en los tubos de los intercambiadores de calor:** El problema de la corrosión está asociado a la presencia de CO<sub>2</sub>, haciendo énfasis en que simultáneamente está presente el O<sub>2</sub> y posiblemente otros gases.

El CO<sub>2</sub>, que es liberado de la evaporación del agua de mar, se disuelve en la película de condensado sobre los tubos de los intercambiadores de calor, lo que provoca que los valores de pH se encuentren entre 5 y 4. Esto provoca, en conjunto con el O<sub>2</sub> disuelto, corrosión en los tubos de CuNi o de cualquier aleación de acero. La corrosión de estas partes del sistema puede provocar fugas en las tuberías, paros de operación y reducción del tiempo de vida de los destiladores.

**Inestabilidades operacionales:** La acumulación de gases no condensables provoca disturbios e inestabilidades en la operación de los destiladores. La interferencia de los gases no condensables en la superficie de transferencia de condensadores resulta en un bloqueo hasta el punto de una falla periódica o total de las etapas o efectos individuales

La acumulación de gases no condensables en los proceso MSF puede provocar pérdidas de presión por la interface de transferencia en la salmuera causando niveles altos en ésta y pulsación en los periodos del nivel acompañados de altas conductividades en el destilado.

#### **Predicción de cantidades de O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> y Ar**

Estos pueden ser removidos completamente en el deareador, si no es así, estos pueden ser liberados de la evaporación de la salmuera y extraen de manera apropiada los gases. Los gastos máscicos de estos gases pueden ser predecibles con bastante fiabilidad, ya que la difusión de masa no tiene reacciones químicas.

#### *Problemática para el cálculo de CO<sub>2</sub> liberado*

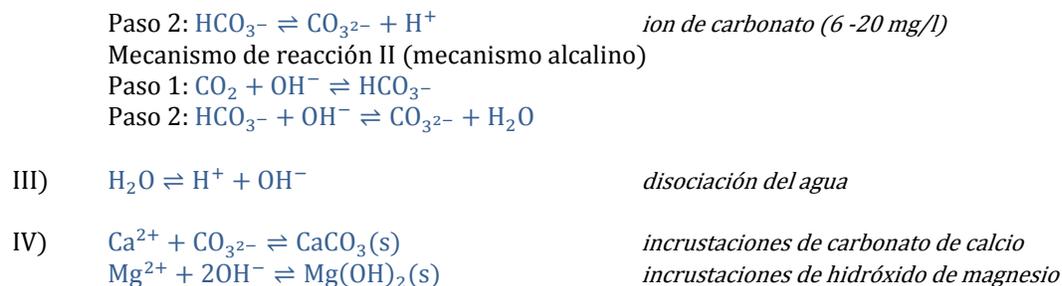
En contraste con el O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> y Ar, el CO<sub>2</sub> reacciona químicamente con el agua de mar y es producido durante el proceso de desalinización en sí.

Bajo condiciones alcalinas prevalece en el agua de mar una pequeña porción del total del carbón inorgánico contenido en éste líquido y se presenta como molécula CO<sub>2</sub>. La mayor porción esta combinada con los iones HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> y CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>. A pesar de las bajas concentraciones en el aire, es principalmente el CO<sub>2</sub> que determina la naturaleza del agua de mar de un grado sobresaliente. Esto surge del hecho que el CO<sub>2</sub> está involucrado en el sistema de carbonatos del líquido marino que regula el pH.

Una de las principales dificultades que existe con el CO<sub>2</sub> disuelto es que no se puede remover por un sistema de dearación sencillo, siendo necesarios la adición de ácidos fuertes y un equipo de decarbonador. Pero, al emplear sistemas de control para las incrustaciones evitando el uso de tratamientos con ácidos, el CO<sub>2</sub> puede ser liberado de la salmuera durante la evaporación y debe de ser extraído con un adecuado sistema de venteo

El CO<sub>2</sub> liberado de la evaporación de la salmuera es un sistema complejo que involucra reacciones químicas y transferencia de masa en un proceso de equilibrio en la interface de la salmuera/vapor (DME, 2009).

- |     |  |  |
|-----|--|--|
| I)  | CO <sub>2</sub> (g) ⇌ CO <sub>2</sub> (aq)   | disolución del CO <sub>2</sub> (0.3 – 0.45 mg/l) |
| II) | Mecanismo de reacción (mecanismo acido)<br>Paso 1: CO <sub>2</sub> + H <sub>2</sub> O ⇌ HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> + H <sup>+</sup> | ion de bicarbonato (105-140 mg/l)                |



La liberación del  $\text{CO}_2$  en destiladores de desalación incurre en diferencias decisivas en comparación con los evaporadores, como lo es la configuración del proceso, los flujos de los fluidos, las temperaturas y presiones de operación así como las concentraciones. Esto influirá el comportamiento en la zona de interface.

## 2.2. ANÁLISIS TERMODINÁMICO PARA EL SISTEMA MED-LE

Para determinar los parámetros del sistema MED-LE se planteó un balance de masa y energía que cuantifica el rendimiento, propiedades de los flujos que se manejen y determina las características operativas del equipo.

Las capacidades de producción del agua destilada varían de acuerdo al uso final que se disponga con ella. En el caso del sistema MED-LE -por la ubicación de los recursos geotérmicos de baja entalpía, así como la disponibilidad de agua de mar- se concentrará su producción en agua doméstica de capacidad baja. Considerando que una persona de uso mínimo consume de 100 a 200 [l/día] (CONAGUA, 2007), con una producción de 6 [m<sup>3</sup>/día] se podría abastecer de 30 a 60 personas cubriendo todas necesidades personales (70% aseo corporal, 15% desagüe y servicios, 10% higiene, 5% alimentación). Considerando los porcentajes anteriores, solo se destinará la producción hacia fines alimenticios, abarcando aproximadamente las necesidades de 1,000 personas para la distribución de agua potable, suficiente para una comunidad pequeña.

Con esto, se considera que una capacidad de 6 [m<sup>3</sup>/día] es suficiente y adecuada para el desarrollo de un prototipo funcional para el diseño de MED-LE, y lograr un funcionamiento y factibilidad técnica y económica de la tecnología.

En cuanto a la disponibilidad del recurso geotérmico, el gasto de dicho recurso estará en función de la cantidad de agua que se desalinizará. No obstante, la producción de los pozos geotérmicos depende de sus características geométricas, geofísicas y del propio yacimiento con el que se cuente.

Como primer paso se determinó el número apropiado de cámaras. El diseño de las plantas convencionales MED se basa en el factor de concentración **CF** para evitar las inestabilidades en la operación. Este rango de CF empleados varía entre 1.3 y 1.5 que significaría trabajar entre rangos de concentraciones 45000 a 52000 [ppm], es por ello la necesidad de emplear materiales altamente resistentes a la corrosión. Para el caso de la MED-LE -donde aún queda desarrollar un modelo prototipo y funcional del sistema-, se emplearan materiales de resistencia media por lo que el rango de operación se estableció de **CF** de 1.2 a 1.4, teniendo como concentraciones máximas de salmuera alrededor de 49000 [ppm].

El **CF** está en función del agua de alimentación que es empleada en cada uno de los efectos. En la operación de una MED, el agua de alimentación es empleada para condensar el vapor generado del último, además de aprovechar el precalentamiento del agua. Entre mayor sea la temperatura del agua de mar a la entrada de los efectos aumentaría la generación de vapor para alcanzar su temperatura de evaporación (El-Dessouky et al., 1999).

No es adecuado introducir el gasto total de agua precalentada en las cámaras, por lo que previamente a la entrada del agua de alimentación es necesario realizar una ramificación generando un remanente de agua de mar. Un porcentaje alto de agua para la alimentación del sistema llevaría a una reducción en la generación de vapor, por otro lado, un porcentaje reducido significaría una mayor cantidad de vapor generado pero con altos problemas de incrustaciones y corrosión.



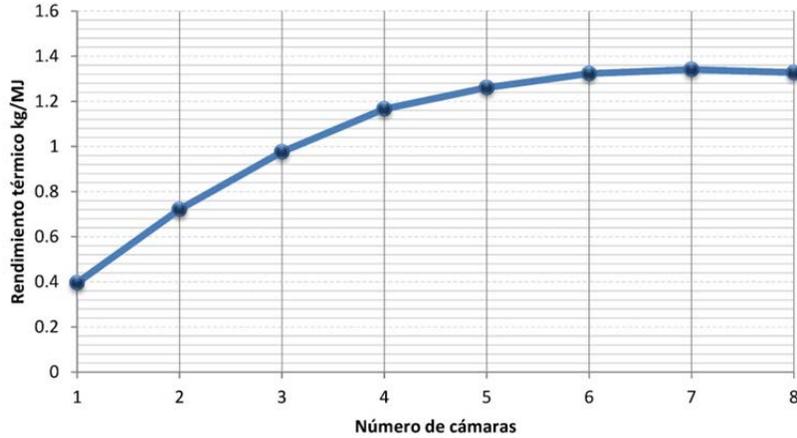


Figura 2.10 Rendimiento térmico del sistema MED-LE

Con este análisis y a través de la gráfica de la Figura 2.10, se puede apreciar que a partir del cuarto efecto el cambio en el rendimiento térmico es menor al 10% por lo que la inversión destinada a la manufactura de cámaras subsecuentes aumentaría en el costo nivelado del agua producto. Es por ello que se considera adecuado realizar el diseño MED-LE con tres efectos, teniendo como ventajas que el rango de porcentaje de agua de alimentación apropiado para evitar inestabilidades se encuentre dentro del 20 al 34%, con un valor del rendimiento térmico cercano a 1 [kg/MJ].

Con el rendimiento térmico podemos aproximar el gasto del recurso geotérmico necesario para la producción. Considerando en primera instancia que se emplean sistemas de generación de vacío de 0.07 [bar<sub>abs</sub>] (El-Dessouky et al., 1999), la diferencia de temperaturas aproximadas sería de 40°C, por lo que sería necesario un gasto másico del recurso de 2016 [kg/h] (0.56 [kg/s]) a 85 [°C] para producir 6 [m<sup>3</sup>/día] determinando los parámetros de operación a través de las propiedades físicas y térmicas realizando los balances de masa y energía.

Con base en las características del recurso geotérmico definidas y propiedades del agua de mar estandarizada (Tabla 2.1), se prosiguió a definir los primeros balances de energía realizados.

Tabla 2.1 PROPIEDADES DEL RECURSO GEOTÉRMICO Y AGUA DE MAR PARA SISTEMA MED-LE

Recurso geotérmico de baja entalpía		Agua de mar a desalar	
<b>Temperatura</b>	85 [°C]	<b>Temperatura</b>	25 [°C]
<b>Gasto másico</b>	0.56 [kg/s]	<b>Concentración</b>	35000 [ppm]
<b>Estado</b>	líquido saturado	<b>Estado</b>	líquido subenfriado

El gasto másico del recurso se tomó un 20% mayor de lo calculado para contrarrestar las pérdidas de calor que tendrá el equipo así como también en las pérdidas por las eficiencias de los intercambiadores de calor. Con estos datos se realizaron los balances termodinámicos necesarios para la obtención máxima de agua producto logrado en arreglos MED-LE de 1 a 8 efectos.

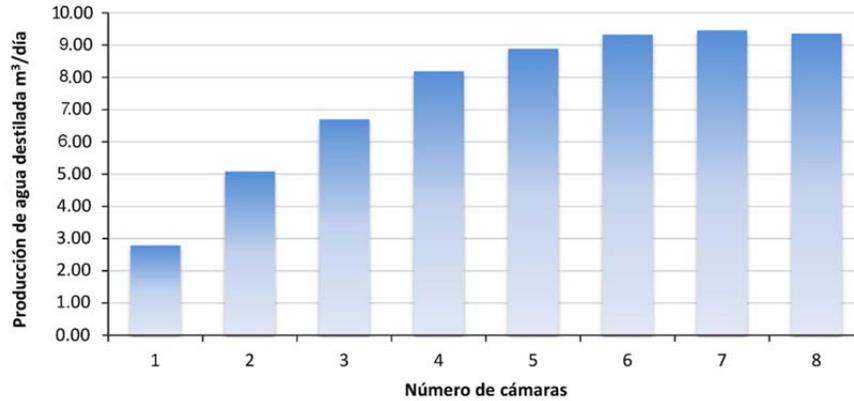


Figura 2.11 Producción de agua destilada sistema MED-LE

Para un sistema de 3 efectos con el gasto másico considerado, se obtiene una producción de agua destilada de 6.6 [m<sup>3</sup>/día] (Figura 2.11), lo que significa un 10% más en la producción previamente establecida. Sin embargo, la modelación previamente hecha para la evaluación del número de efectos, no considera pérdidas y varios parámetros fueron idealizados pero permite enfocarse en la determinación de los parámetros operativos.

### 2.3. CONSUMO ELÉCTRICO MED-LE

Un paso importante para la operación del sistema MED-LE es la generación de vacío, pues ésta depende que las temperaturas de evaporación del agua de mar sean menores, por ende se logra la generación de vapor. Una vez generado el vapor, es necesario condensarlo para la obtención del agua producto.

Para la generación de las presiones vacuométricas necesarias en cada efecto está sustentada por dos efectos:

- La condensación del vapor generado
- Extracción de los gases no condensables generados

La condensación del vapor provoca la disminución del volumen ocupado por el gas, por lo que la presión desciende para mantener el equilibrio del sistema. Así también, la extracción de gases no condensables disminuye el volumen ocupado por los gases generados.

Es importante que cada efecto tenga una presión menor al efecto anterior. Debido a que el calor latente del vapor necesita ser aprovechado, este mantiene una temperatura constante por lo que es necesario que la fuente que aprovechara el calor tenga una temperatura menor para transferir el calor. Estas temperaturas se controlan con las presiones vacuométricas de cada efecto, asegurando que el efecto precedente tenga una temperatura mayor.

La cantidad de gases disueltos en el agua de mar varían dependiendo del punto de toma de agua de alimentación. Para la estimación de la extracción de los gases, para la generación de vacío, se consideró que el agua de mar contiene una concentración estándar de gases no reactivos. Dichas concentraciones en muestran en la Tabla 2.2

Tabla 2.2 GASES NC DISUELTOS EN EL AGUA DE MAR

	% en la atmósfera	% en la superficie marina	Promedio en [mg/kg] ([ppm])
Nitrógeno <b>N<sub>2</sub></b>	78%	47.5%	12.5
Oxígeno <b>O<sub>2</sub></b>	21%	36%	7.0
Dióxido de carbono <b>CO<sub>2</sub></b>	0.03%	15.1%	90.0
Argón <b>Ar</b>	1%	1.4%	0.4

Para la potencia de extracción de los gases no condensables, se estimó la potencia isoentrópica de una bomba. Para corregir esta consideración, se propuso una eficiencia de compresión que modifica el cambio entálpico de la mezcla, para determinar así una potencia preliminar de generación de vacío.

### 2.3.1. OPORTUNIDADES ENERGÉTICAS DE LA MED-LE

Para la evaluación de energía de la MED-LE se utilizan los dos parámetros:

Rendimiento térmico **PR**: que es la cantidad de masa de agua producida por una cierta cantidad de energía térmica empleada. En este caso, empleando las unidades de [kg/MJ].

Consumo eléctrico **CE**: aunque el sistema MED-LE es un proceso térmico, el consumo eléctrico está constituido por el equipo de bombeo y de generación de vacío necesario. Este consumo se define como la cantidad necesaria para generar un volumen dado. Se da con las unidades [kWh/m<sup>3</sup>].

En las gráficas de la Figura 2.12 se muestran la cantidad empleada en el sistema MED-LE de tres cámaras de acuerdo a la presión de vacío empleadas.

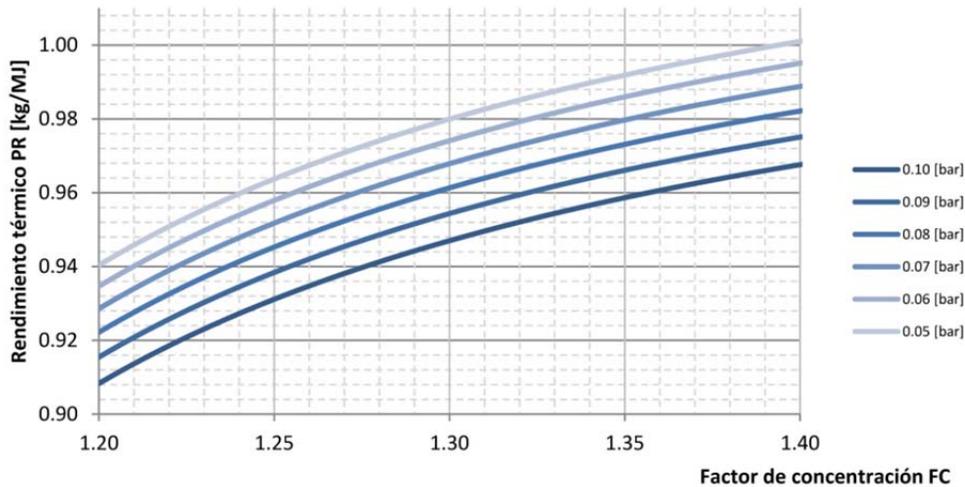


Figura 2.12 Rendimiento térmico del sistema MED-LE

Como se puede apreciar en la gráfica, el **PR** aumenta en proporción a la presión vacuométrica empleada, pero esta variación de rendimiento térmico está dentro de un rango del 4%, lo que dificulta una selección adecuada de las presiones de vacío para la operación.

El consumo eléctrico necesario para la MED-LE representa menos del 10% de la energía total para la desalación, sin embargo, por ser un consumo eléctrico se deben de tomar en consideración las instalaciones necesarias para el suministro.

En la gráfica de la Figura 2.13, se muestra la energía eléctrica necesaria en relación a la generación de vacío empleada. Nótese que ésta presenta un crecimiento exponencial donde a presiones más bajas de trabajo se logra una mayor producción de agua destilada pero con un gran costo energético.

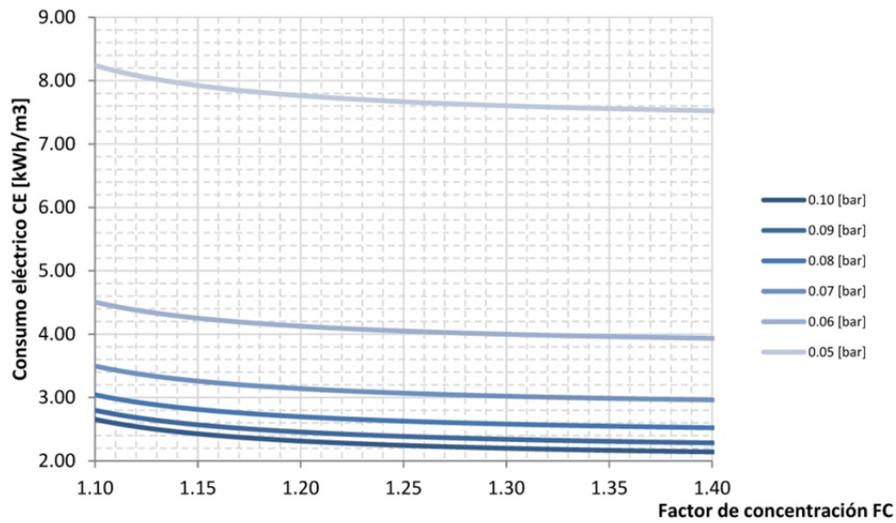


Figura 2.13 Consumo eléctrico del sistema MED-LE en relación al CF utilizado

Para realizar la evaluación de la presión del vacío óptima para la producción de agua de mar, debe de existir una máxima capacidad de desalación en relación al consumo energético. Por lo que se propuso juntar estas dos variables energéticas en una sola llamada Energía total empleada *ET*. Tomando en cuenta que la energía eléctrica proviene de una fuente térmica, se considerará esa energía dividida por una eficiencia térmica de un ciclo convencional  $\eta=0.30$ , con esto y realizando la conversión de unidades necesarias, obtendríamos las unidades de [kJ/kg], representando la energía necesaria para obtener la cantidad de masa de agua destilada unitaria. Haciendo esto, se obtiene la variación de la energía necesaria de acuerdo a la presión de vacío generada.

Como se puede apreciar, el consumo de energía depende sustancialmente de las presiones de vacío ocupadas. Esto es, debido a las propiedades termodinámicas del agua, a presiones menores se requiere una mayor cantidad de energía para poder lograr el cambio de fase, es por ello que con los recursos geotérmicos de baja temperatura la cantidad de energía empleada para la producción de agua destilada aumenta considerablemente. Una de las ventajas de utilizar el recurso geotérmico es la mitigación de la emisión de gases de efecto invernadero además de ser rentable económicamente.

El consumo de energía también se ve reducido de acuerdo al factor de concentración que se emplee en el sistema. Uno de los puntos fundamentales del diseño de sistemas de desalación térmicos es la corrosión de los materiales. Si es posible utilizar materiales resistentes a la corrosión como materiales plásticos, los factores de concentración podrían ser mayores.

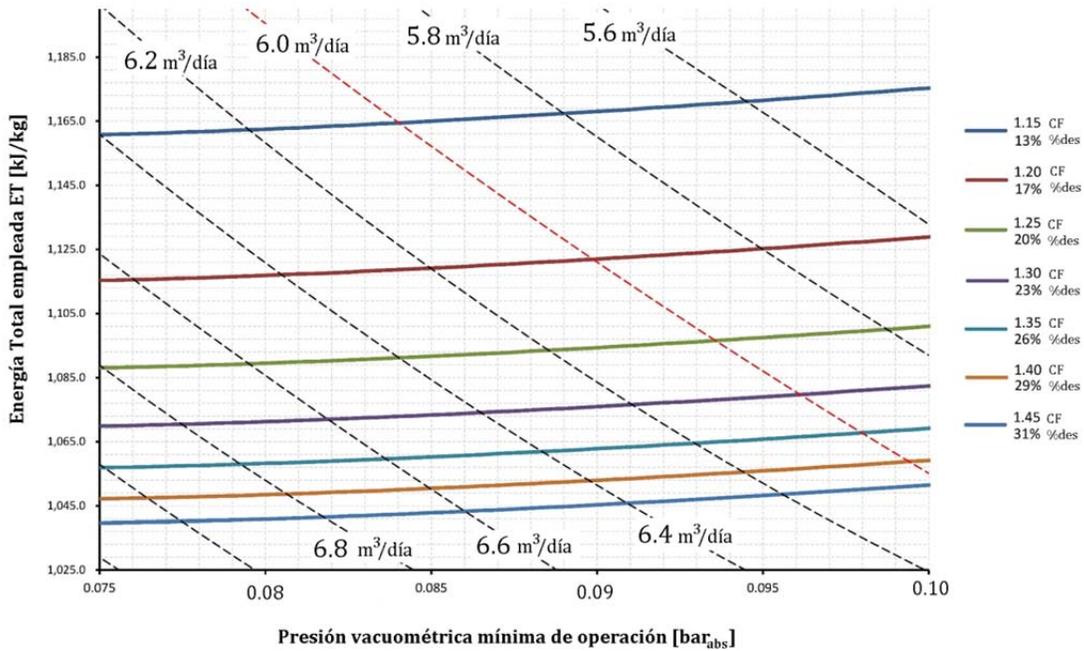


Figura 2.14 Variación de parámetros operativos del sistema MED-LE

En la Figura 2.14 se presenta una gráfica comparativa donde se aprecia la relación que existe entre la presión de vacío y el factor de concentración para determinar el ET del sistema MED-LE.

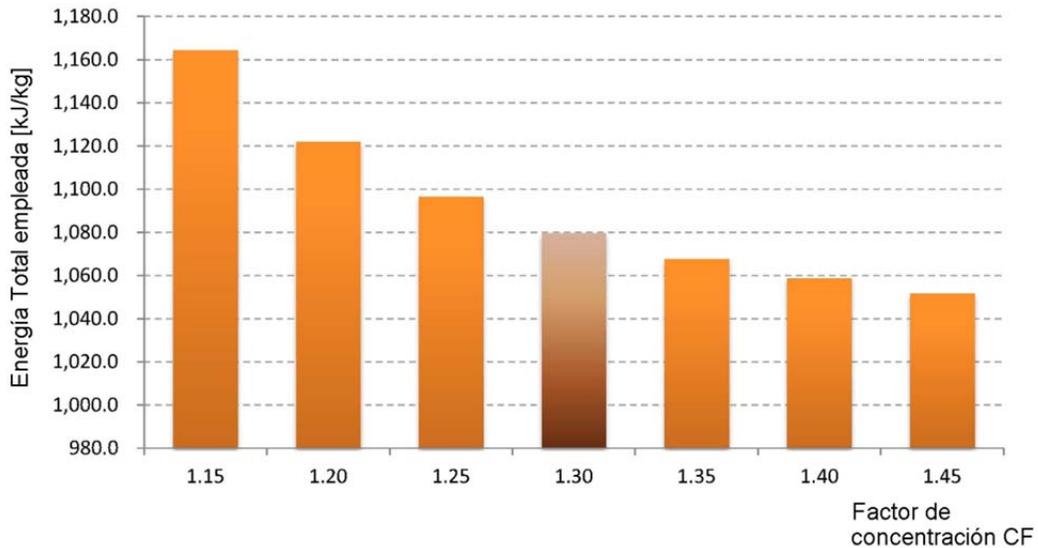


Figura 2.15 Energía Total empleada para una producción de 6 [m³/día] en función del CF

En la Figura 2.15 se hace referencia de las cantidades energéticas en función del CF a ocupar. Es de notarse que el consumo energético medio se lleva a cabo al operar el sistema para un CF=1.3. Con este tipo de datos podemos

determinar los parámetros operativos del sistema MED-LE. Para poder basarse en el diseño de los subsistema que complementan al equipo de desalación.

Para la generación de vacío se tiene considerado implementar dos tipos de sistemas:

- Bombas de vacío mecánicas
- Sistema por eyectores

Para las condiciones de operación del sistema, es requerido operar cerca de los 70 [mmHg] (0.1 [bar]). De acuerdo a este parámetro es recomendable la operación de:

- Sistema rotacional de anillo líquido: (50 a 500 [mmHg])
- Bomba recíproca a una Etapa: (50 a 250 [mmHg])
- Eyectores a una etapa : (70 a 600 [mmHg])

Para los sistemas mecánicos se estima una eficiencia del  $\eta=30\%$ , que fue utilizada para el cálculo de la Energía Total empleada *ET*. Sin embargo, para un sistema de eyectores, la eficiencia se prevé del 15% para una relación de presiones de 10 (Figura 2.16).

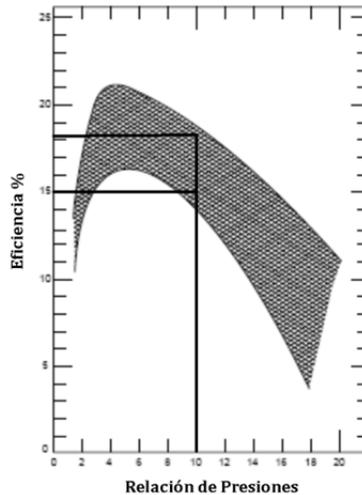


Figura 2.16 Rango alcanzable de eficiencias para eyectores de aire [Exxon-Mobile, 1996]

Tabla 2.3 ENERGÍA EMPLEADA EN RELACIÓN A LA PRESIÓN VACUOMÉTRICA DE OPERACIÓN

$P_{vac}$ absoluta del sistema MED-LE	Energía Térmica para evaporación [kJ/kg]	Energía Térmica para la generación eléctrica y vacío [kJ/kg]	Agua producto [m <sup>3</sup> /día]	Energía total empleada [kJ/kg]	Porcentaje calor para evaporación %	Porcentaje de calor para generación de vacío %
0.07	1033	36	7.18	1069	96.6	3.4
0.08	1038	31	6.7	1069	97.1	2.9
0.095	1051	27	6.4	1078	97.5	2.5
0.1	1054	26	5.8	1080	97.6	2.4
0.15	1105	24	4.2	1129	97.9	2.1
0.2	1326	31	2.7	1357	97.7	2.3

Como puede ser apreciada en la Tabla 2.3, entre menor sea la presión vacuométrica de operación se podrá emplear menor cantidad de energía para la producción de agua destilada. Al reducir la presión vacuométrica de operación, se requiere una mayor cantidad de energía y por ende, el parámetro ET aumenta. La presión mínima para operar el sistema MED-LE sería de 0.45 [bar<sub>abs</sub>], siendo que ahí se alcanza una temperatura de saturación de  $T_{sat}=80$  [°C] y poder generar el vapor necesario.

Con esto podemos determinar cuáles son los puntos más sensibles para la operación del diseño. Uno de ellos es la eficiencia en los intercambiadores de calor y el acercamiento de temperaturas que podemos lograr las condiciones de operación de la MED-LE con los valores termodinámicos apropiados.

Tabla 2.4 PARÁMETROS OPERATIVOS MED-LE 6 [m<sup>3</sup>/día]

Numero de efectos MED-LE	3	
Presión de vacuométrica	0.095	[bar <sub>abs</sub> ]
Porcentaje de desalación	23	[%]
Factor de concentración	1.3	[-]
Energía total empleada	1080	[kJ/kg]
Caída de presión entre cámaras	0.03	[bar]

Para terminar este capítulo, podemos ver que con ayuda de las propiedades termodinámicas y realizando pequeñas evaluaciones de los parámetros de operación, quedan determinados los puntos de operación del sistema mostrados en la Tabla 2.4.

### 3. INTERCAMBIADORES DE CALOR DEL SISTEMA MED-LE

Como se mencionó en el capítulo anterior, el intercambio de calor permitirá el cambio de fase en el flujo de entrada del agua de mar. La confiabilidad que tienen los sistemas térmicos de desalación de agua de mar depende sustancialmente de las capacidades de evaporación, es por ello la relevancia que tiene el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor.

El tipo y la configuración de los evaporadores y condensadores que forman parte de un sistema de desalación térmica implican la aplicación de diferentes correlaciones y metodologías de diseño para tratar de modelar los fenómenos de transferencia de calor tanto interna como externa.

#### 3.1. INTERCAMBIADORES DE CALOR EN DESALADORAS TÉRMICAS

Por lo general, son empleados tres tipos de intercambiadores de calor: los del tipo horizontal con película líquida, vertical de película líquida, evaporadores verticales ascendentes de película líquida (Uche, 2002). De acuerdo a la configuración que se tenga, se tiene que tomar en cuenta el patrón de flujos que se tiene con el agua de alimentación.

El uso de una correlación apropiada para la evaluación del coeficiente de transferencia de calor es esencial para proporcionar un conjunto fiable de resultados del sistema para cuando un nuevo sistema es diseñado.

##### 3.1.1. Evaporadores horizontales

Los evaporadores de película han ganado amplia aceptación en la industria de desalinización debido a algunas ventajas inherentes. El agua de mar es rociada y distribuida como una película sobre el exterior de un haz de tubos horizontales y en el interior de los tubos se lleva a cabo el proceso de condensación (Figura 3.1). En este tipo de configuración se logran altos coeficientes de transferencia de calor (Bourouni, 1999).

La evaporación puede tener lugar con o sin ebullición nucleada aunque es común que no se presente, sin embargo es importante mantener una diferencia de temperaturas bajas para poder evitarla aun cuando la ebullición representa altos niveles de transferencia de calor.

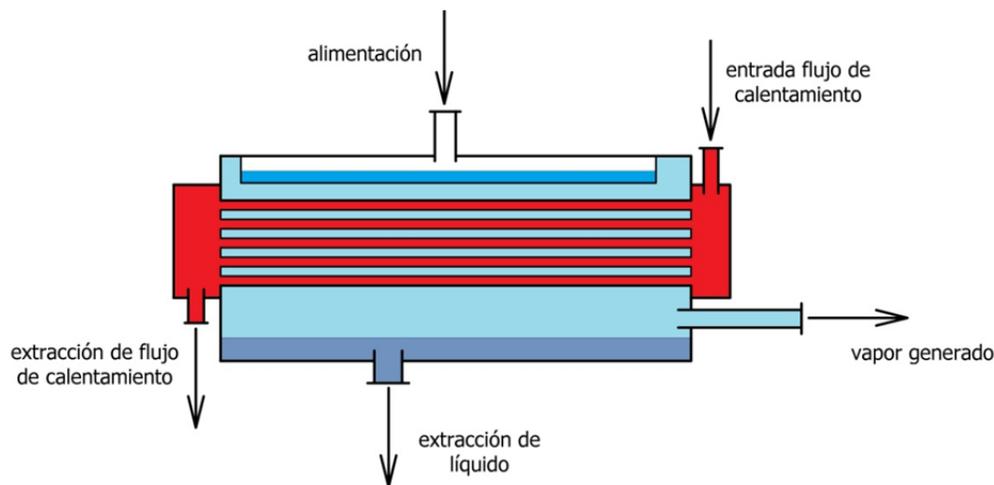


Figura 3.1 Evaporador horizontal de película

##### 3.1.2. Evaporadores verticales

En este tipo de intercambiadores de calor, la evaporación tiene lugar en el interior de tubos verticales, y la condensación fuera de ellas. El agua de mar se pulveriza en la pared del tubo interior del tubo vertical, y fluye hacia

abajo como una película. Por lo tanto, la salmuera tiene que ser bombeada hasta la parte superior de la entrada de los tubos y ahí es rociada para que se forme la película líquida sobre las paredes (Figura 3.2).

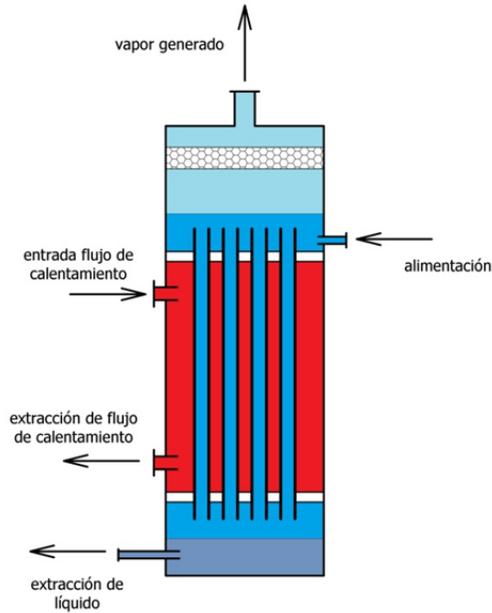


Figura 3.2 Evaporador vertical de película descendente

### 3.1.3. Evaporadores verticales ascendentes

Este tipo de intercambiador de calor se utilizó ampliamente en los años setenta, pero no es tan eficiente como los tubos verticales o la película sobre tubos horizontales. La salmuera entra en los tubos verticales en la parte inferior de los intercambiadores de calor y la condensación o el flujo que cede el calor es por la parte externa de los tubos. Cuando comienza la etapa de cambio de fase, por diferencia de densidades el flujo tiende a subir, así como por capilaridad, el líquido se adhiere hasta la parte superior, que es donde se genera la separación de fases (Figura 3.3).

### 3.1.4. Intercambiadores de la MED-LE

De acuerdo al proceso de desalación de agua de mar, se tiene localizados tres tipos de intercambiadores de acuerdo al tipo de flujo evaluado en los intercambiadores

1. Flujo monofásico interno, evaporación flujo externo
2. Flujo bifásico de condensación interno, evaporación de flujo externo
3. Flujo monofásico interno, condensación de flujo externo

De acuerdo a las características presentadas en los tipos de intercambiadores es necesario realizar los cálculos pertinentes para:

- Cambio de temperatura para flujo monofásicos
- Evaporación de película líquida
- Condensación de película líquida
- Condensación de flujos internos

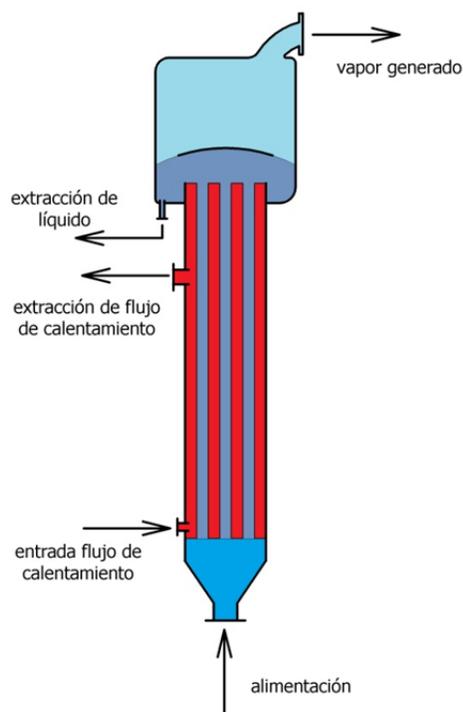


Figura 3.3 Esquema de un evaporador vertical ascendente

### 3.2. EVAPORACIÓN DE PELÍCULA LÍQUIDA

Los evaporadores horizontales de película líquida tienen un potencial significativo para reemplazar evaporadores inundados y del tipo vertical, esto en el caso de los sistemas grandes de refrigeración al igual que en los evaporadores verticales de la industria petroquímica. Las principales ventajas que tiene para el primer caso es que existe un aumento en el rendimiento de la transferencia de calor y la carga de refrigerante se ve reducida. Para aplicaciones petroquímicas, el banco de tubos horizontales representa una ventaja puesto que se pueden emplear tuberías modificadas que permiten un diseño más compacto que los arreglos verticales (Jafar et al., 2007).

Se ha revisado el estado del arte en asunto a los evaporadores horizontales de película líquida. Se han realizado distintos experimentos reportando resultados para distintos lubricantes y refrigerantes, realizando variaciones en cuestiones de la geometría. Así también se revisaron los métodos de diseño para la estimación de la transferencia de calor, así como los métodos para predecir las transiciones de flujo vertical entre las filas de tubos (goteo, columna y laminar) en arreglos horizontales.

Aun no se tiene un método de diseño integral sin embargo, se abordan las ventajas y desventajas que presentan estos equipos en comparación a los evaporadores verticales.

La evaporación en películas líquidas es un proceso controlado por dos subprocesos diferentes de transferencia de calor. En primer lugar, la evaporación de película es un mecanismo por conducción y/o convección a través de ella, en donde el cambio de fase es en la interface vapor-líquido y cuya magnitud está directamente relacionada con el espesor de la película y su régimen de flujo (laminar o turbulento). Si el flujo de calor es superior a la requerida para el inicio de la nucleación (que es frecuente para tubos modificados), la ebullición nucleada también está presente, donde las burbujas crecen dentro de la película calentada y se mueven hacia la interfaz (Jafar et al., 2007). La película normalmente fluye hacia abajo por acción de la fuerza de la gravedad. Por lo tanto, excepto para el mecanismo de la ebullición nucleada, este proceso es muy similar a la condensación de película y de hecho muchas analogías se pueden establecer entre estos dos procesos. Por ejemplo, evaporación de película puede ocurrir en una película laminar hirviendo el exterior de un tubo horizontal, similar a la teoría de Nusselt para condensación de película

laminar. En ambos casos, la transferencia de calor es principalmente dictada por el espesor de película. Además, esta película puede desarrollar ondas en superficie (flujo en transición) o desarrollar turbulencia, estando estrechamente relacionada con el número de Reynolds ( $Re$ ). Por el contrario, en la evaporación de película cuando se presenta la ebullición nucleada, esto es generación de burbujas sobre la superficie, aumenta el coeficiente de transferencia de calor (Thome, 2009). Sin embargo esto puede ser perjudicial puesto que existirán zonas donde únicamente el calor será transferido a una sola fase.

La Figura 3.4 muestra una ilustración esquemática de la generación de la película líquida en tubos lisos horizontal y único presentándose el fenómeno de la ebullición nucleada. Por lo tanto, tanto la evaporación como la ebullición nucleada ocurren para la transferencia de calor en película líquidas. En un evaporador horizontal de película líquida, se utiliza un banco de tubos colocados de tal manera que el líquido cae de tubo a tubo.

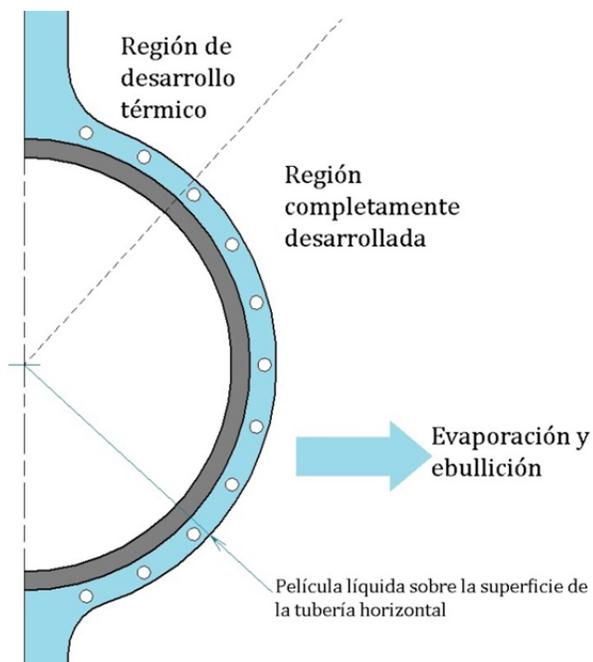


Figura 3.4 Formación de película líquida en tuberías horizontales

Los evaporadores verticales de película descendente se han utilizado durante muchos años en la industria petroquímica. Se utilizan para evaporar líquidos bajo condiciones de vacío, donde la presión estática del líquido de la columna de destilación puede generar un gran subenfriamiento para una operación eficiente como lo sería empleando un recalentamiento por termosifón. También se utiliza para evaporar líquidos sensibles a la temperatura y para eliminar elementos volátiles en mezclas. La película de líquido que cae en el interior de los tubos verticales se distribuye de manera uniforme y esto se logra colocando cabezales distribuidores de líquido en la parte superior del tubo. El caudal se controla no para inundar los tubos con el líquido, sino más bien para formar una película descendente dentro de cada tubo. Por lo tanto, es muy importante en la instalación de estas unidades una tolerancia estricta a la vertical, ya que con una leve inclinación se generan zonas secas en la parte inferior y superior de las tuberías

La evaporación de película se ha utilizado también en grandes sistemas de bombas de calor. Por ejemplo, en el Instituto Federal Suizo de Tecnología en Lausanne se utiliza un ciclo de amoníaco que aprovecha la energía térmica del lago de Ginebra para la calefacción central de los edificios del campus, utilizando dos unidades de 2 [m] de diámetro y 10 [m] de largo, con una configuración horizontal, funcionando con una cantidad significativa inmiscible en el fluido de trabajo. La industria de la desalinización también ocupa evaporadores horizontales de película, por lo general la utilización de bancos horizontales de tubos lisos. Esto permite utilizar la diferencia de temperaturas y así obtener ahorros de energía muy significativos. En las grandes centrales de separación de aire son utilizadas unidades

de condensadores de tubos horizontales en espiral de película externa para lograr un ahorro en el consumo de energía. Los evaporadores de película también se han probado en plantas OTEC (*Ocean Thermal Energy Conversion*), puesto que permite lograr un acercamiento de temperatura más pequeño entre el fluido que se evapora y el fluido de calentamiento, y por lo tanto obtener una mayor eficiencia del ciclo térmico. La evaporación de película también ha sido explotada en amortiguadores y en los generadores de vapor de los sistemas de absorción de bomba de calor. Este tipo de configuración también es conocida como evaporadores de película por pulverización

Una de las más importantes ventajas de operación en los evaporadores horizontales es la gran reducción de la carga de líquido, además de que es posible lograr un mayor rendimiento de transferencia de calor. También, en aplicaciones en unidades de refrigeración, las filas de tubos del fondo puede ser inundadas a propósito para evaporar el líquido y de este modo minimizar el bombeado a la nueva entrada. Los evaporadores horizontales de película son en cierta medida similares a los generadores de vapor de tipo caldera con recalentamiento que se alimentan con aspersores o bandejas. La diferencia es que para lograr una película, la fracción volumétrica de líquido en el depósito se reduce a un mínimo y el caudal de líquido es lo suficiente como para empapar el banco de tubos y evitar la formación de secciones secas, con el fin de evitar la inundación de todos los tubos. El líquido no evaporado es retirado de la carcasa a través de la colocación de una válvula en la parte inferior

Las ventajas que presentan los equipos de evaporación de película en comparación con los evaporadores inundados son (Thome, 2009):

- Reducción de fluido de trabajo, a aproximadamente 1/3 de una unidad de evaporación inundada
- Mayor rendimiento en la transferencia de calor
- Más uniformidad en el coeficiente global de transferencia
- Menor acercamiento de temperaturas
- Diseño más compacto

Aun así, se tiene que considerar las siguientes desventajas:

- Se cuenta con menos experiencia en el diseño de evaporadores de película
- La dificultad de la distribución de líquido en la fila superior del banco de tubos
- Inestabilidad a cargas bajas del fluido refrigerante

Si comparamos los evaporadores horizontales de película con los de evaporadores verticales, presentan las siguientes ventajas potenciales (Thome, 2009):

- Los coeficientes de transferencia de calor en los evaporadores horizontales son más altos que en los evaporadores verticales ya que el flujo de calor por unidad de longitud es mucho menor
- Se disponen con tuberías modificadas para mejorar su rendimiento en tubos de cobre, cobre-níquel, acero al carbono e inoxidable para un aumento de hasta 10 veces en los coeficientes de ebullición
- La aproximación de la temperatura entre el fluido evaporado y el fluido que cede el calor se puede reducir para aumentar la eficiencia de transferencia
- Un banco horizontal puede tener múltiples tubos para el paso del fluido de calentamiento y así aumentar significativamente su coeficiente de transferencia de calor en comparación con un pase único como sucede con las unidades verticales
- Las unidades horizontales pueden ser diseñadas con tuberías de longitud mayor y diámetro más pequeño para reducir el diámetro de la carcasa, no sucediendo esto con los evaporadores verticales, puesto que a medida que se diseñan de longitud más corta, el diámetro de la carcasa aumenta para evitar problemas de zonas secas y la inundación de los equipos
- El diseño a dos pasos con cabezal flotante (Configuración en U) puede ser más específico en unidades horizontales, que facilitan su mantenimiento y resultar ser más baratas que las unidades verticales de un paso.
- La reducción del flujo por unidad de longitud minimiza el tiempo de estancamiento y residencia de los fluidos.

La desventaja principal de las unidades horizontales es para aplicaciones con fluidos corrosivos donde se necesitan tubos de aleaciones específicas. Sin embargo, en la parte interna de la carcasa pueden ser colocados recubrimientos a un costo más bajo. Algunas tuberías, con materiales de acero al carbono y aleaciones de níquel-cobre, se han

modificado y puesto de manera comercial para aumentar la transferencia de calor, con tuberías helicoidales externas, pero se tiene poca experiencia en tuberías verticales modificadas internamente.

### 3.2.1. Consideraciones térmicas para el diseño

Antes de analizar el estado del arte de la transferencia de calor en película, se tiene que considerar los aspectos de diseño que deben de ser tomados en cuenta (Ribatski y Jacobi, 2005).

- La elección del tubo más adecuado para el fluido a tratar. Se tiene en consideración que las tuberías lisas no son convenientes puesto que interfieren con la caída del fluido y la uniformidad del flujo. Se considera apropiado establecer tuberías de geometría modificada según sea el caso.
- La elección de la disposición optima del banco de tubos óptimo (número de tubos y su longitud, anchura y altura del banco, paso del tubo y el diseño del número de pasos).
- Selección y la colocación apropiada de las boquillas de pulverización, aspersores o rejillas para conseguir una distribución uniforme del líquido en la fila superior de tubos en el haz. No se dispone de estos sistemas con facilidad por lo que lo más apropiado es sugerir este tipo de equipos.
- Cantidad mínima de líquido necesario para sobrealimentar y funcionar de manera correcta la unidad. Esto implica evitar la formación de zonas secas mientras que al mismo tiempo limitar el caudal del líquido en la parte superior del banco. Normalmente, el modo de flujo entre los tubos debe ser el modo laminar o columna. La tasa de alimentación de líquido mínimo que es por lo tanto la cantidad de flujo necesaria para mantener el flujo tipo columna en la fila inferior del banco.
- Facilidad de transporte del flujo de vapor generado
- Modelado local de los coeficientes de transferencia de calor y los efectos de transferencia de masa (importante si el líquido es una mezcla azeotrópica) más la influencia de componentes viscosos en el rendimiento, tal como un aceite lubricante en un sistema de refrigeración

Estos puntos también serían relevantes si el diseño de un evaporador horizontal conviene en lugar de un evaporador inundado, un termosifón tipo caldera, etc. En resumen, hay numerosos aspectos que deben ser considerados y no todos ellos bien entendidos, y algunos de ellos sólo se pueden resolver con las pruebas experimentales de las unidades prototipo.

También hay varios mecanismos térmicos y los fenómenos de flujo específico a la evaporación de película en haces de bancos de tubos horizontales que se deben tener en cuenta durante el diseño térmico

- Predicción de las transiciones del modo de flujo de película líquida entre tubos
- Esfuerzos cortantes generados por el vapor en la interface
- Efectos tangenciales del flujo de vapor en los modos de flujo de película entre tubos
- Aparición de la ebullición nucleada en película
- Predicción de los coeficientes de transferencia de calor por fila-tubo y el régimen de flujo
- Predicción del inicio de la formación de zonas secas
- Flujo crítico para ebullición nucleada en películas delgadas
- Efecto de las modificaciones en la geometría sobre los procesos anteriores

Todos estos tienen una influencia importante en el funcionamiento correcto de estas unidades y la optimización térmica, y esencialmente todos requieren estudio adicional (en particular para fluidos que no sean agua y refrigerantes)

### 3.2.2. Modos de flujo descendentes entre tuberías

Uno de los puntos más importantes de los que se han tratado en la descripción de los flujos entre las tuberías, es el de las configuraciones o modo de forma que existen, y se pueden clasificar en 5 modos (Ghiaasiaan, 2008):

1. **Modo goteo:** cuando sólo hay un flujo de líquido en la forma de gotas distintas entre los tubos

2. **Modo columna-goteo.** Este modo intermedio está presente cuando al menos una columna estable existe entre los tubos, además de la caída de gotas. Una columna es un enlace continuo entre los tubos de líquido y se puede desplazar de manera horizontal pero tiene que ser continua para definir este modo
3. **Modo Columna.** Es simplemente cuando sólo hay flujo de líquido en las columnas entre los tubos. A velocidades de flujo más bajas en este modo las columnas tienden a estar alineadas, mientras que a tasas mayores, las columnas se escalonan entre tubo y tubo
4. **Modo columna-laminar.** En este modo intermedio, las columnas y las láminas se presentan simultáneamente entre los tubos. Se considera cuando al menos una lámina es visible en algún sitio entre los tubos. La lámina generada está formada por la fusión de dos columnas cercanas y típicamente tiene un perfil triangular
5. **Modo laminar.** Este modo es cuando el fluido fluye uniformemente entre los tubos como una película continua o una lamina

El progreso de flujo es del modo 1 al 5 conforme se aumenta la tasa de flujo y pueden ser apreciados en la Figura 3.5. Normalmente hay algunos efectos de histéresis en estas transiciones cuando se aumenta o disminuyen las tasas de flujo. Para fines prácticos, se hace caso omiso de estos efectos en el diseño térmico de los intercambiadores

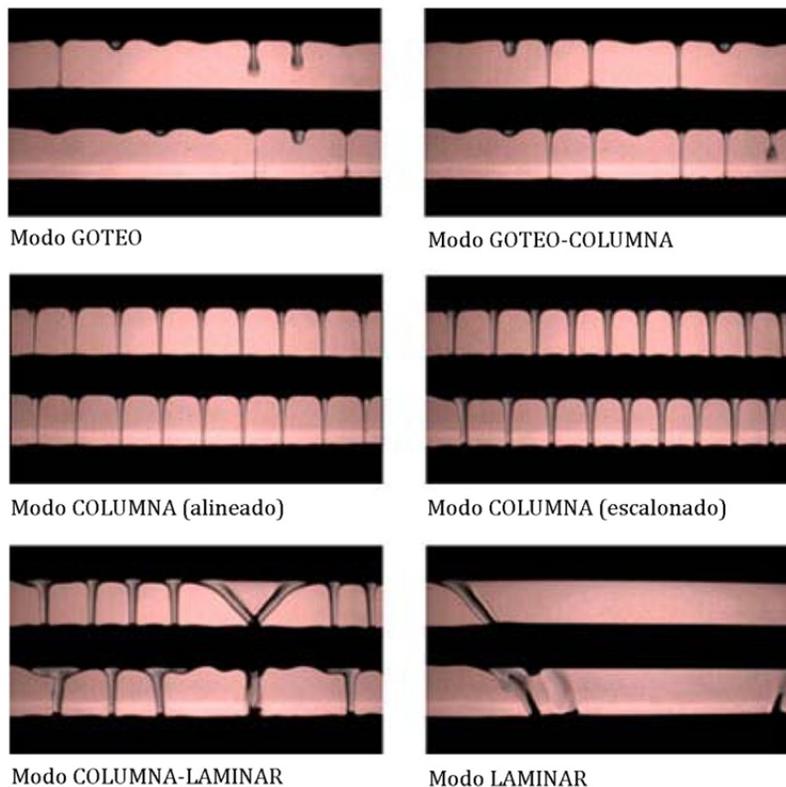


Figura 3.5 Modos de flujo externo sobre tubería horizontal  
[Thome, 2009]

A pesar de las numerosas observaciones de condensación y evaporación de películas descendente, no existe un mapa generalizado que describa estos modos de transición de flujos, sin embargo se han hecho algunas expresiones para la transición en fluidos individuales de condensación en tuberías aletadas (Honda et al., 1987). Sin embargo estos procesos son similares a películas adiabáticas, estudios que se han presentado para una variedad de fluidos, diámetros de tubo, bancos de tubo y las tasas de flujo con y sin flujo de gas en contracorriente (Hu y Jacobi, 1996). Con base en las observaciones realizadas, se propuso un mapa con las zonas de modo de flujo en función del número de Reynolds (en función del gasto másico por unidad de longitud  $\Gamma$ )  $Re_{\Gamma}$  y el número de Galileo en función de las propiedades de la fase líquida  $Gal_L$ . Se generaliza en cuatro expresiones de transición generando cinco zonas expresadas en las siguientes ecuaciones:

Goteo $\Leftrightarrow$ Goteo-Columna	$Re_{\Gamma} = 0.074Ga_L^{0.302}$
Goteo-Columna $\Leftrightarrow$ Columna	$Re_{\Gamma} = 0.096Ga_L^{0.301}$
Columna $\Leftrightarrow$ Columna-Laminar	$Re_{\Gamma} = 1.414Ga_L^{0.233}$
Columna-Laminar $\Leftrightarrow$ Laminar	$Re_{\Gamma} = 1.448Ga_L^{0.236}$

El número modificado de Galileo  $Ga_L$  se define como:

$$Ga_L = \frac{\rho_L \sigma^3}{\mu_L^4 g}$$

Se define para estas ecuaciones el número de Reynolds de película  $Re_{\Gamma}$ , el cual es:

$$Re_{\Gamma} = \frac{4\Gamma_L}{\mu_L}$$

Donde:

$\rho$ : densidad

$\sigma$ : tensión superficial

$\mu$ : viscosidad dinámica

$g$ : aceleración de la gravedad

$\Gamma$ : flujo másico líquido por unidad de longitud

y el subíndice:

L: fase líquida

La velocidad de flujo local o ambos lados de los tubos es  $2\Gamma$  y esta definición está considerada para un  $Re$  de una placa vertical donde el flujo es  $\Gamma_L$ . El mapa tiene la aplicación en los tubos lisos para velocidades de aire menores a 15 [m/s]. El número modificado de Galileo  $Ga_L$  se hace mención en ocasiones como el número de película y es el inverso del número de Kapitza  $Ka$  definido como:

$$Ka = \frac{\mu_L^4 g}{\rho_L \sigma^3}$$

La Figura 3.6 se muestra el mapa de transición de los modos de flujo con  $Re_{\Gamma}$  vs  $Ga_L$  (Roques et al., 2002). Fue realizado a través de experimentos sobre un banco de tubos lisos de 19.05 [mm] obtenidos con mezclas de agua, glicol, y una mezcla de 1:1 de agua glicol.

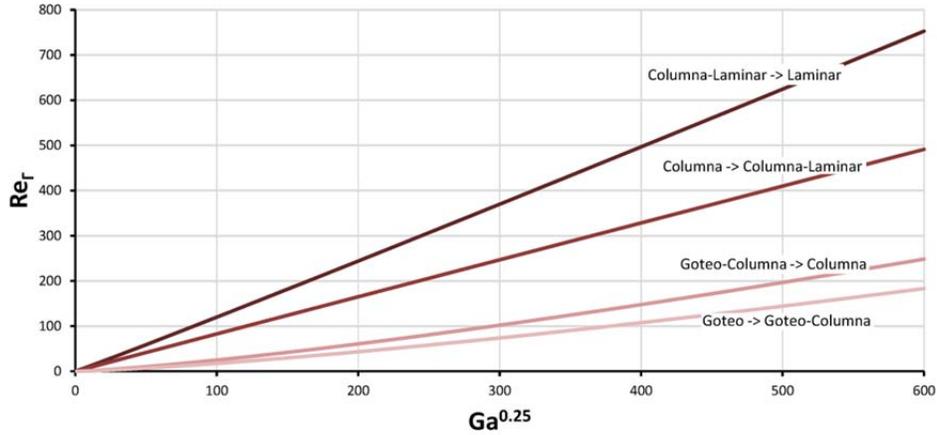


Figura 3.6 Transición es de modos de flujos para tubos planos

De las mediciones de transición de flujo y observaciones se han correlacionado con las expresiones siguientes (Roques et al., 2002):

Goteo $\Leftrightarrow$ Goteo-Columna	$Re_T = 0.0417Ga_L^{0.3278}$
Goteo-Columna $\Leftrightarrow$ Columna	$Re_T = 0.0683Ga_L^{0.3204}$
Columna $\Leftrightarrow$ Columna-Laminar	$Re_T = 0.8553Ga_L^{0.2483}$
Columna-Laminar $\Leftrightarrow$ Laminar	$Re_T = 1.068Ga_L^{0.2563}$

Se realizaron estudios para la variación de la distancia horizontal entre las gotas y entre las columnas en los modos de flujo respectivos (Hu y Jacobi, 1996), observando el efecto del espaciamiento entre tubos. Más recientemente, se elaboró una investigación sobre los modos de flujos en relación a los efectos del esfuerzo cortante del vapor, el diámetro del tubo, espaciamiento y la altura del banco de tubos. Se observó que el flujo de gas en contracorriente al flujo de líquido tiende a desestabilizar el modo laminar y los modos de columna. Los efectos del espaciamiento entre tubos resultan ser muy importantes para los modos de transición, especialmente para  $(S - D)/Ca > 6$  donde  $S$  es el paso del tubo vertical,  $D$  es el diámetro del tubo y  $Ca$  es la constante capilar, y está definida como (Wei y Jacobi, 2002):

$$Ca = \sqrt{\frac{\sigma}{g\rho_L}}$$

### 3.2.3. Estudios sobre la transferencia de calor

La mayor parte de la documentación encontrada hace referencia hacia fluidos de trabajo como el agua o algunos refrigerantes como el R-11. Se presentan algunos de los métodos de cálculos encontrados para unidades de evaporación horizontal, con la limitación de que están consideradas para flujos puros y que por lo tanto es necesario realizar una eventual ampliación para mezclas. En un artículo de referencia (Chun y Seban, 1971) se analizaron los coeficientes de transferencia de calor de película para el agua en tubos planos verticales, tanto para flujo laminar como para flujo turbulento, de acuerdo con la siguiente expresión:

$$h_{fg} \frac{d\Gamma_L}{dz} = k_L \frac{T_s - T_{sat}}{\delta}$$

Donde:

$h_{fg}$ : calor latente de evaporación  
 $k$ : conductividad térmica  
 $\delta$ : espesor de la película líquida  
 $z$ : dirección axial de la tubería

y los subíndices:

$s$ : superficie de la tubería  
 $sat$ : condición de saturación del fluido

Este es el mismo supuesto asumido por Nusselt en 1916 en su teoría condensación de película. La tasa de flujo se modela como el flujo másico por unidad de longitud  $\Gamma_L$  se modela con la siguiente expresión (Chun y Seban, 1971):

$$\Gamma_L = \frac{g\rho_L^2\delta^3}{3\mu_L}$$

Cuando se generan ondas en la superficie del flujo que es lo que advierte de la transición del régimen en la interface, se estimó la reducción del espesor promedio de la película por la ondulación y se observó un incremento en la transferencia de calor determinada experimentalmente. Se presentaron las siguientes ecuaciones empíricas para predecir la transferencia de calor en flujos laminares y turbulentos para películas de evaporación en tubos verticales sin ebullición nucleada, respectivamente en la región de desarrollo:

$$h_{\Gamma,lam} = 0.821 \left( \frac{\mu_L^2}{g\rho_L^2k_L^3} \right)^{-\frac{1}{3}} Re_{\Gamma}^{-0.22}$$

$$h_{\Gamma,tur} = 0.00381 \left( \frac{\mu_L^2}{g\rho_L^2k_L^3} \right)^{-\frac{1}{3}} Re_{\Gamma}^{0.4} \left( \frac{v_L}{\alpha_L} \right)^{0.65}$$

Donde:

$h$ : coeficiente de transferencia de calor  
 $v$ : calor latente de evaporación  
 $\alpha$ : conductividad térmica

y los subíndices:

$lam$ : flujo laminar  
 $tur$ : flujo turbulento

Con  $Re_{\Gamma} = (4\Gamma_L)/\mu_L$ . En el trabajo también se sugiere que el número de Weber es un buen parámetro para la predicción de la transición de flujo laminar a turbulento para películas líquidas. El número de Weber  $We$  está definido como:

$$We = \sqrt{\frac{\rho_L u_L^2}{\sigma}}$$

Se propuso un criterio de transición con  $We=1$ . Se presentó un trabajo experimental empleando agua en tubos horizontales usando un sistema de distribución a lo largo del eje (Fletcher et al, 1974).

En uno de los estudios más completos de evaporación de película en bancos de tubos horizontales, se probó con fluidos refrigerantes R-12, R-22 y R-113 en bancos de tubos simulados de 40 fila de longitud (Danilova et al, 1976). Se probaron con longitudes de 330 [mm], calentando eléctricamente acero inoxidable de 18 [mm] de diámetros exterior de espesor de 0.3 [mm] y una superficie nominal de 1 [ $\mu$ m]. Los arreglos en los bancos de tuberías empleó un distribuidor de líquido en la parte superiores. Se colocaron de manera escalonada en arreglos de uno a tres tubos

en seis filas, probando relación de paso vertical entre tubos de 1.1, 1.3, 1.5 y 2.2. A pesar de que muchos experimentos se reportan con  $\Gamma_L$ , sus resultados están en flujos volumétricos por unidad de longitud [ $m^3/m\ s$ ], describe tres zonas distintas de transferencia de calor:

- En la zona de evaporación de la película, el coeficiente de transferencia de calor es controlada por la velocidad de flujo volumétrico de líquido y es casi independiente del flujo de calor  $q'$  saturación y de la temperatura de saturación  $T_{sat}$ .
- En la zona desarrollada de ebullición, el coeficiente de transferencia de calor es controlado por  $q'$  y  $T_{sat}$  pero es casi independiente de la tasa de flujo volumétrico de líquido
- En la zona de transición de los dos regímenes anteriores, el coeficiente de transferencia de calor se ve afectada por los tres factores

Basándose en estos resultados, se propuso una correlación empírica para la evaporación de película como una función de  $Re_r$ , el número de Prandtl líquido  $Pr_L$  y la relación de paso vertical del tubo  $S/D$  y una segunda correlación para la ebullición nucleada. Por evaporación de la película, todos sus datos se correlacionaron como un número de Nusselt de película  $Nu_r$ :

$$Nu_r = 0.03Re_r^{0.22}Re_r^{*0.04}Pr_L^{0.32}\left(\frac{S}{D}\right)$$

Por ebullición nucleada, el número de Nusselt de ebullición  $Nu_{nb}$  es:

$$Nu_{nb} = 0.00132Re_{nb}^{0.63}K_p^{0.72}Pr_L^{0.48}$$

La ecuación se utiliza para el número de Reynolds de película y para el número de Prandtl para el líquido. Los números adimensionales se definen como:

$$Nu_r = \frac{h_r}{k_L} \left( \frac{\mu_L^2}{g\rho_L} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_{nb} = \frac{h_r}{k_L} \left( \frac{\sigma}{g(\rho_L - \rho_G)} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$Re_r^* = \frac{q'\rho_L}{h_{fg}\rho_G\mu_L} \left( \frac{\mu_L^2}{g\rho_L} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$Re_{nb} = \frac{q'\rho_L}{h_{fg}\rho_G\mu_L} \left( \frac{\sigma}{g(\rho_L - \rho_G)} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$K_p = \frac{P_{sat}}{\sigma} \left( \frac{\sigma}{g(\rho_L - \rho_G)} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Donde:

$q'$ : flujo de calor por unidad de área

P: Presión

y los subíndices:

L: fase líquida

G: fase gaseosa (vapor)

nb: nucleate boiling (ebullición nucleada)

Los datos comparativos obtenidos con estas correlaciones se compararon con datos experimentales, obteniendo una desviación máxima del 15%.

Se desarrolló un modelo combinado para la evaporación de película y la ebullición nucleada sobre tuberías horizontales con parámetro  $L$ , donde  $L$  se fijó igual a todo el perímetro, es decir,  $L=\pi D$ . Se consideraron tres modos de calentamiento: el de una película subenfriada sobre todo la longitud  $L_{dev}$ , una evaporación de película saturada en la longitud restante y una ebullición nucleada en película en el perímetro entero (Lorenz y Yung, 1979). La transferencia de calor media es la suma de estas tres contribuciones individuales

$$h_{prom} = h_{nb} + h_{\Gamma,dev} \left( \frac{L_{dev}}{L} \right) + h_{\Gamma} \left( 1 - \frac{L_{dev}}{L} \right)$$

En la ecuación anterior el valor de  $h_{nb}$  es el coeficiente de ebullición nucleada sobre la longitud  $L$ ,  $h_{\Gamma,dev}$  es el coeficiente convectivo de la transferencia de calor en la región de desarrollo térmico de la longitud  $L_{dev}$ , y  $h_{\Gamma}$  es el coeficiente convectivo en la zona desarrollada (Chun y Seban, 1971) para tubos verticales. En la región de desarrollo se estima el coeficiente convectivo como si lo fuera para la zona subenfriada, es ahí donde la película es calentada a la temperatura de saturación del líquido y la evaporación es generada por una conducción de calor simple, y se relaciona a través de:

$$h_{\Gamma,dev} = 0.375 c_{pL} \left( \frac{\Gamma_L}{L_{dev}} \right)$$

Se desarrollaron investigaciones sobre los efectos de vapor/líquido en el modo de flujo de la película de líquido en la parte inferior de los tubos horizontales debido al arrastre del vapor generado. Se presentó un criterio para la transición del modo goteo al modo columna de un tubo al siguiente, similar al proceso que ocurre durante el drenado de la condensación en tubos verticales como se muestra en la Figura 3.7 (Yung et al, 1980). Se observó que la inestabilidad de onda de Taylor puede ocurrir sobre la interface líquida por debajo del tubo se puede calcular como  $\lambda_T$ :

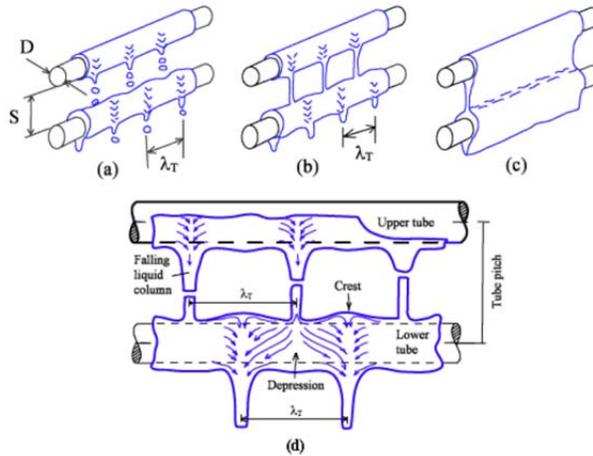


Figura 3.7 Modos de flujos en películas líquidas  
[Falling Film evaporator, Data Book III]

$$\lambda_T = 2\pi \left( \frac{n\sigma}{g\rho_L} \right)^{\frac{1}{2}}$$

La constante  $n$  en esta expresión es igual a 3 si la película de líquido es relativamente gruesa (espesor mayor que la longitud de onda de Taylor) o es igual a 2 si la película líquida es relativamente más delgada (espesor menor que la longitud de onda de Taylor). El valor de 2 fue muy útil para las observaciones realizadas. Para la predicción de la transición a modo de columna al modo goteo, se determinó que ocurría cuando el flujo másico por unidad de longitud es igual a:

$$\Gamma_{L,trans} = \left( \frac{0.81\pi\rho_L d_p^3}{6\lambda_T} \right) \left( \frac{2\pi\sigma}{\rho_L\lambda_T^3} \right)^{\frac{1}{2}}$$

La gota primaria de diámetro  $d_p$  está dada por la siguiente ecuación donde la mejor constante encontrada para que coincida con su observación fue de 3.0:

$$d_p = 3 \left( \frac{\sigma}{g\rho_L} \right)^{\frac{1}{2}}$$

En consecuencia, se tiene un segundo método la predicción global del coeficiente de transferencia de calor en tubos horizontales y un criterio para la predicción de los modos de transición de los flujos entre tubos

Para tener en cuenta el efecto de la altura de alimentación de líquido por encima de un tubo horizontal en la evaporación de película descendente, Owens (1978) propuso varias correlaciones basadas en estos datos y de otros dos estudios de evaporación de películas sin ebullición nucleada. Para flujos laminares el propuesto:

$$Nu_{\Gamma,lam} = 2.2 \left( \frac{H}{D} \right)^{0.1} Re_{\Gamma}^{\frac{1}{3}}$$

Para las películas turbulentas, propuso

$$Nu_{\Gamma,lam} = 0.185 \left( \frac{H}{D} \right)^{0.1} Re_{\Gamma}^{\frac{1}{2}}$$

Donde  $H$  es la altura de líquido por encima de la parte superior del banco y  $D$  es el diámetro del tubo. La transición entre estos dos regímenes de flujo se prevé que ocurre cuando

$$Re_{\Gamma,trans} = 1680 Pr_L^{\frac{1}{2}}$$

Siendo el número de Reynolds de película  $Re_{\Gamma}$ . Este criterio es una función del número de Prandtl líquido  $Pr_L$  únicamente.

Como se puede apreciar, la modelación que se tiene para sistemas de evaporación de película es muy variada. Actualmente se continúa con investigaciones sobre puntos muy específicos de los procesos de evaporación en bancos horizontales, así como la dinámica del flujo sobre las superficies y las condiciones a las que muchas de ellas operan.

En el Instituto de Ingeniería se diseñó y se manufacturó un evaporador del sistema MED-LE, el cual será puesto en operación para obtener datos experimentales que ayuden al diseño de sistemas de campo. Para ello, se muestra en el siguiente capítulo las consideraciones propuestas para el diseño, así como las consideraciones de instalación, y posteriormente, se presenta un análisis más detenido con la ayuda de las correlaciones expuestas en este capítulo.

## 4. DISEÑO DE SISTEMA DE CÁMARA EVAPORADA MED-LE

Como parte del desarrollo de los sistemas de desalación del Instituto de Ingeniería, se manufacturó la primera cámara del sistema MED-LE. En este modelo contempla el aprovechamiento de recursos geotérmicos simulados, para ponerlo en operación en laboratorio y realizar pruebas experimentales que permitan validar los resultados teóricos obtenidos.

### 4.1. DISEÑO DE MODELO DE EVAPORADOR MED-LE

Para este modelo de laboratorio solo se consideraron los parámetros de operación del primer efecto del sistema MED-LE.

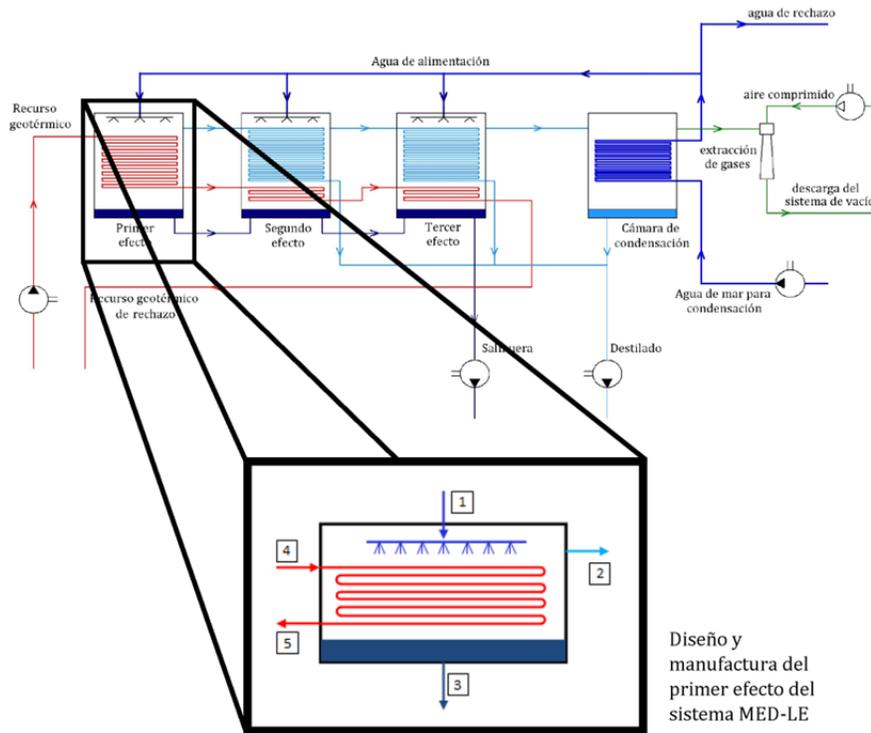


Figura 4.1 Primer evaporador MED-LE modelo de laboratorio

Tabla 4.1 DATOS OPERATIVOS DEL EVAPORADOR MED-LE LABORATORIO

Punto de evaluación	1	2	3	4	5	
Temperatura	25	60				[°C]
Presión	2.0	0.2	0.2	3.0	2.7	[bar]
Flujo másico	0.113	0.022	0.091	0.56	0.56	[kg/s]
	líquido subenfriado	Vapor saturado	líquido saturado	líquido subenfriado	líquido subenfriado	

En la Figura 4.1 se muestran las entradas y salidas de que existen en la cámara. El punto 1 es el agua de mar, considerada con una concentración de 35000 [ppm]. Los puntos 2 y 3 son los productos obtenidos de la cámara,

vapor saturado prácticamente puro (aproximadamente con 10 [ppm] de concentración de gases no condensables) y el líquido saturado o salmuera, que es la fase donde se concentra la sal separada del gasto másico de vapor obtenido. Los puntos 4 y 5 son la entrada y la salida del recurso geotérmico, el cual será la fuente de energía térmica necesaria para llevar a cabo la evaporación. La Tabla 4.1 muestra las características de los flujos utilizados en la cámara.

A través de un balance de energía, se pueden estimar las propiedades más definidas en este sistema de evaporación. Para estos cálculos, se consideró que las características de los flujos son en relación al agua pura. La variación de las propiedades de los flujos, mostrados en la Tabla 4.2 y en Tabla 4.3, que están consideradas en base a los datos de REFPROP, librería de propiedades físicas de fluidos.

Tabla 4.2 PROPIEDADES DEL RECURSO GEOTÉRMICO

	Entrada	Salida
Presión [bar]	3.00	2.90
Temperatura [°C]	85.00	60.00
Gasto másico [kg/s]	0.56	0.56
Entalpía [kJ/kg]	356.20	250.60
Entropía [kJ/kgK]	1.13	0.83

Tabla 4.3 PROPIEDADES DEL AGUA DE MAR Y PRODUCTOS (VAPOR Y SALMUERA)

	Agua de mar	Vapor	Salmuera
Presión [bar]	3.000	0.156	0.156
Temperatura [°C]	40.00	54.8	54.8
Gasto másico [kg/s]	0.113	0.022	0.091
Entalpía [kJ/kg]	166.984	2599.755	229.447
Entropía [kJ/kgK]	0.570	7.993	0.766
Concentración de sales [ppm]	35000		43409
CF			1.24

El diseño está basado en un CF de 1.24, con el fin de evitar problemáticas de incrustación y de corrosión en los materiales, así como se estableció que todo el vapor generado se da por conducción de calor. Para el dimensionamiento del intercambiador de calor se empleó la metodología de diferencias logarítmicas LMTD. Este método consiste en generalizar la ecuación de transferencia de calor a:

$$\dot{Q} = UA(LMTD)$$

La variable  $U$  representa el coeficiente global de transferencia de calor que es igual a la suma de las resistencias térmicas equivalentes del sistema. Y la variable  $LMTD$  se considera como la diferencia promedio de la diferencia de temperatura. Para esto se ocupó la siguiente relación:

$$LMTD = \frac{(T_{B,sal} - T_{A,ent}) - (T_{B,ent} - T_{A,sal})}{\ln\left(\frac{T_{B,sal} - T_{A,ent}}{T_{B,ent} - T_{A,sal}}\right)}$$

Sustituyendo los valores se obtiene:

$$LMTD = \frac{(90 - 54.8) - (60 - 40)}{\ln\left(\frac{90 - 54.8}{60 - 40}\right)} = 26.88^{\circ}\text{C}$$

Existen factores de corrección para las LMTD para flujos cruzados, en este caso se ocuparon las siguientes relaciones:

$$P = \frac{T_{rg,2} - T_{rg,1}}{T_{am,1} - T_{rg,1}} \qquad R = \frac{T_{am,1} - T_{am,2}}{T_{rg,2} - T_{rg,1}}$$

Sustituyendo los valores se obtuvo que  $P=0.60$  y de  $R=0.59$ . Para el cálculo del factor de corrección se recurrió a un software, desarrollado por *ChemSOF*, que determina el factor de corrección  $F$ . Con los valores obtenidos, el factor  $F$  se consideró igual a  $F=0.9187$ , por lo que el valor de LMTD corregido se consideró como:

$$LMTD_{\text{corregido}} = F * LMTD = 0.9187 * 26.88 = 24.69[^\circ\text{C}]$$

Para el cálculo del coeficiente  $U$  es necesario determinar los coeficientes convectivos tanto internos como externos en el flujo. Se utilizaron tres correlaciones que emplean valores del  $Re$  y de  $Pr$  para la estimación de  $Nu$ .

Correlación de Dittus y Boelter:  $0.7 \leq Pr \leq 1600$ ;  $Re > 10^4$ :

$$Nu = 0.023Re^{0.8}Pr^{\frac{1}{3}}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

Correlación de Sleicher y Rouse:  $0.7 \leq Pr \leq 16000$ ;  $Re > 10^4$ :

$$Nu = 0.027Re^{0.8}Pr^{\frac{1}{3}}$$

Correlación de Prandtl:  $0.5 \geq Pr$ :

$$Nu = \frac{\frac{f}{2}RePr}{1 + 8.7\sqrt{\left(\frac{f}{2}\right)}(Pr - 1)}$$

$$f = (1.58 * \ln(Re) - 3.28)^{-2}$$

Correlación de Gnielinski:

$$Nu = \frac{\frac{f}{2}RePr}{1.07 + 9\sqrt{\left(\frac{f}{2}\right)}(Pr - 1)Pr^{0.25}}$$

Definiendo:

$$Re = \frac{v\rho D}{\mu} \qquad Pr = \frac{\mu C_p}{k}$$

Se determinaron los números adimensionales de acuerdo a la temperatura media de operación del recurso geotérmico, considerando un diámetro preliminar de 3/8 [in] (0.01 [m]):  $Re=6328$  y  $Pr=1.96$ .

Al sustituir los valores en las correlaciones se obtiene los siguientes datos que se muestran en la Tabla 4.4.

Para determinar el coeficiente de transferencia externo es necesario estimarlo considerando los evaporadores de película. Como se vio en el capítulo 3, este tipo de evaporadores generan una película de fase líquida alrededor de los tubos. Varias correlaciones planteadas consideran que es necesario determinar el espesor de la película. Se calculo en base a una ecuación que determina el espesor de la película dependiendo del ángulo, se empleó para el cálculo de un espesor promedio (Awad et al, 2000). La ecuación utilizada fue:

Tabla 4.4 COEFICIENTES  $h_i$  PARA FLUJO INTERNO

Correlación	$h_i$ [W/m <sup>2</sup> K]
Prandtl	6734
Gnielinski	6397
Ditus y Boelter	3541
Sletcher y Rouse	3966

$$\delta(\theta) = \left[ \frac{4\mu_L \Gamma_L}{\rho_L g \left(\frac{D_e}{2}\right) (\rho_L - \rho_G) (\text{Sen}^2 \theta)} \right]^{\frac{1}{3}}$$

Realizando un barrido a lo largo del perímetro de la tubería se estableció que:

$$\delta_{\max} = 0.00243[\text{m}]$$

$$\delta_{\min} = 0.00008[\text{m}]$$

Las correlaciones empleadas para determinar el coeficiente convectivo fueron las siguientes:

Correlación (Xu et al, 2004):

$$h_e = 5.169 \times 10^{-11} \left( \frac{h_{fg} g \rho_L^2 D_0^2}{\Delta T \mu_L} \right) \left( \frac{\delta_{\text{prom}}}{D_0} \right)^{-0.422 \Delta t^{0.503}} \left( 1 + \frac{\delta_{\max} - \delta_{\min}}{\delta_{\text{prom}}} \right)$$

Correlación (Han y Fletcher, 1985):

$$h_e = 0.0004 \text{Re}^{0.2} \text{Pr}^{0.65} q^{0.4} \left( \frac{\mu^2}{\rho^2 g k^3} \right)^{-\frac{1}{3}}$$

$$500 < Re < 7000$$

$$1.3 < Pr < 3.6$$

$$30 < Q < 80 [\text{kW}]$$

$$49 < T < 127 [^\circ\text{C}]$$

Correlación de Shah -Ssciubba (Ghiassiaan, 2008):

$$\text{Nu} = 0.62 \left[ g(\rho_L - \rho_G) h_{fg} \frac{D_e}{k_G v_G (T_s - T_{\text{sat}})} \right]$$

$$T_w = 0.5(T_s - T_{\text{sat}})$$

$$h_{fg} = h_{fg}(1 + 0.34\text{Ja})$$

$$\text{Ja} = C \frac{T_{\text{sat}} - T_s}{h_{fg}}$$

$$\text{Nu} = h_e \frac{D_e}{k_L}$$

Correlación de V.N. Slesarenko (Ghiassiaan, 2008)

$$h_e = \frac{A}{\Gamma^m \left(\frac{C}{C_0}\right)^n}$$

Donde  $m$ ,  $n$  y  $C_0$  son constantes que depende de la concentración de sales en el agua de mar. Esta ecuación es válida para  $Re$  entre 500 y 1500. Los resultados de la aplicación de las correlaciones se muestran en la Tabla 4.5.

Tabla 4.5 COEFICIENTES  $h_e$  PARA PELÍCULA EXTERNA

correlaciones	$h_e$ [W/m <sup>2</sup> K]
Shah	3984
Han y Fetcher	5082
Xu et al (2004)	3986
V.N. Slesarenko	1997

Tomando en consideración que de los valores calculados se toma un promedio para los coeficientes de transferencia de calor tanto interno como externo

$$h_e = 4102 \left[ \frac{W}{m^2K} \right]$$

$$h_i = 5160 \left[ \frac{W}{m^2K} \right]$$

Considerando una tubería de cobre, el coeficiente de transferencia de calor da un valor de:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{4102} + \frac{0.001}{393} + \frac{1}{5160}} = 1547 \left[ \frac{W}{m^2K} \right]$$

A partir de los valores, con la ecuación de la transferencia de calor global obtenemos el área total de transferencia

$$Q = UA(LMTD)$$

$$A = \frac{Q}{U(LMTD_c)}$$

Sustituyendo los valores se determina que:

$$A = \frac{58670}{1547(26.68)} = 1.421[m^2]$$

Para este caso, se propuso emplear un número de tubos definido de  $n=28$ . Teniendo este valor del número de tubos propuesto se determina la longitud del intercambiador  $L_T$ :

$$L_T = \frac{A}{\pi D_e n} = \frac{1.421}{\pi * 0.0127 * 28} = 1.27[m]$$

Para elegir la configuración de la tubería, se propone emplear una configuración de ángulo de 45°C en la celda de intercambiadores. De acuerdo a la Figura 4.2:

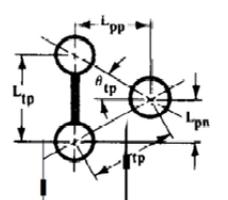
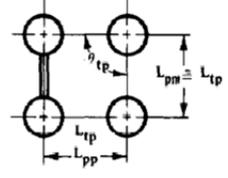
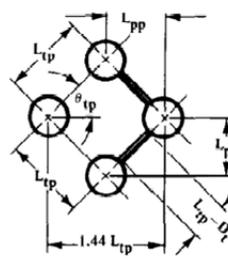
Cross flow →	$\theta_{tp}$	$L_{tp}$	$L_{pp}$
	30°	$0.5L_{tp}$	$0.866L_{tp}$
	90°	$L_{tp}$	$L_{tp}$
	45°	$0.707L_{tp}$	$0.707L_{tp}$

Figura 4.2 Disposición de tuberías y factores de corrección [Single Phase Shell flows, Data Book III, 2009]

Para un diámetro exterior de media pulgada se recomienda un paso  $L_{tp}$  de 22[mm]. Con este valor y el ángulo mencionado, los demás datos del arreglo pueden calcularse fácilmente con trigonometría.

El diámetro equivalente del arreglo de los tubos y los espacios entre estos resulta de 12 [cm] estimando el espacio necesario para la instalación del resto de las partes, dentro de la carcasa, con el demister, el tubo de alimentación, el cabezal flotante etc., se determina que el diámetro de la carcasa resulta de 35[cm].

## 4.2. CARACTERIZACIÓN DEL EQUIPO

Para determinar el diámetro del arreglo, se deben de considerar todos los tubos así como el número de paso de los tubos. Esto se engloba en la siguiente ecuación:

$$D_a = D_0 \left( \frac{NT}{K_1} \right)^{\frac{1}{n}}$$

Las constantes  $K_1$  y  $n$  se determinan con los valores de la Tabla 4.6 en función del arreglo así como el diámetro equivalente del arreglo de los tubos

$$D_a = 0.0127 \left( \frac{28}{0.319} \right)^{\frac{1}{2.142}} = 0.1025[\text{m}]$$

Tabla 4.6 TABLA DE CONSTANTES  $K_1$  Y  $n$  PARA DISPOSICIÓN DEL BANCO DE TUBERÍAS

Arreglo triangular $P=1.25D_o$					
Numero de pasos	1	2	4	6	8
$K_1$	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
$n$	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
Arreglo cuadrado $P=1.25D_o$					
Numero de pasos	1	2	4	6	8
$K_1$	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.331
$n$	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

El diámetro de la carcasa se puede estimar con la siguiente fórmula:

$$D_{car} = 0.637 \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \left[ \frac{A \left( \frac{PT}{D_{ext}} \right)^2 D_{ext}}{LT} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Los valores de CL y CTP se pueden adquirir de en la Tabla 4.7.

Tabla 4.7 TABLA DE COEFICIENTES CTP Y CL

Numero de pasos			Tipo de arreglo		
CTP			CL		
1	Paso	0.93	$\theta$	45	1.0
2	Paso	0.90	$\theta$	60	0.87
3	Paso	0.85	$\theta$	90	1.0

Sustituyendo en la fórmula:

$$D_{car} = 0.637 \sqrt{\frac{0.87}{0.9}} \left[ \frac{1.421 \left( \frac{0.022}{0.0127} \right)^2 0.0127}{1.27} \right]^{\frac{1}{2}} = 48[\text{cm}]$$

La caída de presión se determina empleando la siguiente fórmula:

$$\Delta P = \frac{f L_T N_T P T \dot{m}}{2 D_{int} g \left( \frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}}$$

Donde:

$$f = 0.3164 \text{Re}^{-0.25}$$

Determinando así una caída de presión a lo largo del intercambiador del  $\Delta P=0.03$  [bar].

Con los datos obtenidos se prosiguió al paso de realizar el dimensionamiento del evaporador en CAD para generar planos de manufactura. Se localizó a proveedores del servicio de manufactura a través de la UPBC (Universidad Politécnica de Baja California) con la que se tienen convenios de colaboración para la generación de conocimiento académico y tecnología a través de los sistemas de desalación térmica.

## MANUFACTURA DEL EQUIPO DE EVAPORACIÓN MED-LE

Con los parámetros de diseño implementados en este cálculo, se procedió a realizar un esquema en CAD. Esto se realizó con el fin de generar planos de manufactura para la construcción de este modelo. En la Figura 4.3 se muestra el ensamble realizado del modelo.

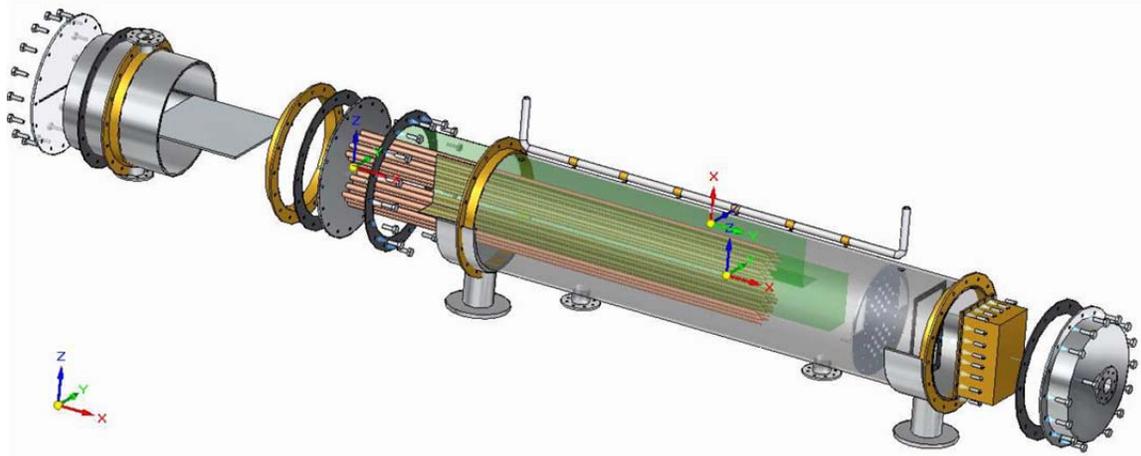


Figura 4.3 Modelo CAD para evaporador MED-LE  
[Alarcón, R., 2012]

Se puede apreciar que tiene como características un intercambiador de dos pasos, ocupando un cabezal flotante, y un arreglo de 28 tubos de forma escalonada a 45°.

El equipo fue manufacturado y posteriormente se iniciaron los preparativos para la instalación en los inmuebles de la Universidad Politécnica de Baja California UPBC, con la finalidad de simular la operación del sistema para conocer el rendimiento del equipo. Se realizarán pruebas de:

- Variación de gasto másico
- Variación de la concentración de sales en el agua de alimentación
- Variación de flujo geotérmico simulado
- Variación de las presiones de vacío

Se planea la obtención de datos en relación al rendimiento térmico al que fue diseñado, y tiene como objetivo realizar parámetros de importancia para la adaptación de equipo posteriores que puede ser instalado en campo, además de la implementación de las cámaras subsecuentes para los efectos del diseño completo de la MED-LE.

Se realizó una estancia académica con el fin de preparar las instalaciones adecuadas para el inicio de las pruebas del modelo experimental. En la Figura 4.4 se muestra el esquema de instalaciones necesarias.

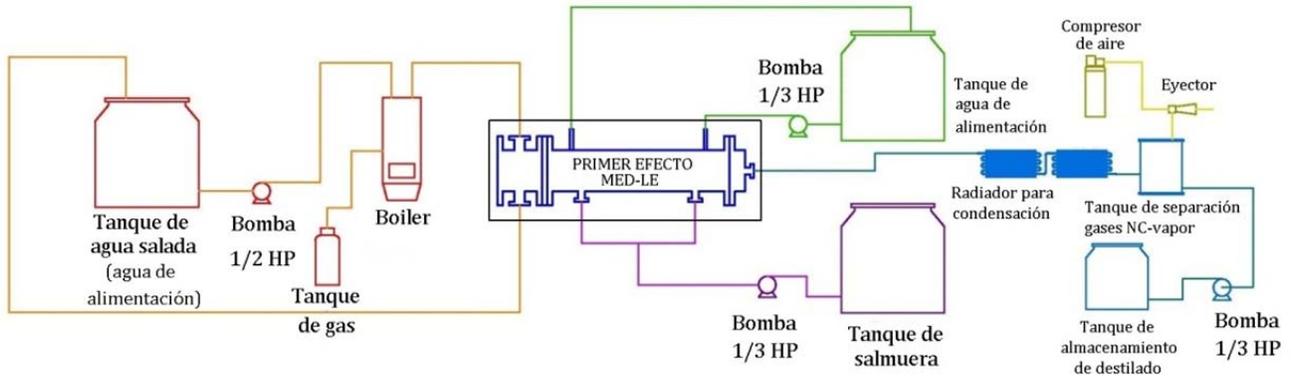


Figura 4.4 Instalación para la operación del modelo de evaporador MED-LE

Estas son:

- Instalaciones de gas para el calentamiento del recurso geotérmico simulado
- Circuito del agua de alimentación (agua de mar )
- Sistema de extracción de salmuera
- Sistema de condensación provisional
- Sistema de extracción de gases

Cabe destacar que el sistema provisional de condensación es necesario para reducir la potencia de extracción de los gases. La propia condensación del vapor generado producirá una reducción del volumen del flujo de gases, sin ella, el sistema de extracción estará de una manera sobre dimensionada al implementar los sistemas subsecuentes. En las Figuras 4.5, 4.6, 4.7 y 4.8 se presenta el modelo de evaporador MED-LE ya manufacturado, junto con el personal de la UPBC.



Figura 4.5 Sistema de evaporación MED-LE  
[Ing. Juan Alberto Salmerón UNAM y M.I. Dario Preciado UPBC]

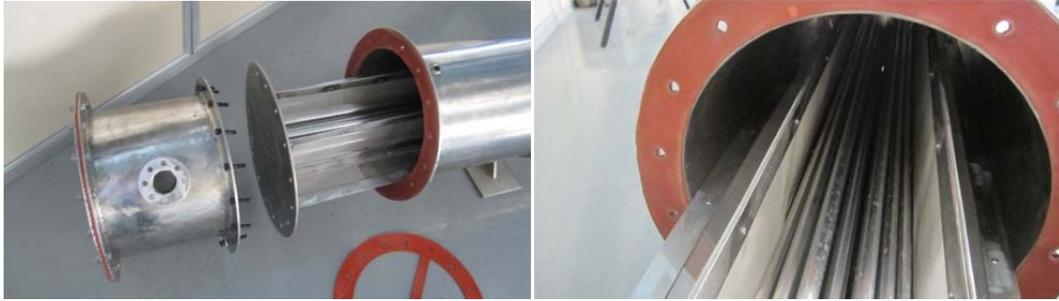


Figura 4.6 Cabezal para recursos geotérmico de entrada y salida. Banco de tuberías de acero inoxidable 316L de 3/8 [in].

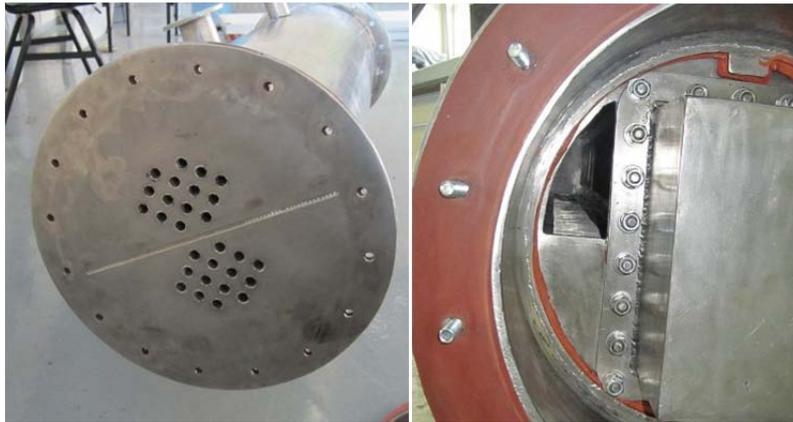


Figura 4.7 Disposición de banco de tubos, n=28 45°. Cabezal flotante y demister para separación de fases



Figura 4.8 Distribuidor de agua de alimentación

Durante la instalación del equipo en el Laboratorio de Energía, se realizó una planificación para la manufactura de equipos de conexión. Como materiales se seleccionó aluminio para el manejo de flujos salinos, además de la facilidad de adquisición.

En ella se realizó un arreglo de barrenos para la conexión en bridas y un roscado interno de 1 ½" con rosca NTP de 11 ½ de paso. Esta configuración permitirá el acoplamiento de espigas para mangueras y facilitar el transporte del

fluido. En la Figura 4.9 se muestra el diseño de estas roscas, así como la instalación en las bridas de conexión del evaporador MED-LE con sellos de neopreno.



Figura 4.9 Bridas manufacturadas para D= 1 1/2' roscado interno NTP 11 1/2 la conexión de equipos. Aluminio

Para la operación del modelo experimental del evaporador MED-LE son requeridas algunas instalaciones con las que no cuenta el laboratorio. Sin embargo es prioridad para el proyecto que se vayan realizando, como es el caso de la instalación del tanque de gas para el calentamiento del recurso geotérmico simulado.

Se cuenta con un suministro de agua salina real, la cual es otorgada para la experimentación en otros sistemas de desalación con los que se cuenta. Esto llega a ser una ventaja, puesto que podemos realizar comparativas operativas y de rendimiento entre ambos sistemas y poder presentar ventajas y desventajas entre ambos.

La generación de sistemas experimentales proveerá de datos que sustenten el diseño analítico con el que fue ideado, con la posibilidad de realizar modelos mucho más complejos que permitan el desarrollo de este proyecto. También hay que destacar que en el diseño y manufactura no se previó la instalación de sensores y sistemas que ayuden a la evaluación, sin embargo éstas pueden ser de fácil adaptación al equipo. No obstante, deben de ser previstas en el diseño y manufactura de equipos posteriores que se puedan desarrollar en el proyecto.

## 5. SISTEMA DE EVAPORACIÓN

Los principios para diseño del primer efecto de la evaporación, se consideraron como ideales y basándose en un promediado de los resultados obtenidos por correlaciones específicas para distintos fenómenos. Sin embargo, a pesar de que se cuente con modelos analíticos para el análisis del comportamiento de la transferencia de calor, es necesario realizar modelos experimentales para modificar y corregir futuros diseños de estos sistemas, sobre todo como lo es el diseño MED-LE. Debido a las idealizaciones tomadas en un inicio se pretende realizar un análisis semi analítico, para conocer y localizar las mayores diferencias que pueden ser logradas con el modelo experimental.

Una de las problemáticas que presentan los evaporadores horizontales es la generación de zonas secas. Es ahí donde se lleva a cabo el aprovechamiento térmico no para evaporar, si no para la generación de vapor sobre calentado no siendo unos de los objetivos de la desalación, aun mas, se generan zonas de alta concentración de sales en las que pueden ocurrir problemas de incrustación y corrosión.

Al igual, se estimarán las posibles configuraciones del flujo que podría presentarse en el sistema ya manufacturado del evaporador MED-LE. El modelo experimental cuenta con una sección de 28 tuberías de 1.2 [m], construido de acero inoxidable 316L. Esto fue hecho debido a que es un material recomendado para trabajar con flujos de agua salina.

### 5.1. MODOS DE FLUJO EN EL MODELO EXPERIMENTAL

Para este caso, la distribución del agua es factor fundamental para el modo de flujo que se pueda presentar. Con las propiedades del agua de mar en función de su temperatura y su concentración, se pueden plantear los límites de cada una de los modos en función del  $Re_f$  y  $G_a$ , como se presentó en el capítulo 3, adaptándolo a las condiciones de diseño iniciales presentadas en el capítulo 4.

Si se considera que el agua de mar entra a 40[°C], debido al precalentamiento del proceso en la etapa de condensación final, se calcula  $Re_f$  de acuerdo a la longitud del suministro del agua de alimentación. Con las relaciones donde se limita el modo de flujo (Roques et al, 2002) se establecen los rangos de modo de flujo y son presentados en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1 MODOS DE FLUJO PARA AGUA SALINA A 35000[ppm]

Agua de mar 3500 [ppm]		Modo de flujo
$Re_f$	256	Goteo- Goteo_Columna
$Re_f$	344	Goteo_Columna- Columna
$Re_f$	632	Columna-Columna_Lamina
$Re_f$	977	Columna_Lamina-Lamina

Se mantiene un número aceptable del  $Re_f$  tanto para las filas superiores, así como las inferiores del banco de tubos, esto es con la finalidad de no generar las secciones secas.

Se tienen estudios donde en películas líquidas sobre tuberías verticales, que pueden ser convenientes tanto para tuberías horizontales, que la formación de las zonas secas es un fenómeno de los flujos muy inestable, puesto que depende para su formación de la interacción de distintas fuerzas como lo son: las fuerzas inerciales del flujo de la fase líquida, fuerzas de tensión en la interacción líquido superficie, el efecto Marangoni (gradiente de tensión superficial generada por la variación de temperaturas), fuerzas inerciales del vapor y los esfuerzos cortantes en la interface y a pesar de que pueden ser dimensionadas éstas, no existe aún una metodología precisa para la predicción de zonas secas (Thome, 2009).

Para este caso, considerando que el gasto másico del flujo líquido se va reduciendo, su concentración de sales se ve incrementada, se establece que las secciones secas aparecerán en flujos menores a un modo de goteo-columna, esto es el rango de  $Re_f$  menor a 256.

Para el evaporador experimental, se tiene un flujo másico por unidad de longitud de  $\Gamma=0.06$  [kg/m s]), de acuerdo a las características geométricas de la distribución, se tendrá un  $Re_F$  en una distribución uniforme de las primeras siete tuberías que forman la parte superior del banco de  $Re_F=27$ , con ello podemos determinar que el modo de flujo será goteo, la menos que se aumente en un orden de magnitud, como mínimo, para conseguir el siguiente modo de flujo.

Para tratar ahora la transferencia de calor, se realizó un análisis semi analítico, donde se discretiza la longitud de la tubería en secciones donde se evaluarán cada una de las propiedades así como de las características de los flujos térmicos que se van aprovechando.

## 5.2. ANÁLISIS SEMI-ANALÍTICO DE RENDIMIENTO TÉRMICO

Este análisis se llevó a cabo ocupando correlaciones lineales pero para definir las propiedades locales en puntos determinados a lo largo de una tubería, tomando en consideración el patrón de flujo, los coeficientes de transferencia y un modelo de resistencias térmicas equivalentes. Esta se hizo a través de un balance de masa y energía como se muestra en la Figura 5.1.

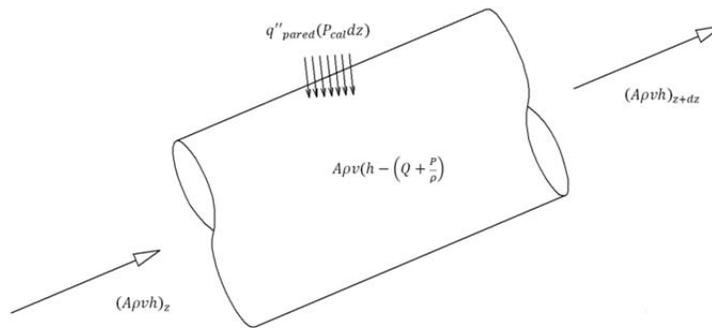


Figura 5.1 Discretización de la tubería horizontal

A partir de las correlaciones se calculan los coeficientes de transferencia de calor, así como el flujo de calor por unidad discretizada. Esto porque varias de las correlaciones ocupan un método iterativo para los resultados.

Se presentaron las correlaciones propuestas para estimar los distintos coeficientes de transferencia de calor que ocurren en los evaporadores horizontales (Danilova et al, 1976), y así dependiendo del diámetro, la influencia del  $Re_F$  influye en la ebullición del flujo. Como se puede apreciar en la gráfica de la Figura 5.2, conforme aumenta el diámetro, la ebullición se desarrolla en menor grado. Hay que tomar en cuenta que al tener coeficientes grandes de ebullición es posible desarrollar zonas secas donde la concentración de sales aumentará generando problemas de incrustación y de corrosión.

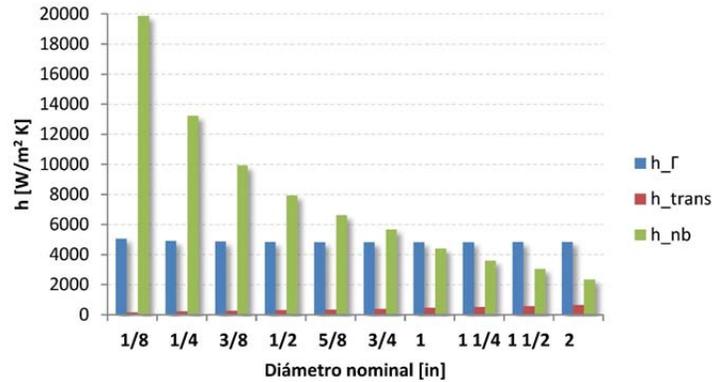


Figura 5.2 Variación de los coeficientes de evaporación y ebullición nucleada en sistema de evaporación de película

Tomando en consideración las ecuaciones propuestas, para un diámetro de 3/8 [in] conforme se diseñó el modelo experimental, se tendrá un coeficiente de transferencia por longitud unitaria de 2739 [W/m<sup>2</sup> K] comparado con el valor con el que fue diseñado 5160 [W/m<sup>2</sup> K], existiendo una diferencia porcentual del 46%. Esto se debe a que el valor del diseño previo considera un promedio de acuerdo a la variación de temperaturas y flujo de calor, y el valor actual que se está determinando esta dado para las condiciones iniciales del proceso.

La variación del coeficiente global de transferencia de calor, por lo tanto, se evaluará a lo largo de toda la tubería. Para esto, se realizó una discretización de elementos lineales unidireccionales, donde se calculan las propiedades y efectos en cada una de ellas, los valores obtenidos serán los valores iniciales para el siguiente elemento discretizado. Para ésta evaluación se determinaron los coeficientes de ebullición y de evaporación, agregando una segunda correlación de la que depende el modo de flujo (Hu y Jacobi, 1998). A continuación se presenta las relaciones matemáticas.

Modo Laminar

$$Nu_{\Gamma} = 2.194 Re_{\Gamma}^{0.28} Pr_L^{0.14} Ar_L^{-0.2} \left( \frac{S-D}{D} \right)^{0.07}$$

Modo Columna

$$Nu_{\Gamma} = 1.37 Re_{\Gamma}^{0.42} Pr_L^{0.26} Ar_L^{-0.23} \left( \frac{S-D}{D} \right)^{0.08}$$

Modo Goteo

$$Nu_{\Gamma} = 0.113 Re_{\Gamma}^{0.85} Pr_L^{0.85} Ar_L^{-0.27} \left( \frac{S-D}{D} \right)^{0.04}$$

El número de Arquímedes  $Ar_L$  para la fase líquida está definido como

$$Ar_L = \frac{D_e^3 g}{\nu_L^2}$$

Como se estableció, el modo de flujo del agua de alimentación será por goteo, por lo que aplica la correlación indicada para ello. Para el análisis realizado se obtuvieron los datos dados en la Tabla 5.2 para el coeficiente de transferencia interno.

Tabla 5.2 VARIACIÓN DEL CÁLCULO DE  $h_e$

Correlación		$h_e$ [W/m <sup>2</sup> K]	%error
Diseño (referencia)	modelo experimental	5160	-
Danilova et al		7006	35%
Hu y Jacobi		1344	74%

Sin embargo, aplicando el método de modo de flujo (Hu y Jacobi, 1998) ocupando las correlaciones para los otros modos de flujo, se obtiene que  $h_{col}=3118$  [W/m<sup>2</sup> K] (modo columna), y si se considera  $h_{lam}=4303$  [W/m<sup>2</sup> K] (modo laminar) con porcentajes de error del 39% y 16% respectivamente. Con esto se puede concluir que la aplicación en el método previamente utilizado (Danilova et al, 1976) considera el empapamiento completo de la superficie de la tubería además de un modo de flujo laminar con un  $Re_f=49$ .

Para la evaluación del flujo interno se utilizarán las mismas correlaciones lineales que previamente fueron utilizadas para el diseño, exceptuando la correlación de Prandtl, donde queda fuera de los rangos el flujo a evaluar.

Se presentan variaciones de las otras dos correlaciones, las cuales son:

Sieder y Taylor:  $0.7 < Pr < 16700, 10^4 < Re_D$ :

$$Nu_D = 0.027 Re_D^{\frac{4}{5}} Pr^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)$$

Petukhov, Kirillov y Popov:  $0.5 < Pr < 2000, 10^4 < Re_D < 5 \times 10^6$ :

$$Nu = \frac{\frac{f}{8} Re Pr}{1.07 + 12.7 \sqrt{\left(\frac{f}{8}\right) \left( Pr^{\frac{2}{3}} - 1 \right)}}$$

$$f = (1.82 * \log(Re) - 1.64)^{-2}$$

Para estos análisis se tiene un coeficiente de calor presentado en la Tabla 5.3.

Tabla 5.3 CÁLCULO DEL COEFICIENTE  $h_i$

Correlación	$h_i$ [W/m <sup>2</sup> K]	% dif
Ditus y Boelter	3541	13.9
Sletcher y Rouse	3966	3.3
Sieder y Taylor	4438	8.1
Petukhov, Kirillov y Popov	4286	4.4
<b>Coefficiente de diseño empelado en el diseño del modelo experimental</b>	4102	-

Como es posible observar, la variación de la estimación del coeficiente de transferencia de calor es muy poca, entre las correlaciones existe como un máximo de error del 13%, por lo que la desviación no sería muy grande. A continuación se presenta una evaluación global del sistema del modelo experimental.

### 5.3. EVALUACIÓN GENERAL DEL MODELO EXPERIMENTAL

Para determinar el coeficiente global de transferencia se evaluaron los sistemas de manera similar a lo largo de una tubería. El estudio se realizó sobre una de las tuberías superiores al banco del tubo del evaporador experimental, para una tubería de 3/8 [in] de diámetro nominal, con una longitud de 1.2 [m] y con una  $\Gamma=0.016$  [kg/m s]. Por la parte interna fluye flujo másico del recurso geotérmico de  $G=484$  [kg/m<sup>2</sup> s] donde  $G$  representa el flujo másico por unidad de área, donde las propiedades se evaluaron de acuerdo a las características de las temperaturas obtenidas por el cálculo de transferencia de calor.

Se debe de hacer mención que en cada elemento discretizado se realiza una iteración de valores, esto se debe a que en algunas correlaciones se requiere conocer el flujo de calor por unidad de área  $q'$  para determinar los valores de los números adimensionales (colocar números adimensionales).

Para la tubería de análisis se estimó el coeficiente de transferencia de calor y los resultados se presentan en la Tabla 5.4.

Tabla 5.4 CALCULO DE U Y  $\Delta T$  PARA EL MODELO EXPERIMENTAL EVAPORADOR MED-LE

Correlación	$h$ [W/m <sup>2</sup> K]	%dif	$\Delta T$
<b>Diseño modelo experimental (referencia)</b>	<b>1547</b>	-	<b>26.88</b>
Danilova et al	1992	33%	26.0
Hu y Jacobi, Goteo	1420	5%	26.0
Hu y Jacobi, Columna	1634	11%	26.0
Hu y Jacobi, Laminar	1980	33%	26.0

Ocupando la correlación (Danilova et al, 1976) con el flujo en modo laminar (Hu y Jacobi, 1998) se puede apreciar que los valores del coeficiente global de transferencia son similares, aun considerando un patrón distinto de flujo, sin embargo, la corrección del modelo experimental diseño se equipara al modo de flujo de goteo. Es necesario por ello realizar un análisis completo para todo el sistema.

Se llevó a cabo un análisis para cada tubería del modelo experimental, reduciendo el flujo másico de agua evaporada por cada sección de tubo. Como suposición, se manejo que los siete tubos superiores tendrán el mismo gasto másico, estos pasaran el flujo líquido restante que aun se tenga en cada tubo, y así se pasara al tubo inferior. El banco de tubos superior del primer paso se mezclaran e iniciarán en el siguiente paso con una temperatura media. En la tabla se anotan las cantidades de flujo de calor cedidas por cada grupo de filas. Los datos obtenidos se presentan en la Tabla 5.5, en la longitud total del modelo experimental.

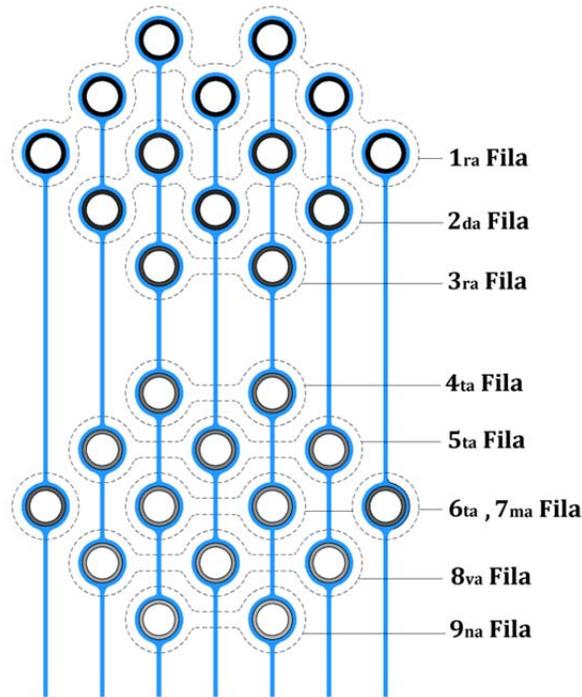


Tabla 5.5 FLUJOS DE CALOR EN FILAS DEL EVAPORADOR MED-LE (MODO GOTEO)

[2]Inicio del cálculo con T=71.39°C, P=2.9 [bar]

	q' [kW/m <sup>2</sup> ]	Numero de tubos	Re <sub>r</sub>	m <sub>vapor</sub> [g/s]	% evaporación
1ra fila	47.19	7 tubos	49	3.08	14.12
2da fila	47.10	5 tubos	47	4.74	21.17
3ra fila	46.70	2 tubos	42	1.88	8.62
4ta fila	22.94	2 tubos	42	0.92	4.22
5ta fila	23.12	3 tubos	40	1.39	6.37
6ta fila	23.28	2 tubos	44	0.92	4.22
7ma fila	22.86	2 tubos	47	0.93	4.22
8va fila	23.03	2 tubos	43	1.39	6.37
9va fila	22.77	3 tubos	39	0.91	4.17
				<b>16.16</b>	<b>74.12</b>

Así, obteniendo un  $U=1643$  [W/m<sup>2</sup> K], para una variación de temperatura de 20.3°C, con un  $Q=44.73$  [kW] de 16.16 [g/s].

Esto significaría que aproximadamente se requiere aumentar el área de transferencia para generar el vapor previamente calculado, pues que aun existe una diferencia de temperaturas de 6 [°C] que aun puede ser aprovechada.

Considerando agregar un tercer paso al intercambiador de calor, se podría generar una cantidad más de vapor y así aprovechar la energía térmica para la que fue diseñado. Con esto, se podría tener una diferencia de temperaturas aprovechada de 25 [°C], una aumento del 12.24% del vapor generado, con un  $U=1016$  [W/m<sup>2</sup>].

Se ha agregando una consideración no mencionada con anterioridad, que es el estableciendo un  $Re$  crítico llamado  $Re_{onset}$ , (Haber y Thome, 2010) para determinar el inicio de la generación de zonas secas, que se determina a través de la relación:

$$Re_{onset} = 65.8 \left( \frac{q'D}{\mu_L h_{fg}} \right)^{0.63}$$

En la Tabla 5.6 se agrega también la condición para determinar el  $Re_{onset}$ , el cual advierte de la generación de zonas secas en la longitud de la tubería.

Tabla 5.6 FLUJO DE CALOR Y  $Re_{onset}$  DEPENDIENDO DEL MODO DE FLUJO PARA EL EVAPORADOR MED-LE

Correlación	$q'$	$Re_{onset}$
<b>Danilova et al</b>	23.18 [kW/m <sup>2</sup> ]	26
Hu y Jacobi, <i>Goteo</i>	<b>20.85 [kW/m<sup>2</sup>]</b>	<b>24</b>
Hu y Jacobi, <i>Columna</i>	25.39 [kW/m <sup>2</sup> ]	27
Hu y Jacobi, <i>Laminar</i>	25.55 [kW/m <sup>2</sup> ]	28

A pesar de la diferencia de correlaciones empleadas, con este parámetro se puede considerar que se tiene buenas condiciones para que no exista generación de zonas secas y se puedan evitar los problemas de corrosión que estas generan.

Sin embargo, si se aumenta el flujo másico por unidad de longitud, esto es, que el agua de alimentación sea únicamente de la mitad de la longitud inicial, 0.6 [m], se podrán mejorar los coeficientes. Haciendo una evaluación de las cantidades de calor empleada, para una misma área de transferencia sin embargo de la mitad de longitud, esto es de 4 pasos, se puede obtener  $U=1823$  [W/m<sup>2</sup>K] y un  $\dot{Q}=53.32$  [kW], generando el 84.5% del vapor al que fue diseñado, aprovechando una variación de 22°C. Aunado a esto, considerando el modo Goteo se tiene un  $Re_r= 87$ , siendo mayor al  $Re_{onset}$  y así reduciendo el riesgo de la generación de zonas secas.

El análisis que se llevó a cabo permite revisar y verificar el modelo experimental desarrollado con otro enfoque, esto a su vez tiene como puntos fundamentales de importancia a los valores obtenidos del modelo experimental una vez que se ponga en operación. El diseño de los intercambiadores de este tipo depende de las consideraciones realizadas de acuerdo a los modelos de flujo y correlaciones empleadas.

Se está considerando que la operación del equipo no sea del todo como se diseñó en una primera etapa, sin embargo será de gran importancia realizar las mediciones debidas en los puntos adecuados para validar los datos que aquí se han presentado.

## 6. CONCLUSIONES

El modelo experimental tiene como finalidad localizar las variables importantes para el diseño: flujo másico de agua de mar para la determinación y comparación de las cantidades de vapor generado así como la presión vacuométrica y temperaturas de operación que serán definidas una vez que se tenga localizado el sitio para instalar un prototipo de campo funcional. Además es necesario realizar una caracterización del recurso geotérmico para determinar la variación de concentración y depositación en función de las temperaturas a las que se trabaje, y evitar así problemáticas de corrosión e incrustaciones.

Como se muestra en el capítulo 2, un análisis termodinámico provee las condiciones más adecuadas para la operación del sistema en conjunto. En éstas, se pudo desarrollar un mapa de operación para la implementación de sistemas MED-LE de distintas capacidades, según la necesidad de disponibilidad del agua, así como de la cantidad del recurso geotérmico disponible.

Los materiales y el costo de manufactura juegan un papel importante en el rendimiento del sistema. Para materiales o técnicas de recubrimiento que soporten concentraciones de sales mayores a las establecidas, podría generar un ahorro y mejor uso de estos recursos.

Es importante determinar la cantidad de gas generado (mezcla vapor y gases no condensables) para estimar la potencia energética de extracción. En el caso del modelo experimental, será necesario implementar un sistema de condensación provisional para reducir la potencia de extracción. Además, el gasto másico de los gases no condensables influyen en los procesos de condensación, siendo que a cantidades reducidas de concentración (0.5%) pueden reducir el coeficiente de transferencia hasta en un 50%.

La evaluación más específica para los procesos de condensación- evaporación de las cámaras posteriores puede realizarse con mayor precisión a través de este análisis, complementado las bases previamente establecidas

El modo de flujos entre tuberías es un parámetro de importancia para el diseño, puesto que de éste depende el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor y, aun mas, evitar y controlar las posibles zonas de secado en las tuberías. Es importante evitar la generación de burbujas en la zona, puesto que las capas límites de concentración podrían causar riesgo de incrustaciones importantes. Es recomendable ocupar flujos de modo columna o laminar para aumentar el coeficiente de evaporación y reducir el número de zonas secas.

Los resultados experimentales que se puedan obtener del modelo validarán el modelo semi analítico aquí propuesto. No obstante, el realizar un análisis local de la transferencia de calor puede aproximarse con mucha mayor precisión a los resultados que se puedan obtener. Se propone disminuir la longitud nominal del intercambiador, esto para modificar el modo de flujo entre tuberías, como se puede ver en los resultados, ésta modificación traería consigo un aumento en el coeficiente global de transferencia. Para no modificar geometrías, la solución sería duplicar el gasto másico, pero ya no correspondería a las cantidades de vapor que sería necesario generar.

Los materiales y la corrosión son factores en el costo capital, la fiabilidad y el mantenimiento de los procesos de desalación térmica, es por ello que se necesita realizar una evaluación mucho más profunda sobre los materiales de construcción del sistema MED-LE. Entre los materiales más ocupados se encuentran las aleaciones de cobre Cu, níquel Ni, aluminio Al, titanio Ti, y aceros inoxidable, ya sea en tubos lisos o con costura. El modelo experimental fue construido con acero Inoxidable 316L, por recomendación del proveedor del servicio de manufactura, puesto que es usado para el manejo de agua salina, además de ser un material de fácil adquisición. Sin embargo, su tiempo de vida pueda llegar a ser corto en comparación con otros materiales que son mucho más específicos para estos procesos. Uno de los resultados importantes por adquirir es la estimación de la velocidad de corrosión del material, que se pueden obtener en el modelo experimental. La corrosión del material dependerá de las condiciones de operación a las que se trabaje.

La ventaja del modelo experimental es que está hecho de un solo material y por lo tanto no generará pares galvánicos que provoque este tipo de corrosión, no obstante es posible esperar procesos de corrosión uniforme así como por picaduras parte del recurso geotérmico debido a la cantidad de iones  $\text{Cl}^-$  que tiene de concentración, cuyo valor promedio es de 15000 [ppm]. Para trabajar con recursos geotérmicos se debe de realizar un análisis químico

del comportamiento. Por experiencia se emplea la inyección de aminas  $\text{NH}_x$ , con el fin de evitar que los iones disueltos de ácido sulfhídrico  $\text{HSO}_4$  reaccionen con los elementos componentes de los materiales y evitar las reacciones químicas que generan la corrosión. De manera similar, las aminas dificultan la precipitación de sulfatos y  $\text{SO}_4^-$  carbonatos  $\text{CO}_3^+$  que a nivel macroscópico se visualizan como sarro e incrustaciones dificultando el aprovechamiento térmico del proceso. El análisis químico de estas reacciones debe de ser muy específico para el sitio de operación.

Los sistemas de desalación de baja escala son una solución de gran potencial para comunidades apartadas, característica de muchas regiones de nuestro país, que además de una explotación energética, es también fuente para la explotación de sales y minerales para procesos industriales.

Comparado con sistemas convencionales de desalación, el sistema MED-LE emplea recursos energéticos no utilizados por CFE en nuestro país, y en varias zonas del noroeste del país se tiene mayores probabilidades de encontrar puntos potenciales para su explotación a pesar de que requiere de una cantidad de energía mucho mayor por cantidad de producto obtenido.

Eficientar el aprovechamiento térmico, y considerar las especificaciones del proceso puede ser punto sustancial para aminorar las problemáticas que pueda traer consigo la explotación de recursos de baja entalpía. Con el análisis del capítulo 5 se tiene en consideración otros parámetros que influirán en la operación del equipo y que estos no se habían considerado con anterioridad.

Los recursos geotérmicos resultan ser una excelente forma de aprovechamiento de los recursos naturales, además que pueden dar solución a problemas sociales como es la disponibilidad de agua potable y la disminución del impacto ambiental, que se generan por el aprovechamiento de otras fuentes energéticas, cumpliendo también con características únicas como lo es la continuidad y la seguridad.

Así también, la gestión de este desarrollo formó parte del proyecto puesto que la experiencia adquirida en la localización de materiales y personal capacitado para llevar a cabo distintas tareas de manufactura, la adquisición y capacitación de herramientas especializadas y la necesidad de evaluar proveedores de materiales y costos de manufactura, así como considerar la parte de la instrumentación y el vínculo multidisciplinario que se debe lograr para la realización del proyecto, permitirá que el desarrollo de un prototipo funcional de campo pueda ser realizado de una mejor manera.

## REFERENCIAS

- Alarcón R., *Propuesta de diseño de un intercambiador de calor tubular para el aprovechamiento de recursos geotérmicos de baja entalpía*, Facultad de Ingeniería UNAM, Ciudad Universitaria, México, 2012
- Armstead, H. Christopher, *Energía Geotérmica*, LIMUSA, México, 1989
- Awad M. M., Negged Elsayed, *Heat transfer enhancement of falling film evaporation on a horizontal tube bundle*, 13<sup>th</sup> IWTC 13 2009, Hurghada, Egypt
- Baker, R. *Membrane technology and applications*, McGrawHil, 2000
- Bourouni K., Deronzier J. C., Tadrist L., *Experimentation and modeling of an innovative geothermal desalination unit*, Desalination 125 (1999a) 147-153
- Bourouni K., Martin R., Tadrist L., Chaibi M.T., *Heat transfer and evaporation in geothermal desalination units*, Applied Energy 64 (1999c) 129-147
- Bourouni K., Martin R., Tadrist L., Tadrist H., *Modeling of heat and mass transfer in a horizontal-tube falling-film evaporator for water desalination*, Desalination 116 (1998) 165-184
- Bourouni K., Martin R., Tadrist L., *Analysis of heat transfer and evaporation in geothermal desalination units*, Desalination 122 (1999b) 301-313
- Chun, K.R., Seban, R.A., *Heat Transfer to evaporating Liquid Films*, Journal Heat Transfer, 93 (1971) 391-396
- CONAGUA, *Atlas digital del agua en México*, México 2010
- CONAGUA, *Manual de agua potable, alcantarillado y saneamiento*, Proyectos electromecánicos tipo para plantas de bombeo de agua potable en poblaciones rurales, Diciembre 2007
- CONAGUA, *Precipitación media anual 1941-2005*, México 2010
- Correa Diaz, F. *El impacto social y económico de la desalación de agua de mar*, Biblioteca virtual del Instituto de Investigaciones Jurídicas UNAM, 2007
- Crossette, B., *Estado de la población mundial, División de Información y Relaciones Externas del UNFPA*, Fondo de Población de las Naciones Unidas, 2011
- Danilova, G.N., Burkin, V.G., Dyundin, V.A., *Heat Transfer in Spray-Type Refrigerator Evaporators*, Heat Transfer-Soviet Research, 8 -6 (1976) 105-113
- DME German Desalination, *Workshop Thermal Desalination of Saline Water*, Essen, Alemania, Enero 2009
- El-Dessouky H.T., Ettouney H.M., *Multiple-effect evaporation desalination systems: thermal analysis*, Desalination 125 (1999) 259-276
- El-Ghonemy A.M.K., *Water desalination systems powered by renewable energy sources: Review*, Renewable and Sustainable Reviews, 16 (2012) 1537-1556
- Eltawil, M., Zhengming, Z., Yuan, L., *A review of renewable technologies integrated with desalination systems*, Renewable and Sustainable Energy Reviews, 13 (2009) 2245-2262
- Fletcher, L.S., Sernas, V., Galowin, L.S., *Evaporation from Thin Water Films on Horizontal Tubes*, Industrial Engineering Chemistry-Process Design and Development, 13-3 (1974) 265-269

- Ghiaasiaan, M., *Two—phase flow boiling, and condensation in convetional and miniature systems*, Cambridge University Press, Nueva York, 2008
- Haber, M., Thome, J.R., *Falling Film Evaporation on Tube Bundle with Plain and Enhanced Tubes Part I: New Prediction Methods*, Experimental Heat Transfer, Vol. 23, 2010
- Hiriart, G., Gutiérrez, L.C.A., Quijano, J.L., *Evaluación de la Energía Geotérmica en México*, Informe para el Banco Internacional de desarrollo y la Comisión Reguladora de Energía, México, 2011
- Honda, H., Nozu, S., Takeda, Y., *Flow Characteristics of condensation on a vertical column of Horizontal Tubes*, ASME-JSME Thermal Engineering Joint Conference, Honolulu, Vol. 1, pp. 517-524, 1987
- Hu, X., Jacobi, A.M., *The Departure-Site spacing for liquid droplets and jets falling between horizontal circular tubes*, Experimental Thermal and Fluid Science, 16 (1998) 322-331
- Hu, X., Jacobi, A.M., *The Intertube falling film: Part 1-Flow characteristics, mode, transitions, and Hysteresis*, Journal Heat Transfer, 118 (1996) 616-625
- IDA International Desalination Association, *IDA Desalination Yearbook 2007-2008*, Global Water Intelligence y DesalData, Media Analytics, UK 208p, 201'
- Jafar F., Thorpe G., Turan O.F., *Liquid film falling on horizontal circular cylinders*, 16<sup>th</sup> Australian Fluid Mechanics Conference, Australia diciembre 2007
- Kalogirou S. A., *Seawater desalination using renewable energy sources*, Progress in Energy and Combustion Science 31 (2005) 242-281
- Lorenz, J.J., Yung, D., *A note on boiling and Evaporation of Liquid Films on Horizontal Tubes*, Journal Heat Transfer, 101 (1979) 178-180,
- Manologlou E., Tsartas P., Markou A., *Geothermal energy sources for water production – socio-economic effects and people's wishes on Milos Island: a case study*, Energy Policy 32 (2004) 623-633
- Mathioulakis E., Belessiotis V., Delyannis, E., *Desalination by using alternative energy: Review and state-of-the-art*, Desalination 203(2007) 346-365
- Mezher, T., Fath, H., Abbas, Z., Khaled, A., Techno-economic assessment and environmental impacts of desalination technologies, Desalination, 266 (2011) 263-273
- Pablo J. E., *Desalación de agua de mar con agua caliente utilizando procesos térmicos*, Tesis de Licenciatura, Facultad de Ingeniería UNAM, Ciudad universitaria Abril 2009
- Ribatski G., Jacobi A. M., *Falling-film evaporation on horizontal tubes- a critical review*, International Journal of Refrigeration 28 (2005) 635-653
- Roques, J.F., Dupont, V., Thome, J.R., Falling film transitions on plain and enhanced tubes, Journal Heat Transfer, 124 (2002), 491-499
- Shiklomanov, I.A. *World fresh water resources, Chapter II Water in Crisis: A guide to the world's fresh water resources*, Peter H. Gleick (editor), Oxford University Press, 1993
- Thome J, R. *Engineering Data Book III*, Wolverine Tube Inc, Lausame, Suiza 2009
- Tonner J. B., Hinge S., Legorreta C., *Plate heat exchangers – the new trend in thermal desalination*, Desalination 125 (1999) 243-249

Uche J., Artal J., Serra L., *Comparison of heat transfer coefficient correlations for thermal desalination units*, Desalination 152 (2002) 195-200

Wei Y.H., Jacobi, A.M., *Vapor-shear, geometric and bundle depth effects on the intertube falling-film modes*, First International Conference on Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics, HETAF 2002, Skukuza Sudafrica, pp40-46, 2002

Xu L., Ge M., Wang S., Wang Y., *Heat-transfer film coefficients of falling film horizontal tube evaporators*, Desalination 166 (2004) 223-230

Yung, D., Lorenz, J.J., Ganic, E.N., *Vapor/Liquid Interaction and Entrainment in Falling Film Evaporators*, Journal heat Transfer, 102 (1980), 20-25

### **Bibliografía complementaria**

Incropera, F. DeWitt D., *Fundamentos de transferencia de calor*, 4ta edición, Pearson, México

Çengel, Y. Boles, M., *Termodinámica*, 6ta edición, McGrawHill, México 2009