



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA  
ENERGÍA – SOLAR FOTOTÉRMICA

ESTUDIO DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA EN UN SISTEMA DE  
DESTILACIÓN POR MEMBRANA CON ESPACIAMIENTO DE AIRE.

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

PRESENTA:  
M.I. Ulises Dehesa Carrasco

TUTOR  
Dr. Camilo Alberto Arancibia Bulnes IER-UNAM

COMITÉ TUTOR  
Dr. Claudio Alejandro Estrada Gasca IER-UNAM  
Dr. Franco Wilfrido Rivera Gómez IER-UNAM  
Dr. José Jassón Flores Prieto CENIDET  
Dr. Rubén José Dorantes Rodríguez UAM-AZCAPOTZALCO

MÉXICO, D. F. Agosto, 2013



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. Estrada Gasca Claudio Alejandro

Secretario: Dr. Arancibia Bulnes Camilo Alberto

Vocal: Dr. Rivera Gómez Franco Wilfrido

1<sup>er.</sup> Suplente: Dr. Flores Prieto José Jassón

2<sup>d o.</sup> Suplente: Dr. Dorantes Rodríguez Rubén José

Lugar donde se realizó la tesis:

INSTITUTO DE ENERGÍAS RENOVÁBLES, TEMIXCO MORELOS

**TUTOR DE TESIS:**

Dr. Camilo Alberto Arancibia Bulnes

-----  
**FIRMA**

*A los amores de mi vida*

*Anita, Mélanie y Maite.*

# Agradecimientos

Al Dr. Camilo A. Arancibia Bulnes, por su valiosa dirección durante el desarrollo de la investigación y corrección de la tesis. Le agradezco también sus enseñanzas, su apoyo y amistad.

A los miembros del jurado, Dr. Claudio A. Estrada Gasca, Dr. Franco W. Rivera Gómez, Dr. José J. Flores Prieto, Dr. Rubén J. Dorantes Rodríguez. Les agradezco por sus valiosas observaciones y sugerencias las cuales hicieron posible la mejora de este documento.

Al Dr. Carlos A. Pérez Rábago y al Ing. José de Jesús Quiñones Aguilar, por el apoyo técnico brindado durante la etapa experimental de este proyecto de investigación.

A la Dra. Heidi I. Villafan Vidales, por facilitarme el acceso al laboratorio de concentración solar y el tiempo dedicado en las discusiones en la etapa final de redacción de esta tesis.

Al Concejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACyT) por la beca otorgada.

Al Instituto de Energía Renovable por el uso de las instalaciones que fue de vital importancia en la realización de este trabajo.

A todos mis amigos de IER por sus consejos y amistad.

Agradezco a mi familia por el apoyo económico y moral, en especial a mi padre y a mi madre.

# Resumen

La destilación por membrana es un proceso de separación que involucra transferencia de calor y masa a través de los poros de una membrana hidrófoba. Este proceso puede ser usado como una técnica para la desalinización de agua de mar, y resulta ser atractiva por que opera con calor de baja calidad, haciendo factible el uso de colectores solares planos.

En este trabajo se diseñó, construyó y evaluó una unidad de desalinización mediante destilación por membrana con espaciado de aire (AGMD). Con esta unidad experimental se analizaron los efectos de los parámetros de operación sobre la producción de destilado. Como parte de este trabajo se desarrolló de un algoritmo numérico a fin de generar herramientas para el diseño y escalamiento de sistemas AGMD, acoplados a energía solar.

Los resultados experimentales mostraron que la producción de destilado es de tipo exponencial, como función de la diferencia de temperatura en los extremos de espacio de aire, y respecto al caudal de alimentación de una forma aparente lineal. Los resultados del modelo teórico se validaron con los resultados que se obtienen del experimento. En la validación se encontró que la desviación de los resultados teóricos respecto a los resultados experimentales es menor al 5%.

# Abstract

Membrane distillation is a separation process that involves transfer of heat and vapor through a porous hydrophobic membrane. This process can be used as a technique for seawater desalination. This is an attractive process because it operates with low quality heat, making feasible the use of solar collectors.

In this work we designed, built and tested a desalination unit using membrane distillation with air gap (AGMD). We examined the effects of operating parameters on the production of distillate using the experimental device. We developed a numerical algorithm in fortran 90. This algorithm is a useful tool for designing and scaling AGMD systems, coupled to solar.

The experimental results showed that the production of distillate is exponential as a function of the temperature difference at the ends of the air gap. Besides, distillate production as function the feed rate was apparent linear. The theoretical model results were validated with the results obtained from the experiment. It was found that the deviation of the theoretical results about the experimental

# Contenido

<b>CAPÍTULO 1 INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>6</b>
1.1.    Tecnologías para desalinización con energía solar .....	11
1.1.1.  Aplicaciones de la destilación por membrana .....	17
1.1.2.  Configuraciones empleadas en la destilación por membrana .....	18
1.1.3.  Ventajas y desventajas de la destilación por membrana .....	19
1.2.    Antecedentes.....	20
1.3.    Objetivo de la tesis. ....	21
<b>CAPÍTULO 2 ESTADO ACTUAL DE LA MD .....</b>	<b>22</b>
2.1    Factores que afecta la producción de destilado.....	22
2.1.1.  Efectos de las variables.....	23
2.1.2.  Efectos de parámetros.....	25
2.2.    Sistemas acoplados con energía solar.....	28
2.3.    Modelos teóricos.....	30
<b>CAPÍTULO 3: METODOLOGÍA TEÓRICA.....</b>	<b>34</b>
3.1    Descripción del modelo general para la unidad AGMD.....	34
3.1.1.  Evaporación en la interfase líquido-Vapor.....	35
3.1.2.  Orígenes físicos de la difusión de masa.....	37
3.1.3.  Transferencia de masa a través del sistema compuesto AGMD.....	39
3.1.4.  Transferencia de calor en el sistema AGMD.....	41
3.1.5.  Correlaciones para coeficientes de transferencia de calor.....	46
3.2    Modelo para el colector solar .....	47
3.3    Relación con diferentes caudales.....	47
3.4    Algoritmo numérico para la unidad AGMD .....	48
<b>CAPÍTULO 4 ARREGLO EXPERIMENTAL .....</b>	<b>51</b>
4.1    Descripción general del arreglo experimental .....	51
4.2    Construcción del prototipo experimental.....	52
4.3    Instrumentación.....	57
4.4    Diseño y metodología experimental .....	59
4.5    Tiempo de respuesta de la unidad AGMD y pruebas de salinidad .....	59
<b>CAPÍTULO 5: RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....</b>	<b>63</b>
5.2.    Medición de temperatura.....	66
5.3.    Obtención de parámetros del espacio de aire.....	67
5.4.    Efecto del caudal sobre en las temperaturas internas.....	69
5.5.    Efecto de las variables de operación sobre al volumen de destilado.....	71
5.6.    Análisis del comportamiento térmico.....	74
5.7.    Análisis de eficiencias .....	78
5.8.    Análisis del coeficiente de transferencia de calor.....	80
5.9.    Validación del Modelo teórico.....	82
5.10.  Unidad interconectada con un colector solar.....	87
<b>CAPÍTULO 6: CONCLUSIONES.....</b>	<b>91</b>
<b>REFERENCIAS .....</b>	<b>93</b>
<b>ANEXO A.....</b>	<b>99</b>

## Lista de figuras

- 1.1 *Capacidad instalada alrededor del mundo usando tecnologías para la desalinización,2010[24].* .....
- 1.2 *Interfase líquido-vapor en destilación por membranas.* .....
- 1.3 *a) Configuración DCMD. b) Configuración SGMD.* .....
- 1.4 *a) Configuración VMD. b) Configuración AGMD.* .....
- 2.1 *Unidad AGMD de placas paralelas.*
- 2.2 *Unidad AGMD en una configuración es espiral [102].*
- 3.1 *Corte transversal de una unidad AGMD.*
- 3.2 *Esquema conceptual de una unidad AGMD.*
- 3.3 *Curva de saturación de vapor de agua en aire como función de la temperatura.*
- 3.4 *Desviación porcentual de la ecuación de Antoine para diferentes coeficientes respecto a valores tabulados representados en la gráfica por la línea color café.*
- 3.5 *Transferencia de masa por difusión ordinaria en una mezcla binaria de gases. A representa las moléculas de vapor de agua y B las moléculas de aire.*
- 3.6 *Representación esquemática de la difusión térmica para una mezcla binaria de dos gases.*
- 3.7 *Representación esquemática de la transferencia de calor en el canal de alimentación.*
- 3.8 *Representación esquemática de la transferencia de calor a través de la membrana.*
- 3.9 *Representación esquemática de la transferencia de calor a través del espesor de aire.*
- 3.10 *Representación esquemática de la transferencia de calor a través de la película de condensado.*
- 3.11 *Diagrama de flujo de la simulación para determinar el flujo molar y flujo de calor en la unidad AGMD.*
- 4.1 *Bosquejo del diseño experimental. En la figura la temperatura está representada por la letra T, los subíndices indican los diferentes puntos de medición.*
- 4.2 *Prototipo de la unidad AGMD.*
- 4.3 *Vista isométrica de la unidad desalinizadora AGMD.*
- 4.4 *Imagen del canal de drenado para el destilado y soporte de la membrana.*
- 4.5 *Intercambiador de calor de cobre.*
- 4.6 *Intercambiador de calor de cobre y tanque de almacenamiento térmico. Calentador*

- 4.7 *Sistema de calentamiento eléctrico.*
- 4.8 *Comportamiento de los nueve termopares en el interior de pozo térmico.*
- 4.9 *Curva típica de calibración para un termopar.*
- 4.10 *Detalle de la ubicación de los termopares en los pasamuros (izquierda) e interior de la unidad (derecha).*
- 4.11 *Evolución del sistema experimental en estado transitorio.*
- 4.12 *En la figura las curvas identificadas por la letra T representan las temperaturas para diferentes puntos del sistema experimental. Estos valores de temperatura se leen respecto al eje primario.  $m_A$  es el caudal de alimentación y se lee respecto al eje secundario.*
- 5.1 *Diagrama conceptual del dispositivo experimental.*
- 5.2 *Representación conceptual de la ubicación de los termopares al interior de la unidad.*
- 5.3 *Muestra las gráficas de los datos que se obtuvieron en la prueba número 4 de la corrida experimental.*
- 5.4 *Distribución de la temperatura obtenida en la prueba número 1 de la corrida experimental número 1.*
- 5.5 *Diferencia de temperatura entre la corriente central del lado de caliente y la membrana  $T_1 - T_{mem}$  y entre la membrana y la película de destilado  $T_{mem} - T_{p,des}$ , en función del caudal del lado caliente.*
- 5.6 *Producción de destilado como función de la temperatura de alimentación, para diferentes valores de caudal de alimentación.*
- 5.7 *Producción de destilado como función del caudal de alimentación.*
- 5.8 *Caída de temperatura a través del espesor de aire como función del caudal de alimentación, para diferentes de temperaturas de alimentación.*
- 5.9 *Producción de destilado como función de la diferencia de temperatura interna. La línea sólida es un ajuste de una función exponencial.*
- 5.10 *Temperatura en diferentes puntos de la unidad AGMD, como función del caudal de alimentación. En la figura se muestra el experimento número 4.*
- 5.11 *Flujo de calor latente entre el canal de alimentación y enfriamiento como función de la temperatura, para diferentes caudales de alimentación.*
- 5.12 *Flujo de calor sensible entre el canal de alimentación y el canal de enfriamiento, como función de la temperatura para diferentes caudales de alimentación.*
- 5.13 *Pérdidas de calor en el sistema.*
- 5.14 *Representación de los  $Nu$  experimentales (puntos sólidos) y  $Nu$  teóricos (puntos vacíos con líneas discontinuas)*
- 5.15 *Comparación de la producción de destilado de datos experimentales (puntos) contra valores teóricos (líneas), como función de la temperatura de la membrana para diferentes condiciones de operación.*
- 5.16 *Comparación de los resultados teórico y experimentales de la producción de destilado bajo diferentes condiciones de operación.*
- 5.17 *Temperatura a la salida del canal de alimentación, como función del caudal en*

*dicho canal y para diferentes temperaturas de entrada. Las curvas corresponden, de arriba hacia abajo, a las corridas de la 1 a la 4. Las líneas representan los valores teóricos y los puntos los datos experimentales.*

- 5.18 *Temperatura de la membrana, teórico (líneas) y experimental (puntos), como función del caudal de alimentación, para diferentes temperaturas de alimentación; de arriba hacia abajo 70, 60, 50, y 40°C.*
- 5.19 *Diferencia porcentual de los resultados teóricos respecto a los resultados experimentales.*
- 5.20 *Comparación de la Temperatura sobre la placa de enfriamiento. Teórico (líneas) y experimental (puntos) como función del caudal de alimentación para diferentes temperaturas de alimentación; de arriba hacia abajo 70, 60, 50, y 40°C.*
- 5.21 *Comparación de la temperatura a la salida en el canal de enfriamiento. Teórico (líneas) y experimental (puntos) como función del caudal de alimentación para diferentes temperaturas de alimentación; de arriba hacia abajo 70, 60, 50, y 40°C.*
- 5.22 *Diagrama conceptual de un sistema alimentado con energía solar.*

## Lista de tablas

- 1.1 Representación conceptual de los procesos de desalinización solar.
- 1.2 Clasificación general de los procesos de desalinización.
- 1.3 Valores típicos de las membranas usadas en MD.
- 2.1 Parámetros y variables que afectan al flujo de permeado en la AGMD.
- 2.2 Propiedades de algunas membranas que se han usado en la MD.
- 2.3 Sistemas SPMD que han operado como plantas piloto [103].
- 2.4 Indicadores de desempeño de algunos de los sistemas SP-MD [103].
- 2.5 Correlaciones que han sido usadas por diferentes autores para los coeficientes convectivos sobre la placa y la membrana.
- 3.1 Valores para los coeficientes de la ecuación de Antoine.
- 5.1 Resultados de las diferentes pruebas de la corrida experimental número 1, temperatura de entrada de solución 40°C.
- 5.2 Resultados de las diferentes pruebas de la corrida experimental número 2, temperatura de entrada de solución 50°C.
- 5.3 Resultados de las diferentes pruebas de la corrida experimental número 3, temperatura de entrada de solución 60°C.
- 5.4 Resultados de las diferentes pruebas de la corrida experimental número 4, temperatura de entrada de solución 70°C.
- 5.5 Tabla comparativa de resultados publicados por Izquierdo Gil et al. Respecto a resultados experimentales publicados en esta tesis.
- 5.6 Experimento 1 (Caso 40 °C).
- 5.7 Experimento 2 (Caso 50 °C).
- 5.8 Experimento 3 (Caso 60 °C).
- 5.9 Experimento 4 (Caso 70 °C).
- 5.10 Valores promedios de  $h_1$ .
- 5.11 Valores de los número de Nusselt.
- 5.12 Parámetros utilizados en el colector Solar.
- 5.13 Parámetros utilizados en la unidad MD y condiciones de operación.
- 5.14 Resumen del desempeño del colector solar.
- 5.15 Resumen del desempeño de la unidad MD.

# Capítulo 1 Introducción

En este capítulo se presenta un panorama general sobre la desalinización solar, así como los conceptos básicos sobre la Destilación por Membrana. La idea es presentar al lector los elementos necesarios a fin de contextualizar la discusión de esta tesis. En las primeras secciones se discuten las tecnologías aplicadas en la desalinización solar y en las secciones siguientes, se analizan los conceptos. Para concluir este capítulo se presentan los objetivos y los alcances de esta tesis.

En la actualidad existe una necesidad creciente de agua potable para uso doméstico, industrial y agrícola. La desalinización es un proceso mediante el cual es posible retirar la sal del agua de mar, o de aguas salobres, para hacerlas potables o útiles para otros fines. La fuente de energía primaria para llevar a cabo el proceso de la desalinización han sido principalmente los combustibles fósiles. Se estima que cerca de 8.78 millones de toneladas de petróleo por año son destinadas para producir 1 millón/m<sup>3</sup>/día de agua potable [1]. El aumento en los precios de los combustibles y los problemas de contaminación, asociados con esta fuente de energía, ha motivado la búsqueda de fuentes alternativas para “energizar” los sistemas de desalinización.

La energía solar como fuente de energía limpia, prácticamente inagotable, está recibiendo una mayor atención para diversas aplicaciones, incluyendo la desalinización. Uno de los problemas asociados a la energía solar es la intermitencia debido al ciclo diurno/nocturno y a los costos para convertirla en una forma útil de energía. Estas características afectan de manera directa la rentabilidad económica y ha generado pérdida de interés en ella como una opción para aplicación industrial en la desalinización [2]-[3]. Sin embargo, en los últimos años esta percepción está cambiando, publicaciones recientes proyectan que los sistemas híbridos solar/fósil/desalinización serán en los próximos años los más económicos para la producción de agua potable [4].

Diversos autores consideran que las fuentes de energía renovables son una alternativa rentable para la desalinización [4]-[7]. En particular la energía solar es la alternativa más viable para este propósito. La razón principal es la disponibilidad del recurso, que a menudo es abundante donde el problema de desabasto de agua está presente. Por ejemplo, en el norte de nuestro país en la península de Baja California, el grado de presión sobre el recurso hídrico<sup>1</sup> es de más de 75% y en el estado de Sonora, es de 87% [8]. Por otra parte, el promedio diario de radiación solar para la misma zona se estima entre 5.5 y 6 kW h/m<sup>2</sup> [9] comparado con el promedio global de 5.18 kWh/m<sup>2</sup> [10].

---

<sup>1</sup> El “grado de presión sobre el recurso hídrico” se define como el porcentaje del volumen total de agua concesionado en una región respecto de la disponibilidad natural media de ese recurso en la misma región [8].

La desalinización solar implica la integración de dos tecnologías cuyo desarrollo se ha dado de manera independiente. Por un lado las tecnologías usadas para el proceso de la desalinización y por el otro, las tecnologías que convierten la radiación solar en una forma útil (térmica o eléctrica). En la siguiente sección se presenta una descripción breve sobre los tipos de tecnologías para la desalinización solar. Como información adicional para el lector, se recomiendan las publicaciones [4] y [5], donde se presentan estudios detallados sobre la desalinización solar.

### 1.1. Tecnologías para desalinización con energía solar

Cuando hablamos de sistemas para desalinización con energía solar se consideran dos formas de energía útil: térmica y eléctrica. Las tecnologías aptas para este propósito son las tecnologías de calentamiento directo, calentamiento indirecto (colectores) y la solar fotovoltaica. En la tabla 1.1 se muestra una representación de la integración de la energía solar con los diferentes procesos de desalinización.

Tabla 1.1: Representación conceptual de los procesos de desalinización solar.

Desalinización solar	Directo	Casetas solares (ST)			
	Indirecto	PV	Osmosis inversa (RO)		
			Electrodiálisis (ED)		
		Colectores solares	Máquina térmicas	(RO)	Congelación
				Destilación por compresión de vapor (TVC)	
				Destilación Flash de múltiples etapas (MSF)	
			Destilación por múltiple efecto (MED)		
			Destilación por membranas (MD)		
			Humidificación De-humidificación (HDH)		

#### Tecnologías actuales para la desalinización

Las tecnologías actuales empleadas en la desalinización las podemos agrupar en dos categorías principales: Procesos que requieren cambio de fase y procesos sin cambio de fase. Los procesos con cambio de fase se describen con base en el principio específico de separación, esto son: *Saturación de vapor de agua en aire*, *Equilibrio líquido-sólido*, *Equilibrio líquido-vapor*. Los procesos mediante membrana se caracterizan por que no requieren cambio de fase, la membrana actúa como un selector permitiendo separar la disolución. Es importante señalar que el proceso de separación de la “destilación por membrana” es diferente a los procesos mediante membrana, como se discutirá más adelante. En la tabla 1.2 se muestra una clasificación general de estos procesos. Posteriormente se presenta una descripción de los procesos más relevantes.

Tabla 1.2: Clasificación general de los procesos de desalinización

Principio general	Principio específico	Proceso
Equilibrio de fases	Saturación de <b>vapor en aire</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Casetas solares</li> <li>• Humidificación-dehumidificación</li> </ul>
	Equilibrio <b>líquido-sólido</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Congelación</li> </ul>
	Equilibrio <b>líquido-vapor</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Destilación por múltiple efecto.</li> <li>• Destilación Flash multietapa.</li> <li>• Destilación por compresión de vapor mecánica y térmica.</li> <li>• Destilación por membranas</li> </ul>
Membranas	Ósmosis	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Ósmosis Inversa</li> <li>• Ósmosis positiva</li> </ul>
	Diálisis	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Electrodiálisis</li> </ul>

La principal característica en la *saturación de vapor*, consiste en usar el aire como medio para el transporte de vapor de agua. Al calentar una mezcla, sin llegar al punto de ebullición, se busca incorporar al aire la mayor cantidad de vapor de agua posible. Posteriormente el vapor resultante se condensa en un punto diferente dentro del sistema. El movimiento del flujo neto de masa puede ocurrir mediante convección natural o bien por convección forzada. Dentro de los procesos que utilizan este principio se citan los siguientes:

- Casetas solares.

En principio, este proceso se desarrolló específicamente para operar con energía solar directa y difusa. Una caseta solar es un recinto hermético que posee una cubierta transparente que permite el paso de la radiación solar. Por efecto de la absorción de la radiación solar, ocurre un aumento en la entalpía de la mezcla salina, contenida en una charola diseñada específicamente para este propósito [6]. Como resultado del calentamiento, la cantidad de vapor de agua presente en el recinto aumenta de manera paulatina a medida que aumenta la temperatura (humidificación). El vapor de agua se condensa sobre la superficie superior transparente que se encuentra a menor temperatura. Un estudio detallado sobre los diversos tipos de casetas solares se presenta en las publicaciones [11] y [12]. Los efectos de los diferentes parámetros sobre la producción de destilado así como costos relacionados se analizan en los artículos [13] y [14].

- Humidificación- Dehumidificación (HDH)

En este proceso, se busca aumentar la humedad absoluta presente en el aire en una sección del sistema, aumentando la temperatura y saturando el aire con vapor de agua tanto como sea posible (humidificación). En otra región del sistema el aire húmedo se enfría, lo cual origina una condensación del vapor, que está por encima de la saturación, relativa a la temperatura de enfriamiento (Deshumidificación) [15]. El producto resultante de la condensación es agua potable.

El concepto esencial de equilibrio de fases tiene fundamento en el hecho de que algunas sustancias puras pueden coexistir en sus diversas fases. En el caso específico del agua, bajo las condiciones de temperatura y presión atmosféricas, es posible encontrar en la naturaleza los siguientes estados de equilibrio: sólido-líquido, sólido-vapor y líquido-vapor. En una disolución de NaCl en agua, es posible separar sus componentes debido a las propiedades de estos estados en equilibrio, los cuales se citan a continuación [16]:

**Caso 1:** *Solvente líquido con su fase sólida.* Cuando el agua se solidifica, los cristales de hielo que se forman tienden a ser de agua pura. Si el hielo se separa de la salmuera, al fundirlo se obtiene agua libre de sales.

- Congelación

La desalinización mediante congelación es un proceso de separación con base en este principio. La aplicación de este proceso se limita a zonas con bajas temperaturas, debido al alto consumo energético que supondría emplearlo en otras zonas con características meteorológicas diferentes.

**Caso 2:** *Solvente líquido con su fase gaseosa.* Debido que NaCl no se evapora a bajas temperatura, el vapor resultante de calentar una solución de sal en agua es vapor de agua. Por lo tanto, el producto que se obtiene de la condensación es agua pura.

La manera tradicional para destilar agua consiste en aumentar la entalpía de la solución hasta alcanzar el punto de ebullición y mantenerla bajo esa condición, buscando producir la máxima cantidad de vapor de agua posible. Un inconveniente de ello, es que representa un consumo excesivo de energía, ya que el calor de vaporización del agua en su estado puro es 2332 kJ/kg. Sin embargo, al condensarse el agua cede íntegramente esa misma cantidad de calor. Esta propiedad permite la recuperación de calor, que se traduce en una ventaja, al aprovechar el calor cedido en el cambio de fase para precalentar o producir vapor en una nueva etapa. La ebullición de una solución está relacionada con la temperatura y la presión atmosférica, lo cual facilita un control por etapas del proceso. Este principio hace posible que los procesos que a continuación se describen sean posibles

- Destilación flash multietapa (MSF).

En la MSF, la solución salina se mueve a través de una secuencia de reactores de baja presión llamadas etapas que se colocan de manera continua. En cada etapa la solución es precalentada por el calor recuperado de la condensación de la etapa anterior. De manera externa se le suministra calor a la solución precalentada por encima de la temperatura de saturación, entonces la solución es llevada sucesivamente de una etapa a otra y en cada una de ella una pequeña cantidad de vapor es generado de manera espontánea. La MSF se usa para en la cogeneración a gran escala, porque puede operar con vapor de baja calidad [17]-[19]. Por estas mismas características, estos sistemas permiten usar la energía solar como fuente térmica. Algunos investigadores sostienen que la MSF es menos eficiente, desde el punto de vista termodinámico, que la MED [20].

- Destilación por múltiple efecto (MED).

A diferencia de la MSF, en la cual se recupera el calor latente de vaporización para el calentamiento sensible de la siguiente etapa, el sistema MED utiliza el calor latente para

producir vapor de manera directa en la etapa siguiente. Esta forma de recuperar el calor afecta de manera directa en el tamaño de la planta, por lo tanto los sistemas MED normalmente tienen entre 2-14 etapas mientras que los sistemas MSF tienen más de 20 etapas [21] y [22]. En 1988 en la Plataforma Solar de Almería, en España, se instaló una planta MED operada con energía solar. La experiencia obtenida durante siete años muestra que la tecnología es factible, sin embargo los costos de producción resultaron ser ligeramente superiores a los costos obtenidos con tecnologías convencionales. De acuerdo con los autores, el aumento en los costos de producción se atribuye principalmente a los componentes solares [23].

### Procesos mediante membranas

La selectividad de una membrana para separación depende de la estructura y propiedades del material, así como de las propiedades de los componentes presentes en la solución. En el caso específico de la desalinización, la membrana sólo permite el paso de las moléculas de agua a través de ella. Dentro de estas tecnologías se incluyen los siguientes procesos: Osmosis inversa (RO), Osmosis positiva (FO), Electrodiálisis (ED). La RO utiliza una presión alta para realizar el proceso de separación. La FO utiliza un gradiente de concentración, mediante una mezcla con sales de amonio y dióxido de carbono para realizar el mismo propósito. La ED utiliza electrodos opuestos para polarizar los iones positivos y negativos. La destilación por membrana (MD) es un proceso térmico que utiliza una membrana porosa e hidrófoba. A diferencia de los procesos de RO, FO y ED, en la MD la membrana sólo actúa como una barrera física evitando al paso de la solución acuosa de un lugar a otro y no propiamente como una componente selectora. Esto se logra ya que la membrana es permeable al vapor y no al agua líquida (es hidrófoba). En este sentido la clasificación de la MD en términos de principio físico corresponde a la categoría de equilibrio líquido-vapor.

De los procesos mencionados en la clasificación anterior la MSF, MED, RO y ED integran alrededor del 95% de la capacidad global instalada (ver Fig. 1.1) [24]. De acuerdo con la referencia [5] el 52% de las plantas de desalinización solar de manera indirecta se basan en RO, el 13% en MED y el 9% en MSF.

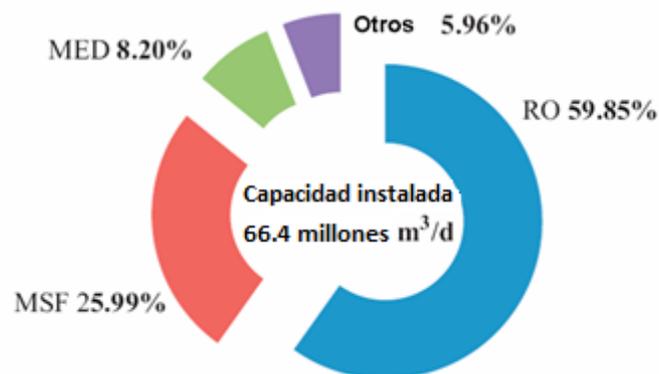


Figura 1.1 *Capacidad instalada alrededor del mundo usando tecnologías para la desalinización, 2010 [24].*

Sin embargo, en la actualidad el proceso más estudiado es la MD. El 16% de las publicaciones actuales relacionadas a este campo se enfocan en este principio.

### Principio de la destilación por membrana

La destilación por membrana es un proceso de separación que involucra transferencia de calor y masa a través de una membrana porosa e hidrófoba. A diferencia de los procesos de separación mediante membranas, que hemos descrito con anterioridad, en la MD la membrana actúa como una barrera física para contener la solución caliente. La membrana separa mecánicamente dos líquidos que están a temperaturas y concentraciones diferentes, además sus poros soportan la interfase líquido-vapor.

Un esquema básico de unidad de membrana la integran tres elementos; una zona de alimentación de alta temperatura, una membranas porosa he hidrófoba y una zona de enfriamiento. El mecanismo de la destilación por membrana se lleva a cabo en cuatro etapas: (1) las componentes volátiles presentes en una solución caliente, en contacto con una de las caras de la membrana, emigran de la corriente central hacia la interfase, que es la entrada del poro de la membrana; (2) en dicha interfase ocurre una evaporación de las componentes volátiles; (3) el vapor resultante se mueve a través de los poros de la membrana y finalmente; (4) ocurre la condensación del vapor del otro lado de la membrana, que llamaremos “zona de enfriamiento”. Como el proceso es no-isotérmico, las moléculas de vapor migran a través de la membrana debido a una diferencia de presión parcial entre sus dos caras, provocada por la diferencia de temperatura. Sin embargo, el mecanismo de separación de las componentes volátiles, cambio de fase, obedece al equilibrio líquido-vapor. Un bosquejo de una unidad AGMD básica se muestra en la Figura 1.2.

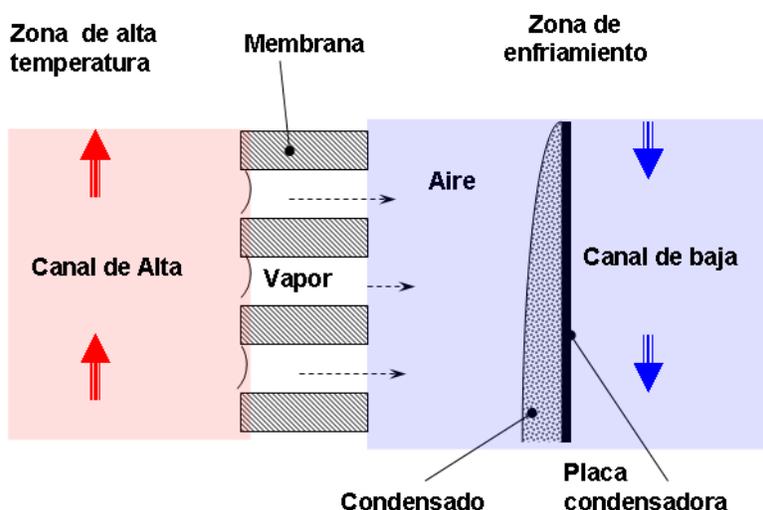


Figura 1.2 *Interfase líquido-vapor en destilación por membranas.*

Específicamente, cuando el proceso se usa para desalar agua de mar o salobre, el sistema se alimenta con una corriente de agua salada. El vapor de agua pasa a través de los poros de la

membrana mientras que la sal y componentes no volátiles son arrastrados por la corriente hacia el exterior de la unidad. El vapor de agua resultante se condensa sobre una superficie que se encuentra a menor temperatura y el producto terminado (condensado) se recupera por una derivación independiente. Las condiciones de separación de vapor de agua de la solución salina, obedecen a las condiciones de evaporación relativa a la mezcla. Sin embargo, las propiedades de condensación están asociadas únicamente a las propiedades del agua, relativas a la temperatura que ocurre el cambio de fase (Calor latente). Como se ha descrito en párrafos anteriores, la membrana actúa estrictamente como una barrera al flujo de la solución salina y no tiene influencia sobre el equilibrio líquido-vapor.

### Terminología y características de la membrana

En 1986 se formó un comité en el “Workshop on Membrane Distillation”, con la finalidad de estandarizar la terminología usada para describir el proceso de la MD. Dicha nomenclatura más tarde fue recopilada por Smolders and Franken en el documento “Terminology for Membrane Distillation” [25]. El término “Destilación por membrana” aplica sólo en aquellos procesos donde la membrana presenta las siguientes características: la membrana debe ser porosa, no debe mojarse por los líquidos, no debe haber condensación capilar, no debe alterar el equilibrio líquido-vapor, al menos una de las caras de la membrana debe estar en contacto directo con la parte líquida y, finalmente, el flujo de vapor a través de la membrana es provocado por un gradiente de presión parcial en la fase de vapor [26].

Aunque hay mucha similitud con el proceso ordinario de destilación (de ahí el nombre de “Destilación por membrana”), conviene aclarar que existe una diferencia significativa entre estos procesos. En el proceso ordinario de la destilación, se eleva la temperatura de la mezcla hasta el punto de ebullición. Por el contrario, en la MD no es necesario, el proceso se llevará a cabo siempre que se mantenga una diferencia de presión parcial a través de la membrana. Sin embargo, uno de los requisitos principales es que en el interior de los poros de la membrana debe existir sólo vapor. Para evitar que la membrana se “moje” la tensión superficial del líquido en contacto directo con la membrana debe ser grande, el material de la membrana debe ser hidrófobo y el tamaño de poro de la membrana pequeño. El ángulo de contacto ( $\theta$ ) es una variable que describe la interacción entre un líquido y una interfaz sólida a la entrada del poro. Sin embargo, existen otros factores que influyen en que una membrana se moje, tal como la presión del líquido a la entrada del poro (LEP por sus siglas en inglés) y solutos orgánicos presentes en la mezcla. La relación del tamaño de poro con el LEP se expresa mediante la ecuación de Cantor [27] y la concentración máxima de solutos orgánicos, asociados con la tensión superficial crítica, se determina de manera experimental [28].

Actualmente, las membranas empleadas para la MD se fabrican en los siguientes materiales: polipropileno (PP), polietileno (PE), politetrafluoretileno (PTFE) y di-fluoruro de polivinilideno (PVDF, por sus siglas en inglés), cuyos tamaños de poro oscilan entre 0.1 y 1  $\mu\text{m}$  y su porosidad entre el 60 y 90%. Existen diferentes técnicas de fabricación de membranas micro porosas e hidrófobas [26] tales como: sinterización, extrusión, inversión de fase, separación de fase inducida térmicamente, etc. Estas membranas se construyen

usando tres configuraciones básicas: hojas planas, nano fibras o membranas tubulares. Una membrana micro-porosa se caracterizan por cuatro parámetros, el espesor  $\delta$  de la membrana, tamaño medio del poro, que puede ser el diámetro  $d$  o radio  $r$ , la porosidad  $\varepsilon$ , que se define como la fracción del volumen de poros respecto al volumen total de la membrana y la tortuosidad  $\tau$ , que se define como la razón de la longitud del poro respecto al espesor de la membrana. Aunque el objetivo de este trabajo no radica en desarrollar membranas, es importante ponerlos en perspectiva debido que estos parámetros afectan el flujo de masa a través de la membrana. En la tabla 1.3 se muestran valores estándar de las características utilizadas en la MD[29].

Tabla 1.3: Valores típicos de las membranas usadas en MD.

Tamaño medio de poro	porosidad	Espesor	Tortuosidad
0.1-1.0 $\mu\text{m}$	40-90%	20-200 $\mu\text{m}$	1.5-2.5

### 1.1.1. Aplicaciones de la destilación por membrana

Las aplicaciones relacionadas a la destilación por membrana se limitan a la capacidad de la membrana para no mojarse. Se dice que una membrana se moja cuando se excede la presión a la entrada del poro, y como resultado los poros de la membrana se llenan de la solución que se pretende separar. Esta propiedad es función de la tensión superficial de la mezcla de alimentación. Por lo tanto, las soluciones acuosas que contienen solutos inorgánicos o soluciones con bajas concentraciones de componentes volátiles pueden ser tratadas. Sin embargo, para soluciones con una tensión superficial baja se deben usar otros métodos de separación [30].

En la destilación por membrana el producto a obtener puede ser, ya sea el permeado o bien la solución concentrada. Este método se ha empleado de manera exitosa en las siguientes aplicaciones:

- Producción de agua potable a partir de agua de mar o agua salobre [31] y [32]. El hecho es que los sólidos disueltos en el agua de mar no son volátiles a las temperaturas operación. En este sentido es posible obtener agua pura como producto final.
- Se ha experimentado su uso para concentrar alimentos como jugo de naranja [33] jugo de uvas, leche, agua con azúcar y soluciones gelatinosas [34]. Se observó que el flujo se ve seriamente afectado a medida que la viscosidad de la mezcla concentrada aumenta.
- Se han realizado estudios relacionados con la industria farmacéutica, en concentración de sangre Bovina y sueros [35].
- Extracción de etanol disuelto en soluciones acuosas [36] o fermentados [37] y
- Tratamiento de aguas contaminadas con arsénico [38].

## 1.1.2. Configuraciones empleadas en la destilación por membrana

Las configuraciones empleadas en la MD se clasifican de manera general en cuatro tipos. Estas configuraciones dependen de cómo se recupere el vapor la zona enfriamiento, los cuales se describen continuación:

1.- *Destilación por membrana por contacto directo (DCMD)*. La característica principal en esta configuración, es que en ambas caras de la membrana se encuentran en contacto con la fase líquida, por un lado agua salina caliente y por la otra agua potable fría (Figura 1.3 a). El vapor que pasa a través de la membrana se condensa en el torrente frío.

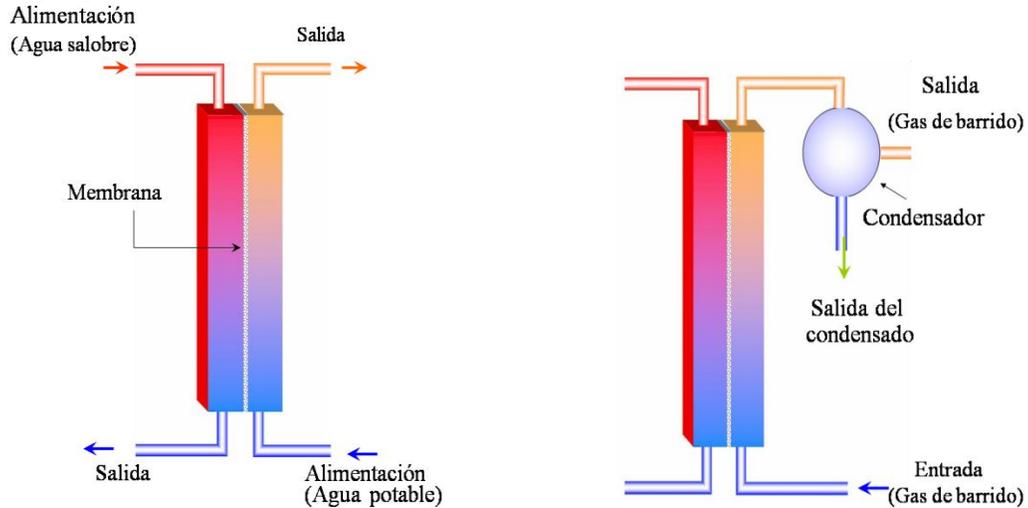


Figura 1.3 a) Configuración DCMD.

b) Configuración SGMD.

2.- *Destilación por membranas con gas de barrido (SGMD)*. En la zona de baja temperatura se emplea un gas de barrido que arrastra el vapor agua y la lleva a un condensador fuera del sistema, donde por un lado se obtiene el gas de arrastre y por el otro el producto condensado (Figura 1.3b).

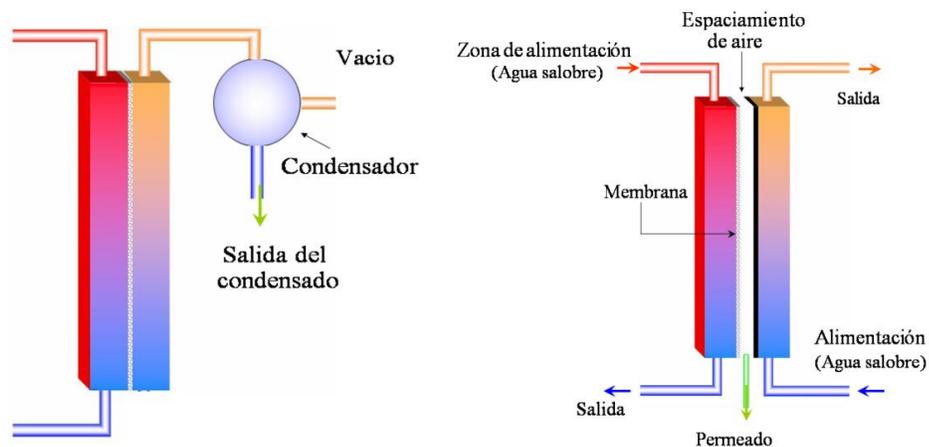


Figura 1.4 a) Configuración VMD.

b) Configuración AGMD

3.- *Destilación por membrana mediante vacío (VMD)*. En este sistema una cara de la membrana se encuentra en contacto con la disolución y en la otra se aplica vacío. El vacío se aplica con el fin de extraer las moléculas de vapor de agua y posteriormente llevarlas a un condensador donde se obtiene el producto (Figura 1.4 a).

4.- *Destilación por membrana con espaciamento de aire (AGMD)*. El sistema básico de una unidad de AGMD está compuesto por las siguientes partes, como se muestra en la Figura 1.4 b. Zona de alimentación de agua de mar o salobre caliente, membrana porosa e hidrófoba, zona de espaciamento de aire, placa condensadora y zona de enfriamiento. En los procesos MD el transporte de masa y energía están acoplados. El agua se evapora de la zona caliente y por difusión atraviesa la membrana y el espaciamento de aire. Cuando alcanza la cara fría de la placa condensadora, el vapor de agua se condensa cediendo energía (calor latente de vaporización), el producto resultante de la condensación se conoce como “permeado”. La transferencia de calor sensible a través de la membrana y el espaciamento de aire constituyen la otra parte del flujo total de energía.

### **1.1.3. Ventajas y desventajas de la destilación por membrana**

Las principales ventajas de la destilación por membrana sobre los procesos convencionales para desalar son las siguientes:

- Debido que la temperatura de operación de la MD oscila en un intervalo de 60 a 90°C, es posible utilizar en estos sistemas calor de desecho como fuente primaria o fuentes alternas de energía de baja temperatura, como la geotermia y calor solar. Los costos obtenidos mediante sistemas MD-Solar actualmente son similares con los costos obtenidos para la osmosis inversa-PV destinada para aplicaciones de áreas remotas [39] y [40].
- El espacio necesario para llevar a cabo la destilación ordinaria se puede reducir a un valor mínimo, que equivale a la longitud aparente del poro de la membrana, que es del orden de 100  $\mu\text{m}$  de espesor. Este hecho permite desarrollar sistemas compactos [41] y [44].
- No es necesario un tratamiento químico a la corriente de alimentación, las membranas son evaluadas contra incrustaciones y posibles suciedades. Sin embargo, en algunos casos se han usado filtros de carbón activado [60] esto disminuye el efecto de depósitos por agentes biológicos. Por otra parte, cuando se usan componentes de plástico es posible evitar la corrosión y en consecuencia se reducen los costos por mantenimiento.
- El sistema puede operar con intermitencia, a diferencia de osmosis inversa.
- Es posibles construir sistemas eficientes al utilizar una configuración de recuperación de calor [42] y
- La calidad del producto obtenido es alta, de manera independiente de la salinidad en el canal de alimentación [43].

La principal limitación en la destilación por membrana, es la necesidad de impedir que el líquido penetre en los poros de la membrana, en este sentido:

- No se debe exceder la presión de entrada del líquido al poro (LEP). El LEP depende de las características de la membrana, del tipo de disolución, su concentración y de la temperatura [45]. Por ejemplo, para soluciones acuosas de solutos volátiles en alcohol, el LEP decrece bruscamente y por lo tanto la MD sólo puede utilizarse en un intervalo de concentración pequeño. En la desalinización el LEP no decrece por que los solutos presentes no se evaporan a la temperatura de operación ( $T_{ope} < 100^{\circ}\text{C}$ ).
- Otra desventaja se relaciona con el tiempo de vida de la membrana, una vez que esta se “moja” sufre una alteración permanente de las características y es necesario reemplazarla nuevamente. Por ejemplo puede aparecer un fenómeno de compactación, lo que influye en el flujo y características de separación se vean seriamente comprometidas [26].

## 1.2. Antecedentes

El primer trabajo sobre MD fue publicado en 1967 [47], aunque la primera patente apareció en 1963 [48]. Después de la publicación del primer trabajo, la destilación por membranas perdió algo de interés, debido a los alentadores resultados obtenidos con el proceso de desalación por osmosis inversa. El interés se recuperó a principio de los años ochenta, por el desarrollo de nuevos polímeros que permitieron la elaboración de nuevos tipos de membranas [50].

A partir de entonces, numerosos investigadores han trabajado en la separación de diferentes tipos de soluciones. La mayoría de las investigaciones han ido encaminadas hacia la separación de soluciones con solutos no volátiles. Las primeras publicaciones [50] y [51] se centraron en la desalinización. Tasaka et al. [52] compararon la termo-ósmosis y la destilación por membranas, para soluciones acuosas de sales a diferentes concentraciones y temperaturas. Observaron que los flujos obtenidos con destilación por membranas eran muy superiores a los obtenidos en termo-ósmosis. En los años siguientes, diversos investigadores han estudiado los parámetros y las variables que afectan a la fenomenología del proceso de la MD [11] y [58], desde un punto de vista teórico y experimental. Un estudio detallado sobre estas variables se presenta en el capítulo 2 de esta tesis.

Son muy pocos los sistemas MD acoplados con energía solar. Hogan et al [53] presentan uno de los primeros sistemas MD acoplados con energía solar. Con la ayuda de una simulación numérica, optimizaron sus resultados, los cuales usaron como base para el diseño y la construcción de una planta piloto de destilación por membrana, alimentada con energía solar. El sistema, que se puso a prueba en Sydney, contaba con  $3 \text{ m}^2$  de colector solar, generando  $0.05 \text{ m}^3/\text{d}$  de destilado. La configuración empleada en el sistema desalinizador fue DCMD.

En 1994 Bier et al. [54] implementaron sistemas MD acoplados con energía solar y unidades AGMD. Propusieron la recuperación del calor latente con un sistema novedoso, que se encuentra integrado dentro del módulo de MD; se trata de un arreglo en espiral. En el trabajo reporta que debido al espaciado de aire, el flujo de vapor a través de la membrana se reduce en comparación con los de contacto directo.

Koschilkowski et al. [55] presentaron un sistema de membrana similar a la utilizada por Bier et al. La planta piloto que opera sin almacenamiento de calor puede destilar 150 L/d de agua. El diseño fue propuesto para zonas áridas con muy buena insolación.

Banat et al. [56] integraron un sistema MD con un estanque solar para producir agua potable. Para su estudio usaron agua con sal simulando agua de mar. Sus estudios experimentales muestran que el 20% de la energía solar captada fue útil para producir destilado. Los 80% restantes son considerados como pérdidas.

Banat et al. [57] presentaron dos sistemas autónomos. El primero de ellos destinado a la producción a pequeña escala, llamado “compact SMADES”. Este sistema compacto usa colectores solares planos para calentar el agua de mar y paneles fotovoltaicos que suministran la energía eléctrica auxiliar. El sistema fue instalado en la universidad de Ciencia y Tecnología de Jordania, llegando a producir un máximo de 120 l/d. El otro sistema que desarrollaron, consiste de varias unidades MD interconectadas que han llamado “Large SMADES” [58]. El suministro térmico para este sistema, se realiza mediante un conjunto de colectores solares que integran un área de 72 m<sup>2</sup>. Respecto al sistema anterior, en este sistema incorporaron un soporte de almacenamiento térmico con un tanque de 3 m<sup>3</sup>. La temperatura de operación del sistema oscila en un intervalo de 60 y 80 °C. La energía eléctrica para operar las diversas componentes del sistema es suministrado por paneles fotovoltaicos.

### **1.3. Objetivo de la tesis**

El objetivo general del trabajo de investigación es diseñar, construir y evaluar una unidad de desalinización mediante destilación por membrana con espaciado de aire (AGMD), así como el desarrollo de un algoritmo numérico a fin de generar herramientas para el diseño y escalamiento de sistemas de destilación por membrana, acoplados a energía solar.

Los objetivos particulares de este trabajo de investigación son:

- Diseñar y construir de una unidad modular en una configuración de placas paralelas.
- Evaluar de manera experimental de la unidad de desalinización bajo diferentes condiciones de operación (temperatura y caudal).
- Desarrollar de un algoritmo numérico que permita la simulación de una unidad AGMD.
- Validar el algoritmo numérico usando los parámetros experimentales.

## Capítulo 2 Estado actual de la AGMD

El objetivo de este capítulo es presentar un estudio sobre el estado actual de la AGMD. En este capítulo se abordan los efectos de los diferentes factores que afectan de manera directa e indirecta en la producción de destilado. Además se discuten los sistemas MD que han operado como plantas piloto en diferentes partes del mundo, con el propósito de analizar el rendimiento de estos sistemas. Para concluir esta sección, se analizan los modelos teóricos más utilizados para describir la transferencia de calor y masa involucrada en este proceso de separación.

### 2.1 Factores que afecta la producción de destilado

En las dos últimas décadas diversos investigadores alrededor del mundo han mostrado un interés particular por los procesos de desalinización mediante la MD. Cerca del 16 % de los trabajos reportados en el campo de la desalinización solar se relacionan de manera directa con este proceso [5]. Estos trabajos de investigación están encaminados en comprender los diversos factores que afecta de manera directa e indirecta la producción de destilado. Un número considerable de estas publicaciones describen los mecanismos básicos de separación [59],[80],[81],[96],[103] y [115]. Algunas publicaciones recientes [80] y [82] reportan un ligero incremento en el número de estudios experimentales y modelaciones teóricas para los procesos de la MD.

Las variables principales que afectan la producción de permeado son: la temperatura de alimentación, la concentración salina, el flujo másico de alimentación, el espesor del espacio del aire y la temperatura en el lado de enfriamiento. En la tabla 2.1 se presenta una clasificación general de estos factores, los cuales se describen con mayor de talle en secciones posteriores.

Tabla 2.1: Parámetros y variables que afectan al flujo de permeado en la AGMD.

<b>Variables</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Temperatura en el canal de alimentación de alta (<math>T_{A,ent}</math>)</li> <li>• Concentración salina (<math>\omega_s</math>)</li> <li>• Flujo másico y velocidad de mezclado (<math>\dot{m}, u_i</math>)</li> <li>• Temperatura en el lado de baja (<math>T_{E,ent}</math>)</li> <li>• Espesor del espacio de aire (<math>l_{aire}</math>)</li> </ul>
<b>Parámetros</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Espesor de la membrana</li> <li>• Porosidad</li> <li>• Tamaño del poro</li> <li>• Distribución del poro</li> <li>• Tortuosidad</li> <li>• Propiedad hidrófoba de la membrana</li> <li>• Geometría de la membrana</li> </ul>

Las características catalogadas como parámetros en la tabla anterior se refieren a propiedades intrínsecas que adquiere la membrana cuando se fabrica. En este trabajo se describen en términos generales dichos parámetros sin profundizar en ellos. Los parámetros de algunas membranas que se han usado por algunos autores se enlistan en la tabla 2.2

Tabla 2.2: Propiedades de algunas membrana que se han usado en la MD.

Porosidad de la membrana	Tamaño de poro ( $\mu m$ )	Espesor de la membrana (mm)	Conductividad térmica	Ref.
10.7-0.8	0.2 – 1.0	0.076-0.178	<ul style="list-style-type: none"> <li>• PP (0.15-0.2 <math>W / mK</math>)</li> <li>• PVDF (0.22-0.45 <math>W / mK</math>)</li> <li>• PTFE (0.22- 0.45 <math>W / mK</math>)</li> </ul>	[83]

### 2.1.1. Efectos de las variables

#### Efecto de la temperatura en el canal de alimentación de alta

Diversos investigadores han observado que la temperatura de alimentación afecta de manera exponencial la producción de permeado. Este efecto se ha estudiado en un intervalo de temperatura entre 20-80°C. Algunos autores sostienen que este incremento exponencial se debe al proceso intrínseco de la evaporación, cuya respuesta es de tipo exponencial cuando aumenta la temperatura [61]-[70]. E. Guillen et al. [60], por el contrario, observaron una respuesta de tipo lineal, sin embargo, esto es atribuible a problemas relacionados con diseño de la unidad evaluada.

#### Efecto de la concentración salina

Cuando la concentración salina aumenta, se ha observado una ligera disminución en la producción del destilado[62],[64],[65]; por ejemplo, existe una reducción aproximada del 16 % cuando la concentración incrementa de 20 000 a 50 000 ppm a temperatura constante [61]. Otros autores han observado una reducción superior de 25% [77]. Sin embargo, la MD se ha empleado para desalinización con altas concentraciones de sales sin sufrir caídas importantes en el flujo de permeado [81]. Por otra parte, se ha observado que cuando se considera otros solutos no volátiles, por ejemplo azúcar, el flujo de permeado puede sufrir disminuciones relativas superiores a las observadas con NaCl [77]. Esto se atribuye al hecho que al aumentar la concentración, la viscosidad de la mezcla aumenta alterando las propiedades de equilibrio y de manera consecuente disminuye el flujo de permeado [28],[41],[84].

#### Efectos del flujo másico y velocidad de mezclado

El aumento en el flujo de alimentación produce un incremento en el flujo de permeado. Este incremento ocurre porque al aumentar el caudal, la resistencia de la capa límite adyacente a la membrana es menor y el coeficiente de transferencia de calor aumenta [74]. Algunos autores han observado que este aumento es de tipo asintótico [59], sin embargo

otros autores reportan que el flujo de permeado alcanza un valor máximo y posteriormente disminuye [32],[62],[64],[89],[90]. Por otro lado, en la literatura se reportan muy pocos trabajos de sistemas que operan con bajos caudales [74].

#### *Efectos del tamaño del espaciamiento de aire entre la membrana y la placa condensadora.*

Diversos autores han observado que el espacio de aire/vapor tiene un espesor crítico más allá del cual se alteran de manera sustancial los procesos. En particular, Bouguecha et al [66] presentan un estudio numérico para predecir la distribución de la temperatura en el interior del espaciamiento de aire. Los resultados muestran que para espesores del espaciamiento de aire menores a 5 mm, las isoterms son paralelas a la membrana, que se encuentra a una temperatura uniforme. Esto indica que la mayor parte de la transferencia de calor a través del espacio de aire (dejando de lado la transferencia por condensación) es por conducción. Sin embargo, a partir de los 5 mm de espesor la distribución de la temperatura se ve alterada drásticamente y la convección natural comienza a tomar importancia. Los resultados obtenidos son muy similares a los que se reporta con otros autores quienes han realizado trabajos experimentales [34],[65],[68]. Varios autores reportan un relación lineal entre el espesor del espacio de aire y la producción de destilados [1],[26] y [59]. Sin embargo, cuando el espesor del “air gap” es menor a 1 mm, ocurre un efecto significativo en la producción de destilado. Para espesores inferiores a 1 mm se estima que el espacio de aire prácticamente desaparece, dando lugar a una película de líquido descendente en contacto con la membrana. Incluso en algunos puntos la membrana podría hacer contacto directamente con la placa de refrigeración. Esta condición algunos la llaman destilación por membrana con una película de destilado, y se caracteriza por que el proceso de separación se condiciona por la diferencia de temperatura a la entrada del poro de la membrana y la temperatura promedio de la película descendente. Sin embargo, esta configuración no es deseable, pues al suprimir el espesor de aire el flujo de calor parásito aumenta, porque la conductividad de la película de condensado es mayor a la conductividad del espacio de aire [62] y [89].

#### *Efecto de la temperatura y caudal en el canal de enfriamiento*

Diferentes autores coinciden que el efecto de la temperatura en el lado de baja no es significativo en la producción de permeado [61] y [63]. Sin embargo, se ha observado que si se mantiene constante la diferencia de temperatura entre el lado de alimentación y enfriamiento, la producción de permeado aumenta exponencialmente cuando la temperatura media es mayor [62].

El incremento de la velocidad en el canal de enfriamiento favorece que el coeficiente de transferencia de calor sea mayor y con ello la temperatura de la placa de enfriamiento sea más próxima a la temperatura de la corriente de enfriamiento, favoreciendo la producción de destilado. Se ha observado que el aumento en la producción de destilado oscila entre 1.5- 2.0 al aumentar las velocidades de 0.02 a 0.08 m/s [32].

## 2.1.2. Efectos de Parámetros

### El espesor de la membrana

El espesor de la membrana juega un rol importante en la resistencia a la transferencia de calor y masa. Se ha observado en sistemas de DCMD que el flujo de permeado varía de manera inversamente proporcional al espesor de la membrana [80]. Aspectos de la morfología de la membrana, tales como el espesor y la distribución de poros, se han estudiado de manera teórica por Lagana et al. para sistemas DCMD [92]. Los autores concluyen que el espesor óptimo oscila entre 30-60  $\mu m$ . Sin embargo, el efecto de espesor de la membrana en los sistemas de AGMD se considera despreciable porque el aire estancado representa la resistencia más grande a la transferencia de masa en el sistema [81].

### La porosidad

La porosidad en una membrana se define como el volumen que ocupa los poros dividido entre el total del volumen de la membrana. Una porosidad alta en una membrana significa que posee una superficie efectiva de evaporación alta. Esto da lugar a que el flujo de permeado sea mayor y las pérdidas de calor por conducción menores. La porosidad de una membrana ( $\varepsilon$ ) se puede determinar mediante la ecuación de [25]

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_m}{\rho_{pol}} \quad (2.1)$$

donde  $\rho_m$  y  $\rho_{pol}$  son las densidades de la membrana y el material de polímero del que está hecha, respectivamente. De acuerdo con el El-Bourawi et al. [80], la porosidad en las membranas comerciales oscila entre 30 y 85%.

### Tamaño de poro

Las membranas con tamaño de poro comprendido entre 100 nm y 1  $\mu m$  son las que normalmente se usan en los sistemas de DM [83]. Se ha observado que el flujo de permeado aumenta cuando incrementa el tamaño de poro [93] y [94]. Sin embargo, se debe considerar que si se aumenta el tamaño del poro, la membrana eventualmente puede mojarse. En términos generales, para obtener flujos altos de permeado se requiere tamaño de poro grandes, sin embargo para evitar que la membrana se moje se quiere de poros pequeños. En este sentido el tamaño de poro óptimo depende de las propiedades de la mezcla que se use. En la desalinización se utiliza un tamaño de poro de entre 0.20 y 0.45  $\mu m$ .

### Distribución de poro

Las membranas usadas en la MD presentan una distribución aleatoria. El efecto de distribución de poro sobre los sistemas de AGDM aún no ha sido estudiado. Sin embargo, estudios realizados en sistemas DCMD con membranas comerciales muestran que el flujo de permeado se ve seriamente afectado cuando no se presenta una distribución eficiente de

los poros en la cara de la membrana. Cuando la distribución entre poros es proporcional al tamaño de poro, los flujos de permeado no sufren alteraciones considerables [80].

#### La Tortuosidad y el tamaño de poro.

La Tortuosidad del poro ( $\tau$ ) es la desviación de la estructura del poro respecto a una forma cilíndrica [26][77],[98]-[101]. Esta deformación ocasiona una resistencia al movimiento libre de las moléculas de vapor, y en consecuencia el flujo de permeado se ve afectado. Una de las correlaciones más usadas en la literatura para determinar la tortuosidad del poro se expresa de la siguiente manera

$$\tau = \frac{(2 - \varepsilon)}{\varepsilon} \quad (2.2)$$

Donde  $\varepsilon$  es la porosidad de la membrana. Un valor de la tortuosidad grande implica una mayor resistencia al flujo de masa a través de la membrana. El flujo de vapor a través de la membrana a menudo es descrito por tres mecanismos de transporte Poiseuille, Knudsen y una combinación de ambos. El mecanismo de transporte se describe con base en la relación que guarda el tamaño del poro ( $d_h$ ) y la longitud promedio del poro ( $l$ ). Esta última está intrínsecamente relacionada con la tortuosidad del poro. Si  $l \ll d_h$  el mecanismo de transporte predominante es un flujo de Poiseuille. Si  $l \gg d_h$  el mecanismo de transporte dominante es una difusión de Knudsen y si  $l \approx d_h$  ocurre una transición Poiseuille-Knudsen [95]. En la MD la distribución del poro y la tortuosidad son aleatorias esto implica que más de un mecanismo ocurre de manera simultánea debido a las condiciones de operación que presentes en el proceso.

#### Propiedad hidrófoba de la membrana

La propiedad hidrófoba está relacionada con la afinidad que tiene un material a formar puentes de hidrógeno con el agua. En términos coloquiales, esto se traduce como la “capacidad que tiene un material para mojarse”. El parámetro que mide el grado hidrófobo en una superficie se conoce como ángulo de contacto. En una superficie que se moja, el ángulo de contacto es cero y dependiendo de grado hidrófobo de un material el ángulo es mayor. En los sistemas MD, se utiliza una membrana porosa que se construye a partir de materiales hidrófobos. Esta membrana actúa como una barrera física que soporta la solución que circula por el canal de alimentación. Debido a la propiedad hidrófoba del material la solución no logra penetrar en los poros de la membrana, y en la entrada del poro de la membrana se establece el equilibrio líquido-vapor. Uno de los requisitos más importantes en los procesos de MD, es mantener secos los poros de la membrana, de otra forma, el proceso de separación no ocurriría.

#### Geometría de las membranas.

Actualmente, se emplean dos tipos de membranas: hojas planas y membranas capilares. La primera se usa principalmente en equipos modulares o sistemas en espiral y la segunda en módulos tubulares. La configuración de membrana plana se usa en un arreglo de muchas

capas en paralelo (sándwich) y es la configuración más usada a nivel de laboratorio porque facilita la limpieza y posibilita el intercambio de membrana. Esta configuración no permite un empaquetamiento eficiente y se requiere un soporte para la membrana. Sin embargo, en el diseño mediante módulos es posible manejar caudales altos de alimentación y baja caída de presión a lo largo de la unidad MD.

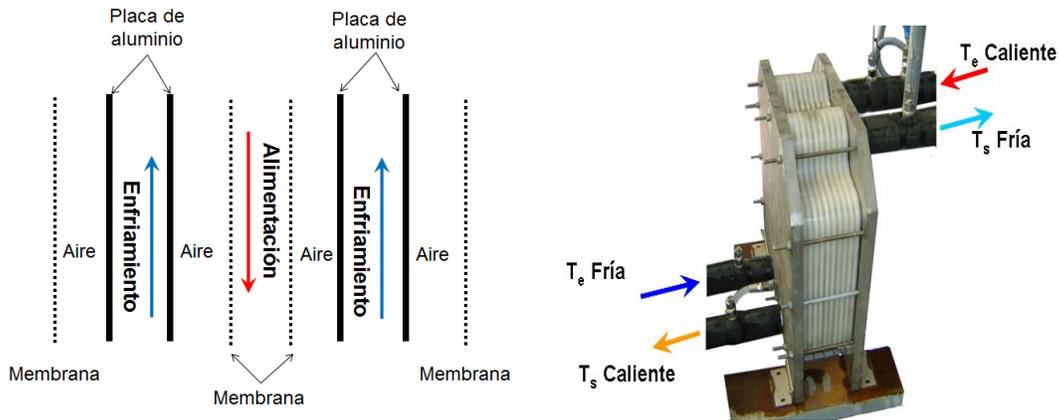


Figura 2.1 Unidad AGMD de placas paralelas.

Por otra parte, el arreglo en espiral permite la construcción de equipos compactos con sistemas de recuperación de calor interna [102]. En esta configuración, el canal de alimentación se mueve a través de la superficie de la membrana en la dirección axial, mientras que el flujo de permeado se mueve en espiral hacia el centro y sale a través de un tubo de recolección. En estos sistemas, se ha observado que se forma depósitos por las partículas suspendidas en la solución (fouling). Para minimizar este efecto, a menudo se colocan filtros a la entrada de estos equipos.

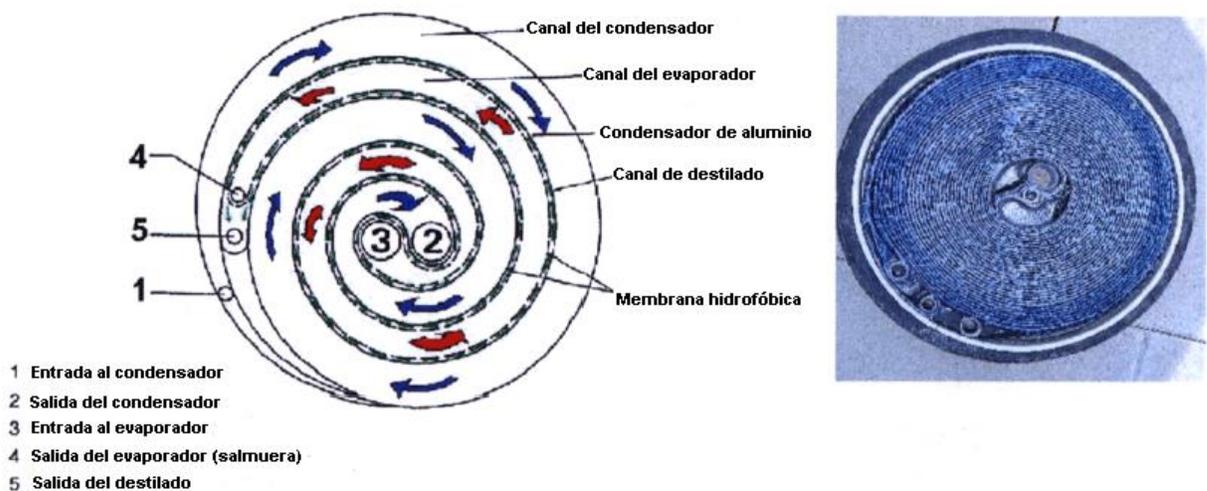


Figura 2.2 Unidad AGMD en una configuración es espiral [102].

En los módulos de fibra hueca es posible obtener altos flujos de transferencia de masa, esto resulta de un empaquetamiento mayor por unidad de volumen [44], que se traduce en una ventaja sobre los otros sistemas de MD descritos. En un módulo de fibras huecas la corriente de alimentación fluye a través de la membrana y el producto es recuperado en la cara exterior de la misma (Dentro-Fuera), o bien el producto es recuperado en el interior de la fibra (Fuera-Dentro). Estos módulos han sido empleados de manera exitosa en la concentración de jugo de manzana y alcohol respectivamente [33] y [34]. También, se han usado de manera exitosa para tratar agua contaminada mediante tubos capilares de polipropileno. La principal ventaja de los módulos de fibras huecas es la alta capacidad de empaquetamiento y el bajo consumo energético. Sin embargo, los sistemas tienden a sufrir depósitos de las partículas suspendidas y la configuración dificulta la limpieza y mantenimiento.

## 2.2. Sistemas acoplados con energía solar

Los sistemas de desalinización MD acoplados con energía solar (SPMD; solar powered membrane distillation), son una tecnología que ha cobrado interés para aplicaciones en áreas remotas, alejadas del suministro eléctrico. Sin embargo, a pesar de que varios prototipos de SPMD han sido construidos y evaluados en las últimas dos décadas, estos sistemas todavía no han sido comercializados o aplicados a gran escala. El desarrollo de la tecnología y los costos de producción representan por ahora un obstáculo importante para la aplicación industrial de estos sistemas [103].

Para operar los sistemas SPMD, requieren de una fuente térmica que es suministrada mediante colectores solares y una fuente eléctrica, que a menudo es proporcionada por paneles fotovoltaicos. En la tabla 2.3 se muestran los sistemas que han operado como planta piloto en diversas partes del mundo.

Tabla 2.3: Sistemas SPMD que han operado como plantas piloto [103].

	Configuración De la unidad MD	Material de la membrana	Energía		Tipo de colectores solar	Ref.
			Térmica	Eléctrica		
1	Espiral	PTFE	Colector solar	Red	Tubos evacuados	[54]
2	-----	-----	Estanque solar	Red	-----	[105]
3	-----	-----	Estanque solar	Red	-----	[65]
4	Espiral	PTFE	Colector solar	PV/Red	Plano	[41],[42][106]-[108]
5	Plana	PTFE	Colector solar	Red	CPC	[60]
6	Plana	PTFE	Colector solar	Red	-----	[95]
7	Tubular	-----	Resistencias eléctricas	Red	-----	[44]

Para evaluar el desempeño de los sistemas a menudo se utilizan tres indicadores operacionales conocidos como: la razón de ganancia a la salida (GOR), razón de recuperación (RR) y cociente de desempeño (PR).

El GOR se define como la cantidad de energía térmica requerida idealmente para evaporar la masa del destilado obtenido, respecto a la cantidad de energía realmente suministrada al sistema para lograrlo.

$$GOR = \frac{m_d h_{fg}}{Q_{in}} \quad (2.3)$$

donde  $m_d$  es el flujo de masa del destilado,  $h_{fg}$  la entalpía específica de vaporización a la temperatura que ocurre el proceso, y  $Q_{in}$  es la entalpía externa suministrada asociada a la corriente de alimentación. Nótese que en un sistema donde haya recuperación y reutilización de calor en varias etapas, el GOR puede llegar a ser mayor a la unidad.

El RR se define como el porcentaje de la masa de destilado obtenido del total de la solución que ingresa al sistema. El RR se calcula por medio de la siguiente relación

$$RR = \frac{m_d}{m_{in}} \times 100 \quad (2.4)$$

donde  $m_d$  el flujo másico del destilado obtenido y  $m_{in}$  es el flujo másico de la corriente principal que ingresa al sistema.

El PR es un parámetro de relaciona la producción de destilado con el calor que ingresa al sistema. Se define como es flujo másico del destilado dividido entre la cantidad de energía térmica suministrada al sistemas.

$$PR = \frac{m_d}{Q_{in}} \quad (2.5)$$

un valor de PR alto indica que se obtiene una producción mayor de destilado por unidad de energía térmica suministrada. La tabla 2.4 se muestran algunos indicadores de los sistemas SPMD

Tabla 2.4: Indicadores de desempeño de algunos de los sistemas SP-MD [103].

Ref.	RR (%)	PR (kg/MJ)	GOR	Consumo energético (kWh/m <sup>3</sup> )
[108]	1-3.5	0.1-0.85	3-6	-----
[108]	4-5	-----	3-6	180-260
[42]	4-4.5	-----	0.3-0.9	200-300
[106]	2-5	0.2-0.3	0.4-0.7	200-300
[41]	3.5-6.5	-----	2-3.1	-----
[60]	0.25-1.3	0.28-0.79	0.8	810-2200

En términos generales se observa que el consumo de energía térmica específica en los sistemas SP-MD es muy alta y un valor de GOR muy bajo comparado con tecnologías maduras, empleadas en la desalinización térmica [103]. Estos indicadores muestran que los sistemas SP-MD por ahora no son competitivos con otros procesos térmicos de

desalinización. A fin de mejorar estos indicadores se requiere de mayor investigación científica a fin de mejorar el rendimiento en estos sistemas.

### 2.3. Modelos teóricos

Existen diversos modelos teóricos que se han desarrollado con el objetivo de describir los fenómenos de transferencia de calor y masa a través de sistemas AGMD [66][68]-[71][74][78]. Tales modelos los podemos agrupar en diferentes categorías: modelos rigurosos de CFD y transferencia de masa, tales como los reportados en las referencias [66][68][70], o modelos aproximados, como los reportados en las referencias [71][74][78]. Los modelos simplificados consideran que la transferencia de calor a través de espesor de aire ocurre por calor sensible y calor latente. Esta simplificación tiene fundamentos en estudios previos, los cuales establecen que para espesores del espaciamiento de aire inferior a los 5 mm, la convección natural se suprime [66][68][70].

Para describir la transferencia de vapor de agua a través de la membrana y el espacio de aire, a menudo se utiliza la teoría de difusión molecular. Sin embargo, dicha teoría considera diferentes modelos de aproximación. Una síntesis de estos enfoques se presenta a continuación.

#### Transferencia de masa

Para describir la transferencia de masa en los sistemas AGMD, en la literatura se reportan cuatro enfoques: Mediante la ecuación de Stefan [62], la de Estefan-Maxwell [36], modelos empíricos [71] o la teoría de termodinámica fuera del equilibrio [74].

La ecuación de Stefan implica que el flujo de masa se rige estrictamente por difusión. Una de las características que se observa en los trabajos que usan este modelo es que obtienen un coeficiente de difusión muy alto [73]. El flujo molar ( $\dot{N}$ ) mediante la ecuación de Stefan se representa matemáticamente como [36].

$$\dot{N} = - \frac{cD}{1-x} \frac{dx}{dz} \quad (2.6)$$

donde  $c$  es la concentración molar, el coeficiente de difusión y  $x$  es la fracción molar del vapor de agua en la componente  $z$ .

Para determinar el flujo de masa, se han propuesto algunas correlaciones empíricas que dependen de ciertos parámetros que se obtienen experimentalmente. Liu et al. [71] presentaron la siguiente correlación

$$\dot{N} = \frac{\Delta T}{M_A \alpha T_{MD}^{-2.1} + \beta} \quad \text{para } 30^\circ\text{C} < T_{MD} < 80^\circ\text{C} \quad (2.7)$$

donde  $\alpha$  depende principalmente de las propiedades del vapor de agua y el aire así como de las propiedades geométricas del sistema, sin embargo este parámetro es independiente de

la concentración, mientras que  $\beta$  se ve fuertemente afectado por la solución de alimentación así como la temperatura de polarización del proceso.  $M_A$  es la masa molar del agua

La forma más apropiada para describir el flujo molar través del sistema compuesto de AGMD, es mediante la teoría de la termodinámica fuera del equilibrio [74].

$$\dot{N}_A = -cD_{AB}(\nabla x_A + K_T \nabla \ln T) + x_A(\dot{N}_A + \dot{N}_B) \quad (2.8)$$

Donde  $D_{AB}$  es el coeficiente de difusión del vapor de agua en aire,  $K_T$  es un coeficiente de acoplamiento,  $\dot{N}_A$  y  $\dot{N}_B$  representan los flujos molares de los gases presentes. La ecuación anterior representa que el flujo neto molar la suma de dos mecanismos acoplados: difusión ordinaria y difusión térmica. Este último método es el que usamos para nuestro trabajo.

### Transferencia de calor

La transferencia de energía a través del sistema compuesto de la membrana y el espacio de aire con respecto a coordenadas estacionarias, se expresa como [104]

$$Q = -k\nabla T + \sum_{i=1}^n N_i H_i \quad (2.9)$$

El primer término de la ecuación corresponde a la transferencia de calor por conducción y el segundo se relaciona a la transferencia de calor por cambio fase, para una mezcla de diferentes especies. Un bosquejo AGMD del sistema se muestra en la Figura 2.1 y una representación mediante resistencias en la Figura 2.2

Con respecto a la película de condensado, Guijt et al. [110], Banat y simandl [98] y kimura et al [34] proponen la siguiente ecuación para determinar el coeficiente de transferencia de calor, en una película que escurre en una pared vertical

$$h_4 = \frac{2}{3} \sqrt{2} \left( \frac{k_{pel}^3 \rho^2 g \Delta H_v}{\mu L (T_{pel} - T_5)} \right)^{1/4} \quad (2.10)$$

Bird [104] propone una correlación muy similar a la anterior, en una película que escurre en una pared vertical

$$h_m = \frac{4}{3} \left( \frac{k_f^3 \rho_f^2 g}{3\mu_f N} \right)^{1/3} \quad (2.11)$$

Por otro lado, para determinar los valores de los coeficientes convectivos  $h_1$  y  $h_6$  se han empleado varias correlaciones empíricas, que poseen la siguiente estructura y que se listan en la tabla 2.5,

$$Nu = cte Re^a Pr^b \quad (2.12)$$

Tabla 2.5: Correlaciones que han sido usadas por diferentes autores para los coeficientes convectivos sobre la placa y la membrana.

Régimen	Ecuación empírica	Notas
Laminar <sup>2</sup>	$Nu = 3.36 + \frac{0.036 Re Pr \frac{d}{L}}{1 + 0.0011 \left( Re Pr \frac{d}{L} \right)^{0.8}}$	Se considera una de las mejores correlaciones en flujos laminar
	$Nu = 1.86 \left( Re Pr \frac{d}{L} \right)^{0.33}$	Se recomienda para módulos de placas planas ( $Re < \approx 2100$ )
	$Nu = 1.86 \left( Re Pr \frac{d}{L} \right)^{1/3} (\mu / \mu_s)^{1/7}$	$Re < \approx 2100$
	$Nu = 1.86 Re^{0.96} \left( Pr \frac{d}{L} \right)^{1/3}$	$Re < \approx 2100$
	$Nu = 1.62 \left( Re Pr \frac{d}{L} \right)^{1/3}$	$Re < \approx 2100$
	$Nu = 0.298 Re^{0.646} Pr^{0.316}$	$150 < Re < 3500$
	$Nu = 0.74 Re^{0.2} (Gr Pr)^{0.1} Pr^{0.2}$	Correlación usada en configuración plana
	$Nu = 3.66 + \frac{0.0668 Re Pr \frac{d}{L}}{1 + 0.045 \left( Re Pr \frac{d}{L} \right)^{2/3}}$	$Re < \approx 2100$
	$Nu = 1.75 \left\{ Gz + 0.04 \left[ \frac{d}{L} Gr Pr \right]^{0.75} \right\}^{1/3}$	$Re < \approx 2100$
	$Nu = 0.15 Re^{0.33} Pr^{0.43} Gr^{0.1} (Pr/Pr)^{0.25}; L/d > 15$	Convección libre
	$Nu = 0.13 Re^{0.64} Pr^{0.38}$	$Re < \approx 2100$
	$Nu = 0.097 Re^{0.73} Pr^{0.13}$	$Re < \approx 2100$
Transición	$Nu = 0.116 (Re^{2/3} - 125) Pr^{1/3} [1 + (d/L)^{2/3}]$	$2100 \approx Re \approx 6000$
	$Nu = 0.023 Re^{4/5} Pr^{1/3} (\mu / \mu_s)^{0.14}$	$2500 < Re < 1.25 \times 10^5$
	$Nu = 0.027 Re^{4/5} Pr^{1/3} (\mu / \mu_s)^{0.14}$	$Re > \approx 6000$
	$Nu = 0.023 Re^{4/5} Pr^m (\mu / \mu_s)^{0.14}$	$m = 0.4$ Alimentación caliente $m = 0.3$ alimentación de enfriamiento

<sup>2</sup> En las ecuaciones del flujo laminar se considera la temperatura de la corriente central. Cuando la diferencia de la temperatura entre la corriente central y la superficie de la membrana es grande a menudo se emplea el

factor de corrección  $\left( \frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$  al lado derecho de la ecuación.

Turbulento

$$Nu = 0.023 \left( 1 + \frac{6d}{L} \right) Re^{0.8} Pr^{1/3}$$

$$Nu = 0.036 Re^{4/5} Pr^{1/3} (d/L)^{0.055}$$

$$Nu = 0.036 Re^{0.96} Pr^{0.33} (d/L)^{0.055}$$

Usada muy a menudo para estimar  $h$   
en flujos turbulentos

Flujo turbulento

Flujo turbulento en el interior de tubos  
 $10 \leq L/d \leq 400$

---

# Capítulo 3: Metodología teórica

En este capítulo se presenta la descripción de los modelos teóricos utilizados para el desarrollo de esta tesis. Se discuten los orígenes físicos de la destilación por membrana así como el desarrollo de los modelos teóricos para la transferencia de calor y masa. En este capítulo también se discuten las implicaciones de las adecuaciones de los modelos teóricos respecto al modelo experimental. Para concluir esta sección se discuten algunas correlaciones empíricas usadas para determinar coeficientes de transferencia de calor.

## 3.1 Descripción del modelo general para la unidad AGMD

Consideremos como una unidad AGMD, al sistema que se muestra en la Figura 3.1. La unidad tiene dos entradas, una para la alimentación de la solución caliente y la otra para la corriente de enfriamiento. En la Figura la temperatura en estas entradas se representa por  $T_{A,entrada}$  y  $T_{E,entrada}$ , los subíndices A y E se refieren a la alimentación (caliente) y enfriamiento, respectivamente. La solución que circula por el canal de alimentación es de NaCl en agua, con una concentración de 30,000 ppm. Por medio de una bomba la solución es impulsada a través del canal de alimentación. En el recorrido la solución baña una de las caras de una membrana porosa e hidrófoba. Posteriormente la solución abandona la unidad a una temperatura menor  $T_{A,salida}$ . Por el otro lado, el sistema se alimenta con agua de grifo a menor temperatura (Por ejemplo  $T_{E,entrada} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ ). Esta solución fluye en contraflujo de la primera. El objetivo de este flujo es refrigerar una placa de aluminio que se encuentra en el interior de la unidad y que actúa como una pared lateral del canal de enfriamiento. El fluido que circula por el canal de enfriamiento es agua de grifo, la cual en su recorrido baña la placa de aluminio y abandona la unidad a una temperatura de  $T_{E,salida}$ .

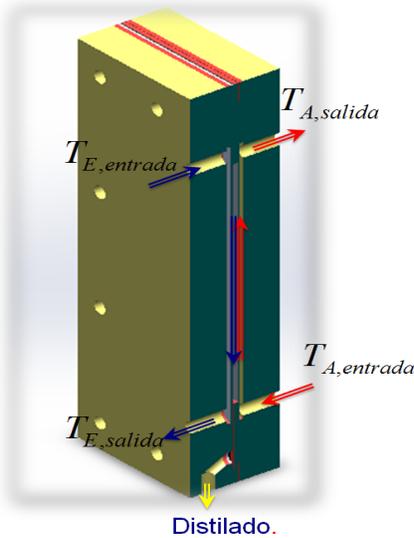


Figura 3.1 Corte transversal de una unidad AGMD.

El interior de la unidad AGMD está compuesta por cuatro secciones principales: una zona de alimentación, por la cual se hace circular la solución caliente; una membrana porosa e hidrófoba, que actúa como una pared permeable al vapor; un espacio de aire, que permite reducir las pérdidas de calor parásitas; una placa de aluminio donde se condensa vapor de agua; y un canal de enfriamiento que sirve para refrigerar la placa de aluminio. En la Figura 3.2 se muestra esquema conceptual de la región interna de la unidad AGMD.

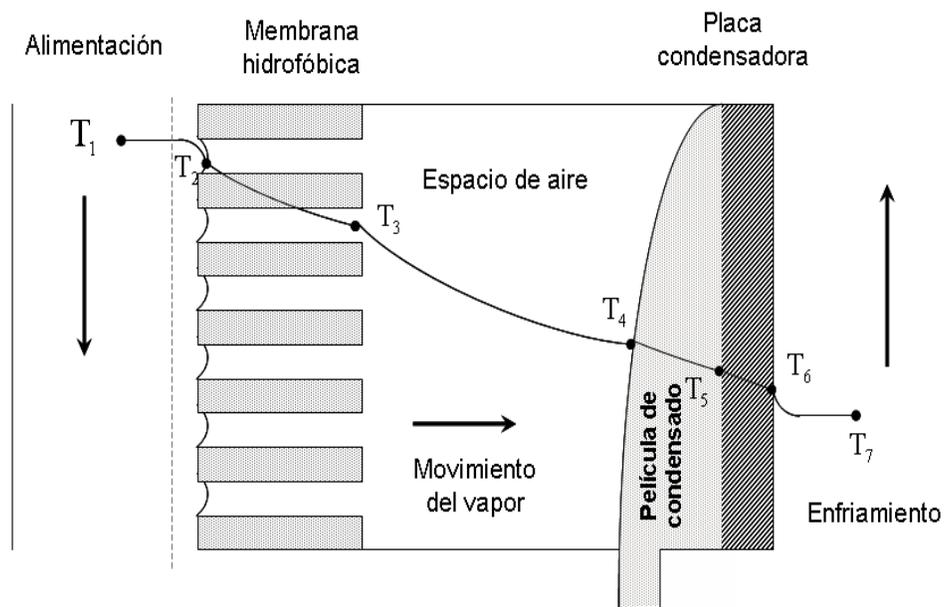


Figura 3.2 Esquema conceptual de una unidad AGMD.

El proceso de separación ocurre cuando las moléculas de agua, contenidas en la solución que circula por el canal de alimentación, emigran del centro del torrente a la interfaz, que es la entrada del poro de la membrana. En este punto ocurre un cambio de fase, debido al equilibrio líquido-vapor. Las moléculas del vapor resultante viajan a través de los poros de la membrana y el espacio de aire, impulsadas por dos mecanismos: *difusión ordinaria* y *difusión térmica* [10-12]. El vapor condensado sobre la superficie expuesta de la placa de aluminio es agua líquida, conocido como destilado.

Para iniciar el proceso de separación arriba descrito se debe establecer una diferencia de temperatura entre el canal de alimentación y el canal de enfriamiento. Esta condición provoca una transferencia neta de calor a través del sistema compuesto. La transferencia de calor ocurre mediante dos mecanismos: transferencia de calor asociado al cambio de fase y transferencia de calor por conducción. Los orígenes físicos de este proceso se discuten en las secciones posteriores.

### 3.1.1. Evaporación en la interfase líquido-vapor

Cuando la evaporación del agua ocurre en presencia de aire, la presión de vapor resultante se conoce como presión parcial del vapor de agua. El aire posee la capacidad de contener

el vapor de agua y la cantidad de vapor que puede retener, depende de la temperatura. La Figura 3.3 muestra la curva de saturación del vapor de agua contenido en aire. El sistema representado en la figura se encuentra a presión total de una atmósfera (101.3 kPa)

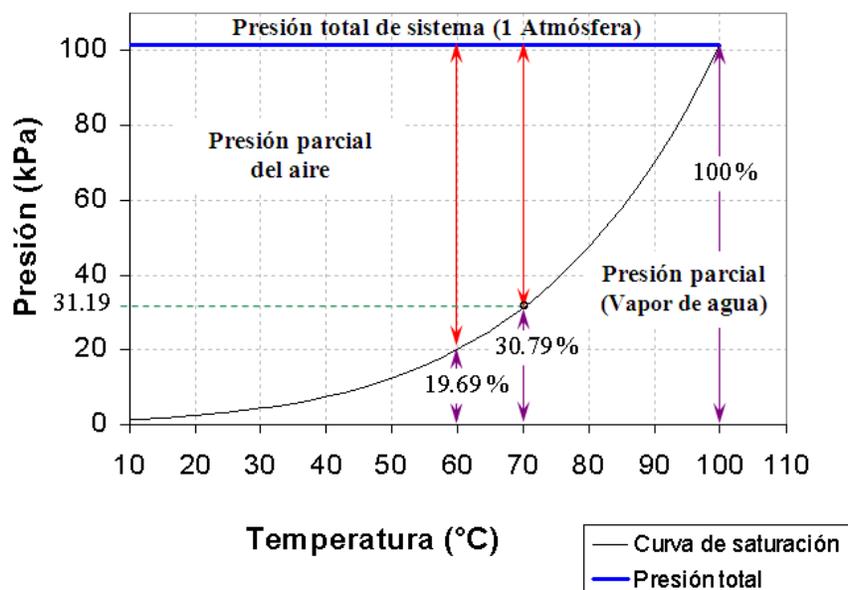


Figura 3.3 Curva de saturación de vapor de agua en aire como función de la temperatura.

Para determinar las presiones parciales de vapor de agua, a menudo se utilizan diversos modelos que se derivan de la ecuación de Clausius-Clapeyron. Estos modelos se conocen como modelos refinados como los desarrollados por Hermosillo et al. [15].

La ecuación de Antoine es una simplificación de la ecuación de Clausius-Clapeyron, esta aproximación es aplicable para sistemas puros. Sin embargo, los errores respecto a valores experimentales (tablas) son muy pequeños. La ecuación de Antoine se expresa de la siguiente manera

$$P^* = \exp \left[ A - \frac{B}{T - C} \right] \quad (3.1)$$

donde A, B y C son coeficientes empíricos. En la tabla 3.1 se presentan los valores de los coeficientes de la ecuación de Antoine, para tres correlaciones ampliamente usadas en la MD.

Tabla 3.1 Valores para los coeficientes de la ecuación de Antoine.

Autor	A	B	C
Guy Ramon et al. [111]	23.1964	3816.44	46.13
Banat et. al [73]	23.237	3841.2	45
Izquierdo Gil et. al[74]	23.231	3843	45

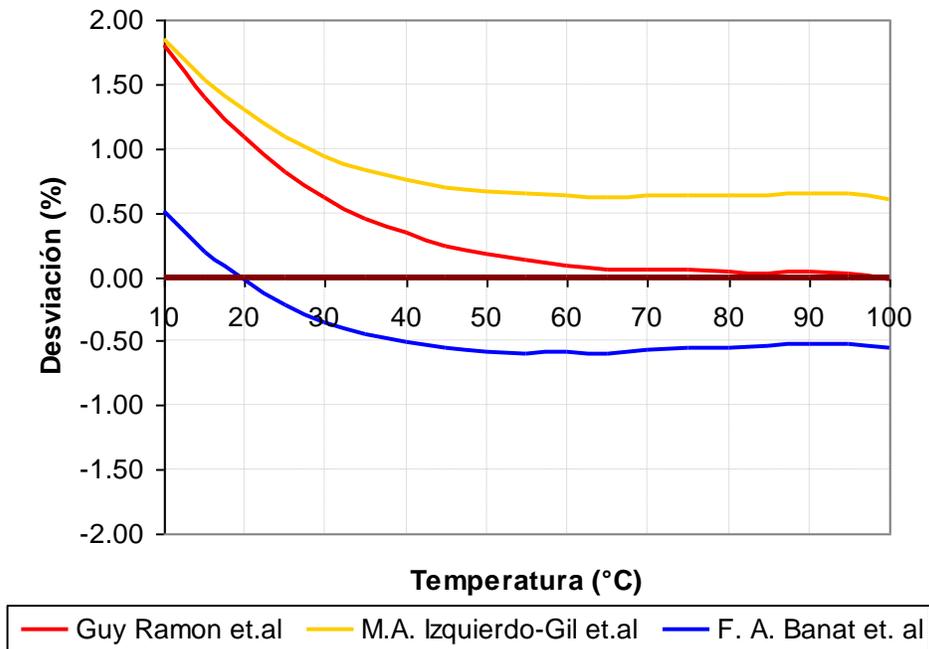


Figura 3.4 *Desviación porcentual de la ecuación de Antoine para diferentes coeficientes respecto a valores tabulados representados en la gráfica por la línea color café.*

La correlación que presentan Guy Ramon et al. [111], tiene un error porcentual inferior 0.4%, en el intervalo de temperatura de 40-70 °C, con respecto a valores obtenidos de tablas. En los sistemas MD se considera que el vapor de agua en el interior de los poros de la membrana y el espacio de aire se encuentra saturado. Con base en esta suposición se ha utilizado la correlación empírica de Guy Ramon.

### 3.1.2. Orígenes físicos de la difusión de masa

Con el propósito de explicar los orígenes físicos de la *difusión ordinaria* y el *efecto Soret*, consideremos una cámara rectangular con paredes adiabáticas e impermeable, en la que dos especies de gases diferentes (por ejemplo, vapor de agua más aire), se encuentran a la misma presión y temperatura. Estos gases inicialmente están separados por el plano imaginario representado por  $X_0$  en la Figura 3.5. Si se quita la división, ambas especies se transportarán por difusión en sentido opuesto tratando de superar la resistencia que ofrece uno respecto al otro. Una concentración más alta significa un mayor número de moléculas por unidad de volumen. En la Figura 3.5, la concentración de la especie A disminuye en la dirección en  $x$ , mientras que la de la especie B aumenta en la misma dirección. Como el

movimiento de las moléculas es aleatorio, hay igual probabilidad de que cualquier molécula se mueva a la izquierda o a la derecha. En consecuencia un mayor número de moléculas de la especie A cruzan el plano imaginario desde la izquierda (éste es el lado de concentración más alta de la especie A) que desde la derecha. Este hecho permite pensar que existe un flujo neto de masa del lado de mayor concentración al de menor. El modelo que surge para la difusión ordinaria a partir de este análisis se denomina *ley de Fick*. De acuerdo a ella, el transporte absoluto de la especie A en una mezcla binaria, se puede expresar en forma vectorial como

$$\dot{N}_A = -CD_{AB} \nabla x_A + x_A (\dot{N}_A + \dot{N}_B) \quad (3.2)$$

donde  $D_{AB}$  es el coeficiente de difusión binaria,  $C$  es número total de moles y  $x_A$  la fracción molar de la especie A. En la ecuación el término de la izquierda representa la contribución de la difusión ordinaria y el término de la derecha el flujo debido al movimiento de A con el movimiento promedio de la mezcla. El álgebra implícita para la obtención de expresión se muestra en el anexo B.

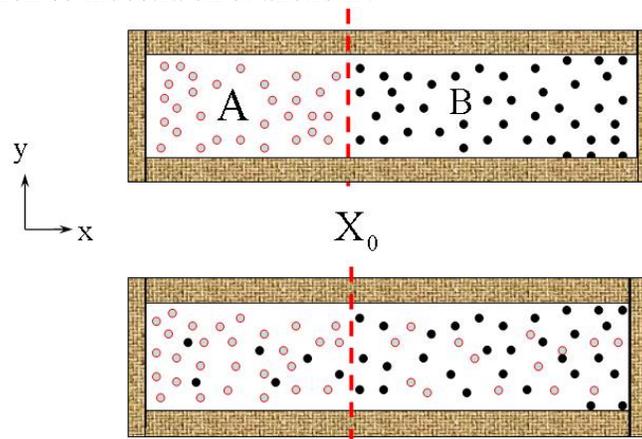


Figura 3.5 *Transferencia de masa por difusión ordinaria en una mezcla binaria de gases. A representa las moléculas de vapor de agua y B las moléculas de aire.*

Por otra parte, los orígenes físicos de la difusión térmica se pueden explicar de la siguiente manera. Considere una cámara rectangular hermética que contiene una mezcla binaria de dos gases (Figura 3.6), donde las paredes superiores son adiabáticas e impermeables y las paredes laterales son impermeables y diabáticas. Si la temperatura y presión en la cara 1 es igual a los valores de la cara 2, se dice que el sistema se encuentra en equilibrio termodinámico. Bajo estas condiciones, la probabilidad de encontrar una molécula de la especie A dentro de la cámara es la misma en cualquier punto. Siempre que las condiciones iniciales de temperatura y presión permanezcan constantes. Sin embargo, si la temperatura de una de las caras aumenta, por ejemplo  $T_1 > T_2$ , la energía cinética promedio de las moléculas de la mezcla binaria adyacente a  $T_1$ , también experimenta un incremento. En este sentido es posible decir que existe un “gradiente de concentración de la mezcla

binaria” asociada a la diferencia de temperatura que provocan que el efecto de difusión sea mayor. El modelo para difusión térmica se expresa mediante la siguiente relación:

$$\dot{N}_A = -cD_{AB}K_T \nabla \ln T + x_A (\dot{N}_A + \dot{N}_B) \quad (3.3)$$

donde  $T$  es la temperatura,  $K_T$  es coeficiente de difusión térmica. Cuando  $K_T$  es positivo, la componente A se mueve hacia la región fría, y hacia la caliente si es negativo

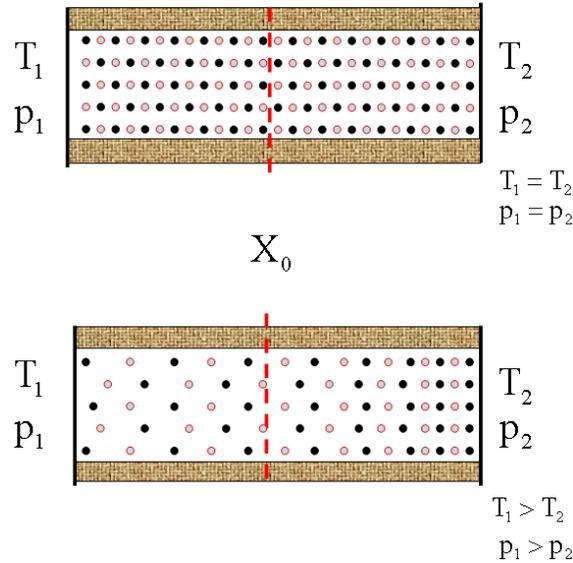


Figura 3.6 Representación esquemática de la difusión térmica para una mezcla binaria de dos gases.

### 3.1.3. Transferencia de masa a través del sistema compuesto AGMD

El flujo de masa es el producto del flujo molar por la masa molar del compuesto.

$$J_A = \dot{N}_A M_A \quad (3.4)$$

Bajo las condiciones de interés, se considera el vapor de agua se comporta como una gas ideal. De esta manera la concentración molar dentro del espacio de aire esta relacionada con la presión parcial como

$$C_i = \frac{p_i}{RT} \quad (3.5)$$

donde  $p_i$  es la presión parcial de la especie  $i$ , la cual se estima mediante la ecuación de Antoine,  $T$  es la temperatura y  $R$  la constante universal de los gases. Finalmente la fracción molar de una especie se relaciona con la presión parcial por:

$$x_i = \frac{C_i}{C} = \frac{p_i}{p} \quad (3.6)$$

donde  $C$  es la concentración total y  $p$  la presión total respectivamente.

La densidad del flujo neto de materia, a través de la membrana y el espacio de aire, es el resultado de dos procesos combinados: difusión ordinaria y difusión térmica. En la interfaz de la membrana existe una evaporación con base en el equilibrio líquido-vapor; es decir, la concentración parcial del vapor de agua en el aire es función de la temperatura del canal de alimentación. Sin embargo, la difusión neta depende de la diferencia de concentración parcial a través de la membrana y el espacio de aire. Esta diferencia de concentración se encuentra intrínsecamente relacionada con la diferencia de temperatura entre los canales de alimentación y enfriamiento. El flujo molar neto con respecto a coordenadas estacionarias, estará dada por una combinación ordinaria y difusión térmica:

$$\dot{N}_A = -cD_{AB}(\nabla x_A + K_T \nabla \ln T) + x_A(\dot{N}_A + \dot{N}_B) \quad (3.7)$$

donde  $D_{AB}$  es el coeficiente de difusión del vapor de agua a la temperatura promedio. El primer término de la ecuación (3.7) es el flujo neto molar asociado a las dos contribuciones descritas. El último término de la ecuación resulta de cambiar el marco de referencia móvil a coordenadas fijas de referencia. Los subíndices A y B hacen referencia a los dos compuestos presentes, vapor de agua y aire.

Bajo condiciones estacionarias y considerando que el aire se encuentra “estancado”, es decir  $\dot{N}_B = 0$  y  $l_{ga} < 5 \text{ mm}$ , al factorizar la expresión anterior se obtiene

$$\dot{N}_A = \frac{-cD_{AB}}{1-x_A}(\nabla x_A + K_T \nabla \ln T) \quad (3.8)$$

Dado que la longitud característica del sistema en la componente  $y$  es mucho mayor que el espesor del sistema compuesto membrana-espesor de aire, consideramos que la difusión se lleva a cabo en una sola dirección. Integrando entre los límites correspondientes a la región del espacio de aire-membrana, se obtiene la siguiente expresión

$$\dot{N}_A = -\frac{cD_{AB}}{\delta} \ln \frac{1-x_{A0}}{1-x_{A\delta}} - \left\langle \frac{cD_{AB}K_T}{1-x_A} \right\rangle \frac{1}{\delta} \ln \frac{T_4}{T_2} \quad (3.9)$$

donde  $\delta$  es el espesor combinado de la membrana y el espacio de aire.

Bajo las condiciones de interés del modelo experimental, la ecuación (3.9) puede expresarse de una forma distinta, haciendo las siguientes consideraciones.

- El espesor de la membrana es muy pequeño comparado con el espesor del aire. En este sentido la diferencia de temperatura  $T_2 - T_3$  es mucho más pequeña que la diferencia de  $T_3 - T_4$  (Ver Figura 3.1). En nuestro modelo aproximado se considera

que efecto difusivo es inducido principalmente por la diferencia de temperatura  $T_3$  y la temperatura promedio de la película de destilado.

- En el modelo matemático descrito en la ecuación (3.9), la temperatura  $T_4$  corresponde a la temperatura superficial de la película de condensado. En el modelo aproximado de la ecuación (3.7) se asume que  $T_m = \frac{T_4 + T_5}{2}$ , es equivalente a la temperatura de la película de condensado.

Con base en estas dos suposiciones descritas, la ecuación (3.9) se puede expresar de la siguiente manera.

$$\dot{N}_A \approx -\frac{cD_{AB}}{\delta_{aire}} \ln \frac{1-x_{A0}}{1-x_{A\delta_{aire}}} - \left\langle \frac{cD_{AB}K_T}{1-x_A} \right\rangle \frac{1}{\delta_{aire}} \ln \frac{T_m}{T_3} \quad (3.10)$$

donde  $\dot{N}_A$  es el flujo molar neto de la especie A a través de una película de aire estancado.

### 3.1.4. Transferencia de calor en el sistema AGMD

La transferencia de calor neta a través de la unidad AGMD básicamente se presenta por dos mecanismos: calor latente y calor sensible. El calor absorbido durante el proceso de evaporación se trasfiere a la placa condensadora cuando ocurre el cambio de fase a líquido. La transferencia de calor sensible se establece por conducción a través del espacio de aire, debido a la diferencia de temperatura entre el canal de alimentación y el canal de enfriamiento. Sin embargo, existe una contribución adicional asociada a la entalpía por el arrastre del flujo molar. Este mecanismo de transferencia de calor no está relacionado con el calor latente; puede considerarse más bien como parte del calor sensible. Cuando se realiza el balance de las ecuaciones este término aparece de manera explícita.

La transferencia de calor en una unidad AGMD ocurre en varias etapas. La primera etapa sucede cuando el calor se transfiere del canal de alimentación a la superficie de la membrana mediante convección. Segunda, una fracción del total del calor transferido se consume en el cambio de fase del agua (calor latente de vaporización), la fracción restante se transfiere por conducción a través de la membrana. Tercera, la transferencia de calor a través del espacio de aire, que ocurre por conducción ya que como se discutió en el Capítulo 2, la convección se ve suprimida por lo reducido del espesor de dicho espacio. Cuarta, el calor que se conduce a través del aire (Sensible) y el calor cedido por la condensación (latente), ambos, se transfieren a la película de condensado, de acuerdo a un coeficiente de transferencia de calor de película descendente. Quinta, el calor cedido se transfiere por conducción a través de la placa condensadora. Sexta, la energía en forma de calor se transfiere por convección al canal de enfriamiento.

Las ecuaciones para la conservación de flujo de entalpía a través de las diferentes regiones, considerando el flujo de calor por conducción y el flujo de calor por difusión de entalpía, se expresan como sigue

En el **canal de alimentación**

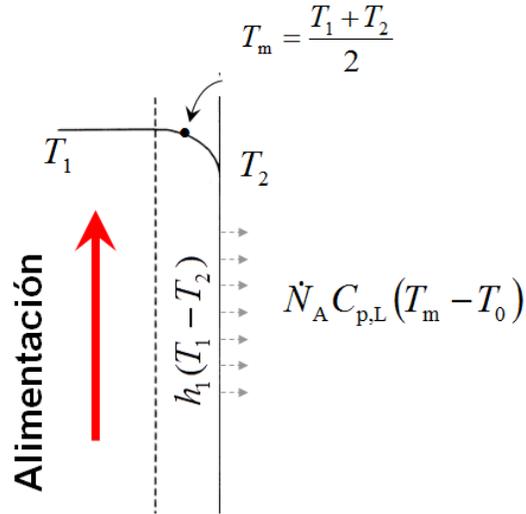


Figura 3.7 Representación esquemática de la transferencia de calor en el canal de alimentación.

$$\dot{Q} = h_1(T_1 - T_2) + \dot{N}c_{pL} \left( \frac{T_1 + T_2}{2} - T_0 \right) \quad (3.11)$$

En la **membrana**

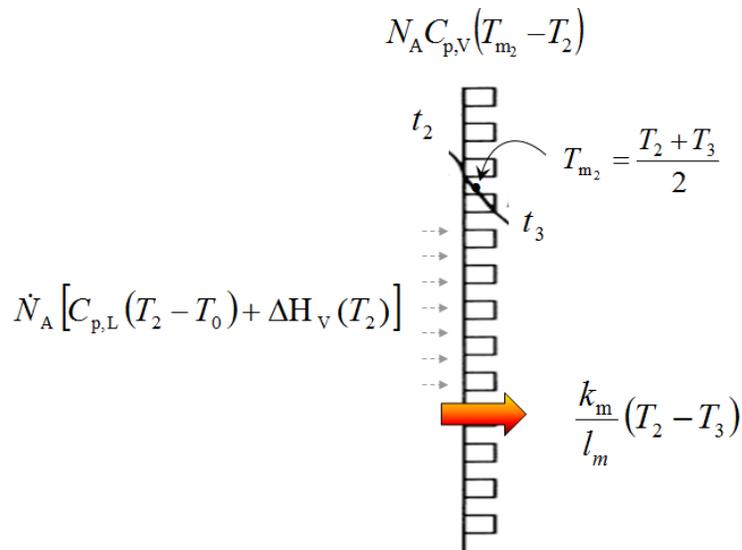


Figura 3.8 Representación esquemática de la transferencia de calor a través de la

membrana.

$$\dot{Q} = \dot{N} \left[ c_{pL}(T_2 - T_0) + \Delta H_v(T_2) + c_{pV} \left( \frac{T_3 + T_2}{2} - T_2 \right) \right] + \frac{k_m}{l_m} (T_2 - T_3) \quad (3.12)$$

En el espacio de aire

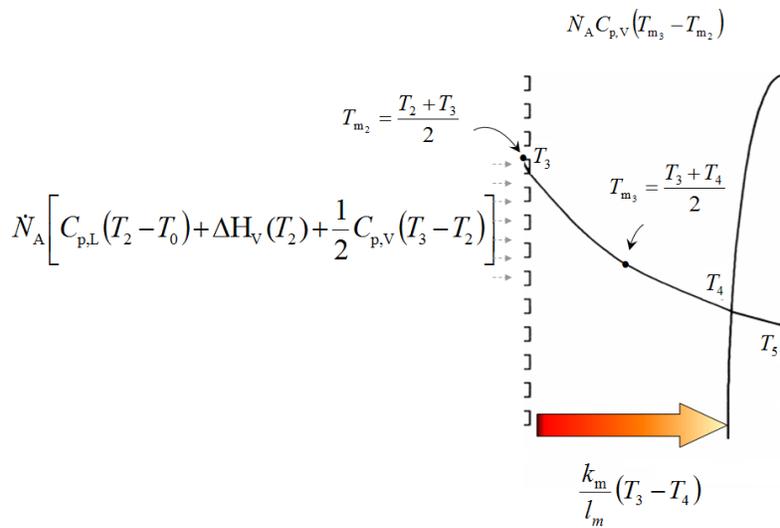


Figura 3.9 Representación esquemática de la transferencia de calor a través del espesor de aire.

$$\dot{Q} = \dot{N} \left[ c_{pL}(T_2 - T_0) + \Delta H_v(T_2) + c_{pV} \left( \frac{T_4 + T_3}{2} - T_2 \right) \right] + \frac{k_{gap}}{l_{gap}} (T_3 - T_4) \quad (3.13)$$

En la película de condensado

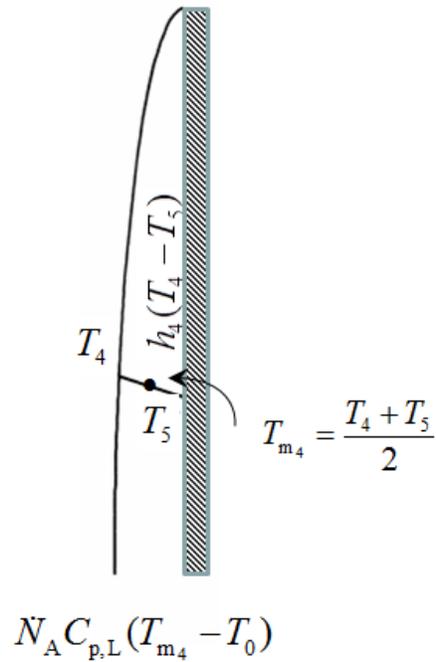


Figura 3.10 Representación esquemática de la transferencia de calor a través de la película de condensado.

$$\dot{Q} = h_4(T_4 - T_5) + \dot{N}c_{pL} \left( \frac{T_4 + T_5}{2} - T_0 \right) \quad (3.14)$$

En la placa condensadora

$$\dot{Q} = \frac{k_p}{l_p} (T_5 - T_6) \quad (3.15)$$

En el canal de enfriamiento

$$Q = h_6(T_6 - T_c) \quad (3.16)$$

Los términos  $Nc_p\Delta T$  se pueden despreciar por que la contribución al flujo neto de entalpía es mucho más pequeña que el flujo de calor por conducción y difusión de entalpía. Por lo tanto las ecuaciones anteriores se expresan de la siguiente manera

$$h_1(T_1 - T_2) = N\Delta H_v + \frac{k_m}{\delta}(T_2 - T_3) \quad (3.17)$$

$$h_1(T_1 - T_2) = N\Delta H_v + \frac{k_a}{l}(T_3 - T_4) \quad (3.18)$$

$$h_1(T_1 - T_2) = h_4(T_4 - T_5) \quad (3.19)$$

$$h_1(T_1 - T_2) = \frac{k_p}{l_p}(T_5 - T_6) \quad (3.20)$$

$$h_1(T_1 - T_2) = h_6(T_6 - T_7) \quad (3.21)$$

El calor que ingresa al sistema se puede expresar como la suma del calor que se transfiere al canal de enfriamiento más las pérdidas de calor al medio ambiente como:

$$Q_{Ent} = Q_{transf} + Q_{per} \quad (3.22)$$

Considerando que la fracción de calor útil se transfiere por convección de la corriente central hacia la membrana como:

$$Q_{transf} = h_1(T_1 - T_2) \quad (3.23)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones (3.17-3.21 y 3.10) con el objetivo de eliminar las temperaturas internas, es posible obtener una expresión equivalente a la ecuación (3.6) del flujo de calor a través de un sistema compuesto mediante una expresión general

$$Q = \frac{\psi\rho}{\psi + k_{eq}} \left[ N\Delta H_v + k_{eq}(T_1 - T_7) \right] \quad (3.24)$$

La diferencia de temperatura en esta ecuación se relaciona con la temperatura de la corriente central del canal de alimentación y la corriente central del canal de enfriamiento.

Los parámetros  $\psi$ ,  $\rho$ ,  $h_{eq}$ ,  $k_{eq}$  están dados por

$$\psi = \frac{h_6 k_p}{l_p h_6 + k_p}, \quad (3.25)$$

$$\rho = \frac{h_{eq}}{k_{eq} + h_{eq}}, \quad (3.26)$$

$$k_{eq} = \frac{k_m k_{gap}}{l_{ga} k_m + l_m k_{gap}}, \quad (3.27)$$

$$h_{eq} = \frac{h_1 h_4}{h_1 + h_4} \quad (3.28)$$

Donde  $k_p$  es la conductividad térmica de la placa condensadora y  $l_p$  el espesor.  $k_m$  la conductividad térmica de la membrana y  $l_m$  el espesor de la misma.  $k_{aire}$  la conductividad térmica del espacio entre la membrana y la placa condensadora y  $l_{aire}$  el espesor.  $h_1$  y  $h_6$  son los coeficientes de transferencia de calor, en el canal de alimentación y el canal de enfriamiento respectivamente.  $h_4$  es el coeficiente de transferencia de calor de película descendente.

### 3.1.5. Correlaciones para coeficientes de transferencia de calor

Los coeficientes de transferencia de calor  $h_1$  y  $h_6$ , para el canal de alimentación y enfriamiento respectivamente, se obtienen mediante correlaciones empíricas. Gryta et al. [112] recomiendan que para flujo laminar ( $Re < \approx 2100$  y  $Pr > 0.6$ ) sobre una superficie rugosa (membrana) isotérmica, el coeficiente local de convección se puede estimar mediante la siguiente relación

$$h_1 = 0.13 Re^{0.64} Pr^{0.38} \frac{k}{d_h} \quad (3.29)$$

Por otra parte, para superficies lisas como la placa de enfriamiento y bajo las mismas condiciones hidrodinámicas ( $Re < \approx 2100$  y  $Pr > 0.6$ ), el valor de  $h_6$  se puede estimar mediante la siguiente relación [82]

$$h_6 = 3.66 + \frac{0.0668 (Re Pr d_h / L)}{1 + 0.0450 (Re Pr d_h / L)^{2/3}} \quad (3.30)$$

La metodología para la selección de estas correlaciones empíricas fue la siguiente. Con base en el modelo experimental se establecieron las condiciones hidrodinámicas de nuestro modelo matemático. Una vez hecho esto se llevó a cabo una revisión bibliográfica de las diversas correlaciones empíricas usadas en MD y bajo condiciones similares de nuestro diseño experimental. Esta revisión se presenta en el Capítulo 2 de esta tesis. Posteriormente se realizó una selección de las correlaciones que mejor se ajustaran a nuestros resultados experimentales dando como resultado las ecuaciones (3.27) y (3.28). Sin embargo, los

resultados que se obtienen con estas correlaciones no varían en gran manera. Un estudio detallado se presenta en la sección de resultados.

Para estimar el coeficiente de transferencia de calor en película descendente (condensado) se emplea la siguiente expresión

$$h_4 = \frac{4}{3} \left( \frac{k_f^3 \rho_f^2 g}{3\mu_f \Gamma} \right)^{1/3} \quad (3.31)$$

La cantidad  $\Gamma$  es el flujo total de condensado en la parte inferior de la superficie condensadora por unidad de anchura de esta superficie [104]. La dependencia de la viscosidad  $\mu$  con la temperatura está dada por [112].

$$\mu(T) = 0.001 \cdot \exp \left[ -6.4313 + \frac{1882}{T} \right] \quad (3.32)$$

### 3.2 Modelo para el colector solar

La ganancia de calor útil  $Q_u$  en un colector solar se puede expresar de la siguiente manera [114]:

$$Q_u = A_c F_R [G_T (\tau\alpha)_{av} - U_L (T_i - T_a)] = m C_p (T_o - T_{in}) \quad (3.33)$$

y la eficiencia térmica por primera ley de un colector solar plano define como

$$\eta_I = \frac{Q_u}{G_T A_C} = \frac{F_R [G_T (\tau\alpha)_{av} - U_L (T_i - T_a)]}{G_T} \quad (3.34)$$

Dado que la ecuación anterior es una ecuación lineal, donde la variable independiente es  $\frac{(T_i - T_a)}{G_T}$ , la eficiencia térmica de un colector solar plano se expresa en la forma punto pendiente como

$$y = -1.8489x + 0.7258 \quad (3.35)$$

La ecuación (3.34) es el resultado de la evaluación térmica de un colector solar plano de la marca Chromagen modelo CR 124. Dicha ecuación se obtuvo bajo criterio de evaluación de la norma ANSI/ASHRAE 93-1986 (vea el anexo A).

### 3.3 Relación con diferentes caudales

En la evaluación del colector se utilizó un flujo característico con base en la norma antes citada y que corresponde a las características del colector, por lo tanto es necesario determinar la corrección para diferentes flujos de operación [114]. Esta corrección de flujo

se realizó con base en la metodología propuesta por Duffie y Beckman, [114]. En la cual primero se calcula el factor  $F'U_L$  bajo las condiciones de evaluación del colector.

$$F'U_L = -\frac{\dot{m}_{prueba} C_P}{A_c} \ln \left( 1 - \frac{F_R U_L A_c}{\dot{m}_{prueba} C_P} \right) \quad (3.3)$$

Posteriormente se calcula la razón entre el flujo másico de uso y el flujo másico de prueba mediante la siguiente ecuación

$$r = \frac{F_R U_L|_{uso}}{F_R U_L|_{prueba}} = \frac{F_R(\tau\alpha)|_{uso}}{F_R(\tau\alpha)|_{prueba}} \quad (3.37)$$

$$r = \frac{\frac{\dot{m}_{uso} C_p}{A_c F'U_L} \left[ 1 - \exp \left( \frac{-A_c F'U_L}{\dot{m}_{uso} C_p} \right) \right]}{\frac{\dot{m}_{prueba} C_p}{A_c F'U_L} \left[ 1 - \exp \left( \frac{-A_c F'U_L}{\dot{m}_{prueba} C_p} \right) \right]} \quad (3.38)$$

Una vez que se obtiene los valores de r se corrigen los factores de remoción  $F_R(\tau\alpha)$  y  $F_R U_L$ , para las condiciones de uso normal del colector.

$$F_R U_L|_{uso} = r(F_R U_L|_{prueba})$$

$$F_R(\tau\alpha)|_{uso} = r(F_R(\tau\alpha)|_{prueba})$$

Con estos valores corregidos es posible obtener el valor de  $Q_u$  bajo diferentes flujos de operación.

### 3.4 Algoritmo numérico para la unidad AGMD

El modelo matemático para la unidad AGMD, se define por el conjunto de ecuaciones descritas en la Sección 3.1. Este modelo es un modelo no lineal y la solución del conjunto de ecuaciones tiene que hacerse numéricamente. Para esto se utilizó un algoritmo, que se ilustra más abajo y que se codificó en la plataforma de F90. Al inicio el programa requiere que el usuario defina las variables y parámetros de entrada del sistema, así como un conjunto de valores semilla para todas las temperaturas simuladas al interior de la unidad. A partir de estas temperaturas, se calculan la masa y los flujos de calor en el sistema compuesto. Los resultados obtenidos por estos flujos se utilizan para calcular un conjunto corregido de temperaturas, exigiendo los criterios de conservación de masa y energía en todo el sistema.

El proceso se repite de manera iterativa, actualizando en cada ciclo los valores de las temperaturas, hasta que se logre el criterio de convergencia. El criterio de convergencia se cumple cuando las diferencias porcentual de todas las temperaturas entre dos iteraciones

consecutivas es menor o igual a 0.1%. Un segundo criterio se relaciona con la conservación de entalpía entre el canal de alimentación y el canal de enfriamiento, con la condición de que la diferencia entre el lado caliente y frío no sea mayor de 0.1%.

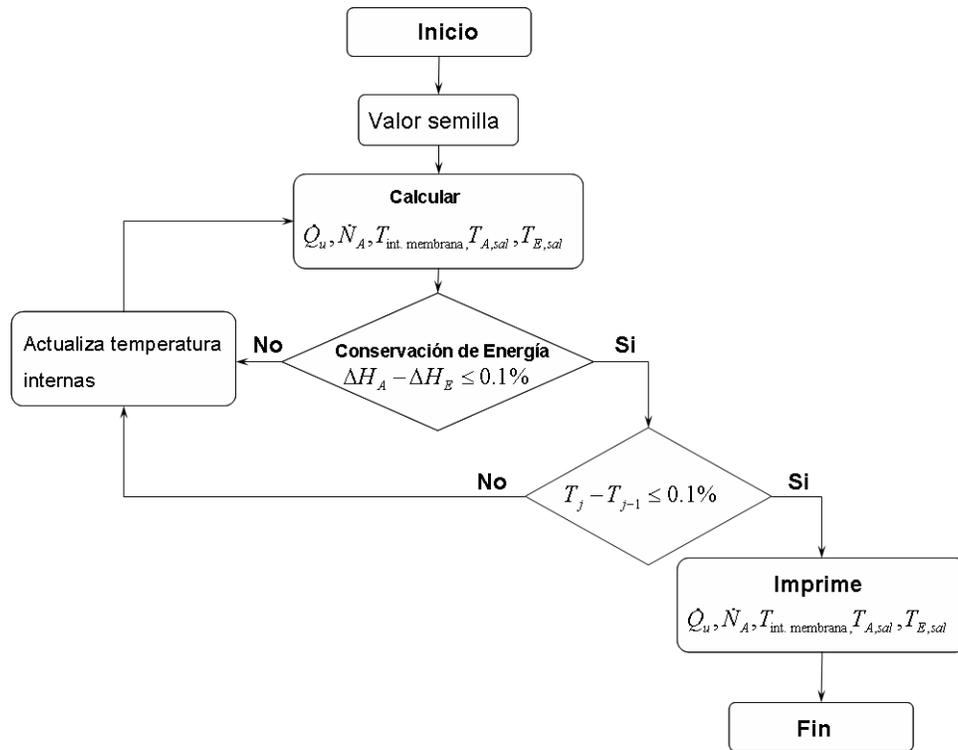


Figura 3.11 Diagrama de flujo de la simulación para determinar el flujo molar y flujo de calor en la unidad AGMD.

Al resolver el sistema de ecuaciones (3.17-3.21) y (3.10), como se describe en la sección correspondiente, se obtienen las temperaturas para cada región de la unidad representada en la Figura 3.2; las temperaturas adyacentes a la membrana  $T_2$  y  $T_3$ , la temperatura superficial de la película de condensado  $T_4$ , la temperatura de la placa  $T_5$  y  $T_6$ . La única excepción son las temperaturas de la corriente del canal de alimentación y enfriamiento,  $T_1$  y  $T_7$ , las cuales se calculan como el promedio entre la temperatura de entrada y salida a la unidad

$$T_1 = \frac{T_{A,ent} + T_{A,sal}}{2} \quad (3.39)$$

$$T_2 = \frac{T_{E,ent} + T_{E,sal}}{2} \quad (3.40)$$

Por supuesto, las temperaturas a la entrada son parámetros de entrada para el modelo, mientras que las salidas se obtienen del proceso iterativo, como función del flujo de calor mediante las siguientes ecuaciones

$$T_{A,sal} = T_{A,ent} - \frac{Q_G + Q_{per}}{C_p \dot{m}_A} \quad (3.41)$$

$$T_{E,sal} = T_{E,ent} + \frac{Q_G}{C_p \dot{m}_E} \quad (3.42)$$

donde  $Q_G$  representa la suma del calor sensible y calor latente,  $Q_{per}$  representa las pérdidas de calor al medio ambiente. El valor de la capacidad calorífica  $C_p$  se considera constante en todo el canal de alimentación y enfriamiento respectivamente.

# Capítulo 4. Arreglo experimental

En este capítulo se describe el diseño y construcción arreglo experimental, así como la metodología que se utilizó en el experimento. En esta sección se ha dedicado un apartado que contiene información de los equipos e instrumentos utilizados en la instrumentación del dispositivo experimental. Para concluir, al final de esta sección se presenta un análisis para determinar los tiempos de respuesta del sistema.

## 4.1 Descripción general del arreglo experimental

El arreglo para el estudio experimental está diseñado de manera de poder suministrar a la unidad AGMD la solución salina de entrada y el agua de enfriamiento con temperaturas y caudales controlados. Con ese fin, está integrado por los siguientes elementos: resistencias eléctricas para el suministro de energía térmica, tanques de almacenamiento térmico, un intercambiador de calor, bombas hidráulicas para impulsar la corriente y la unidad desalinizadora. La Figura 4.1 muestra el diagrama conceptual de dicho arreglo.

El sistema se divide en dos circuitos principales A y B. La sección A es un ciclo abierto en el cual una bomba hace circular agua de grifo calentada con las resistencias eléctricas a través del intercambiador de calor. El intercambiador de calor se encuentra inmerso en un tanque de almacenamiento térmico que contiene una solución de NaCl en agua con una concentración inicial de 30 000 PPM. La idea es aumentar la temperatura de la solución presente en el tanque de almacenamiento de manera controlada a través de regular el caudal en el circuito de calentamiento, a través del intercambiador de calor.

La sección B es un ciclo abierto donde la componente central es la unidad desalinizadora. Con la ayuda de una bomba se extrae la solución caliente del tanque de almacenamiento y se hace circular a través del canal de alimentación de la unidad AGMD. La corriente de alimentación entra a la unidad a una temperatura  $T_{A,ent}$  y sale a una temperatura menor, indicada en la figura como  $T_{A,sal}$ . Una fracción de agua que contiene la solución se convierte en vapor mientras que la solución restante, ligeramente con mayor concentración, continúa con el recorrido. A su paso por la unidad desalinizadora, la temperatura de la corriente de alimentación desciende paulatinamente por la transferencia de calor latente y sensible hacia la placa condensadora y por las pérdidas de calor hacia el exterior. El excedente de la mezcla salobre, aún caliente, retorna nuevamente al tanque de almacenamiento para repetir el ciclo. En la figura,  $T_{E,ent}$  representa el valor de la temperatura a la entrada del canal de enfriamiento y  $T_{E,sal}$  la temperatura a la salida del mismo lado.  $T_{Amb}$  Indica la temperatura ambiente, mientras que  $T_{D1}$  y  $T_{D2}$  las temperaturas en el interior del tanque de almacenamiento térmico y el calentador eléctrico, respectivamente. El circuito C es el circuito de enfriamiento.

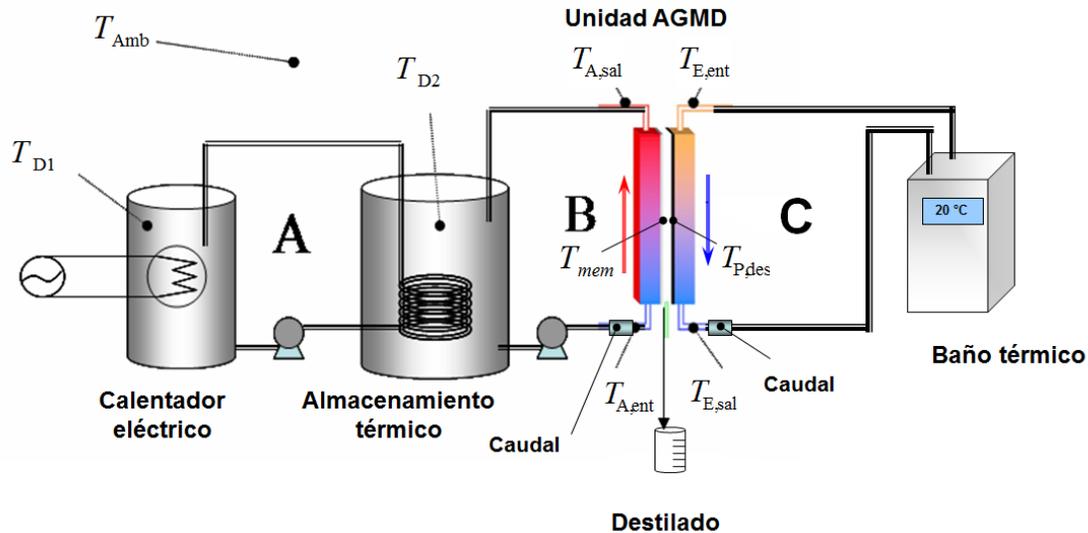


Figura 4.1 *Bosquejo del diseño experimental. En la figura la temperatura está representada por la letra T, los subíndices indican los diferentes puntos de medición.*

## 4.2 Construcción del prototipo experimental

El prototipo experimental se desarrolló en varias etapas. Primero se construyó la unidad AGMD y posteriormente se dimensionaron y construyeron los demás elementos que integran el arreglo.

### Unidad AGMD

La unidad AGMD está formada por dos paredes laterales (Figura 4.2), una membrana hidrófoba, una placa condensadora, y varias “Juntas” espaciadoras para formar los canales de alimentación, enfriamiento y espacio de aire (Figura 4.3). Las paredes laterales se construyeron con placas Nylon de 254mm de espesor (Nylacero) para reducir las pérdidas de calor al medio ambiente. Las juntas se construyeron a partir de hojas de silicón de alta temperatura de 3 mm de espesor y el canal de drenado del destilado se elaboró a partir de una lámina de neopreno de 1 mm de espesor. En el dispositivo se utilizó una membrana de PTFE (polytetrafluoroethylene) proporcionada por la empresa Millipore. Esta membrana se conoce comercialmente como FGLP29325 y tiene una porosidad de 80% con un tamaño de poro de  $0.22 \mu m$ .

La unidad tiene las siguientes dimensiones exteriores: 30 cm de alto, 20 cm de ancho y 6.7 cm de espesor. La decisión de construirla en este tamaño se debió en parte a la restricción impuesta por las membranas que se pudieron conseguir en México, comercializadas por la empresa Millipore, las cuales limitan usar un área efectiva de  $144 \text{ cm}^2$  en una configuración rectangular de 18x8 cm.

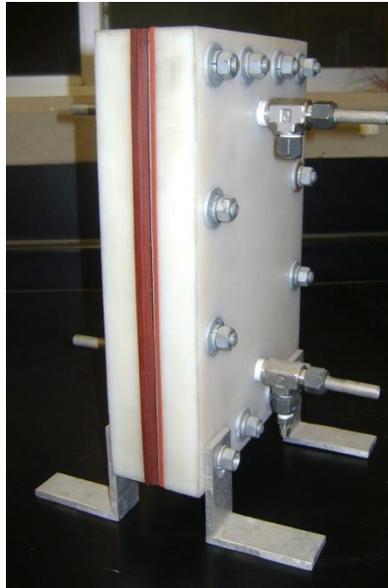


Figura 4.2 *Prototipo de la unidad AGMD.*

El canal de alimentación entre la membrana hidrófoba y la tapa lateral se forma por dos juntas las cuales permite un espacio de 80 mm de ancho, 180 mm de altura 6 mm de profundidad. El canal de enfriamiento que se forma entre la segunda tapa lateral y la placa de aluminio, tiene las mismas dimensiones que la primera. El espacio de aire de 4 mm de espesor se forma al combinar una junta de silicón y una de neopreno. La membrana se soporta por una malla metálica con el propósito de reducir la deformación debida tanto a la presión que ejerce el flujo (principalmente el peso del agua), como a la temperatura de operación. El soporte metálico es una malla de forma romboidal con eje mayor de 10 mm, eje menor de 7 mm y espesor de alambre  $\approx 0.6$  mm. A fin de evitar la corrosión el soporte metálico y malla fueron tratados con un recubrimiento plástico. En la Figura 4.3 se presenta una vista isométrica con los elementos que integran la unidad AGMD. En la Figura 4.4 se muestra una imagen del soporte metálico.

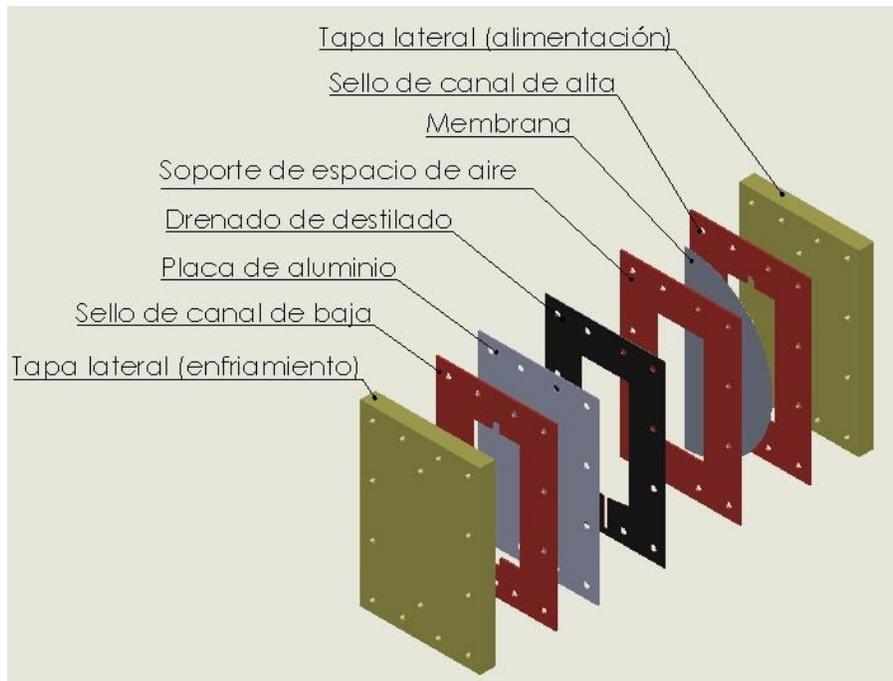


Figura 4.3 *vista isométrica de la unidad desalinizadora AGMD.*

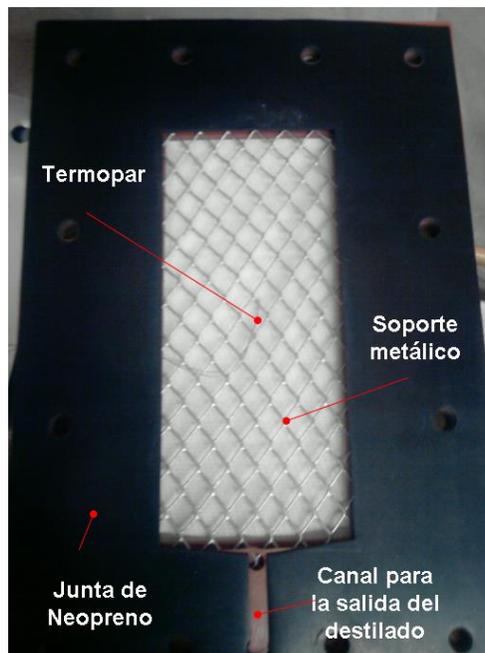


Figura 4.4 *Imagen del canal de drenado para el destilado y soporte de la membrana.*

- Se decidió construir las tapas laterales de Nyacero por dos razones básicas: la baja conductividad del material minimiza las pérdidas por las caras laterales y además posee suficiente rigidez para dar soporte estructural a todo el sistema. Al ser de Nylon, el material no reacciona ante la presencia de NaCl, eliminando los problemas de corrosión.
- Las juntas de canal de alta y baja, elaboradas a partir de láminas de silicón de alta temperatura, resuelven el problema de posibles fugas en el empaquetamiento. Estas componentes actúan como separador y a la vez como sello cuando se sujeta todo el sistema.
- La placa condensadora es una placa de aluminio de 1.2 mm de espesor (Alanod). La función principal es condensar el vapor de agua que pasa a través de la membrana. Por otro lado la placa de neopreno adyacente a la placa de aluminio forma un canal de drenado de destilado, este detalle se puede apreciar en la Figura 4.4.

En el anexo D se presentan los planos de construcción de la unidad AGMD. Las ocho componentes descritas en la Figura 4.3, incluyendo el soporte metálico, se sujetan mediante 12 tornillos de hierro galvanizado, dando como resultado una unidad de desalinización compacta, tal como se muestra en la Figura 4.2

#### Intercambiador de calor

El intercambiador se construyó con una configuración en espiral, para lo cual se utilizó tubo de cobre de  $\frac{1}{4}$  de pulgada de diámetro, por 10 metros de longitud. El diseño se realizó con base en un flujo de operación de 1-5 l/min y una temperatura máxima de operación de 90°. En la Figura 4.5 se presenta una fotografía del intercambiador de calor de cobre.



Figura 4.5 *Intercambiador de calor de cobre.*

### Tanque de almacenamiento térmico

El intercambiador de calor se encuentra inmerso en 40 litros solución salina contenida en tanque de almacenamiento térmico. Para el aislamiento se utilizó una placa de hule espuma de una pulgada de espesor. La Figura 4.7 muestra las imágenes de los componentes mencionados.



Figura 4.6 *Intercambiador de calor de cobre y tanque de almacenamiento térmico. Calentador*

La fuente de energía térmica se suministró mediante cuatro resistencias eléctricas de 300 W nominales cada una. Las resistencias eléctricas se controlaron de manera independiente y van sujetas en un marco de acero inoxidable.



Figura 4.7 *Sistema de calentamiento eléctrico.*

### 4.3 Instrumentación

- Temperatura

Para medir la temperatura se emplearon termopares tipo T (cobre-constatan) calibre 30. Para calibrar los termopares se utilizó un termopozo de referencia de marca Hort Scientific, modelo 9100 S. En la Figura 4.8 se muestra el comportamiento de los nueve termopares para el caso particular de temperatura de entrada de la solución de 30°C (valor de referencia). La Figura 4.9 muestra la curva de calibración para el termopar  $T_2$ , donde se observa que al realizar el ajuste correspondiente la lectura del termopar corresponde al valor de referencia. Esta calibración se realizó para cada uno de los termopares descritos.

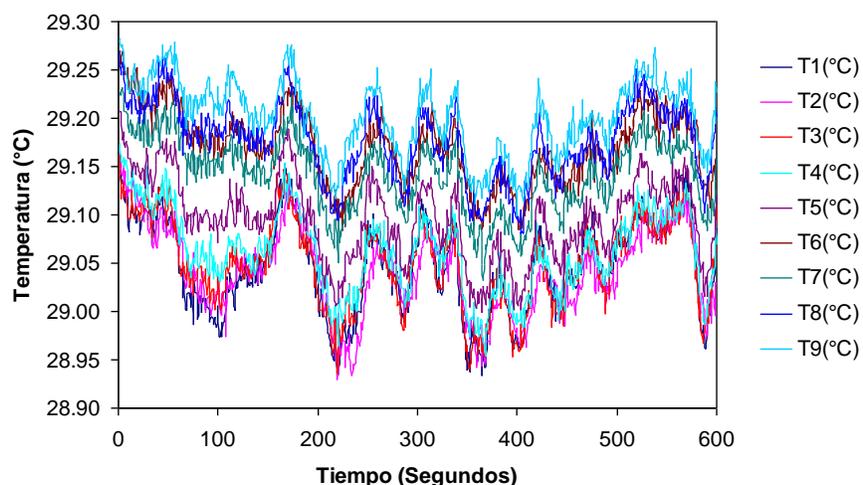


Figura 4.8 Comportamiento de los nueve termopares en el interior de pozo térmico.

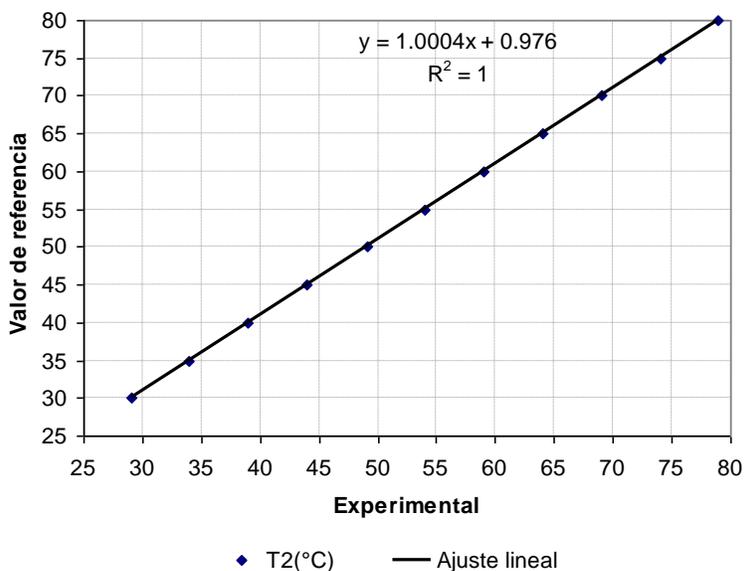


Figura 4.9 Curva típica de calibración para un termopar.

Una vez calibrados los termopares se ubicaron en el arreglo experimental en los puntos que muestra la Figura 4.1. Específicamente en las corrientes de alimentación y enfriamiento los termopares se ubicaron en pasamuros a la entrada y salida de ambas corrientes. En la Figura 4.10 (a) se muestra una imagen de la ubicación de uno de los termopares en el canal de alimentación y la Figura 4.10 (b) en el interior de la unidad, tanto en la placa condensadora como en la membrana.

El termopar en la placa condensadora se colocó inmerso en un pequeño termo pozo y se sujetó con pasta conductora. Por otra parte, el termopar que hace contacto con la membrana, se colocó entre los claros de la malla procurando que no hiciera contacto con los alambres. Sin embargo, el termopar ejerce una leve presión sobre la membrana para que no pierda contacto con ella.

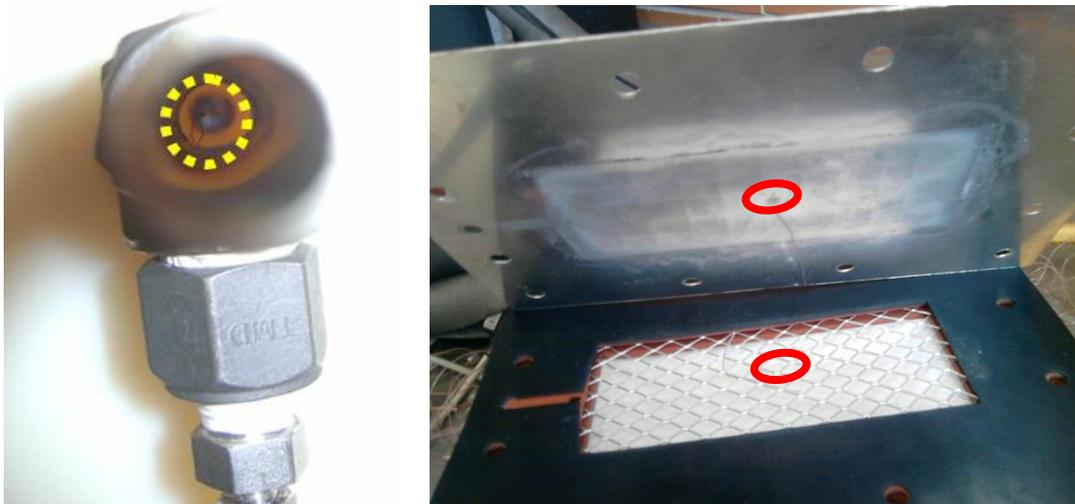


Figura 4.10 *Detalle de la ubicación de los termopares en los pasamuros (izquierda) e interior de la unidad (derecha).*

- Flujo

Para impulsar el flujo de alimentación se utilizó una bomba de flujo variable de la marca Leeson Washguard, modelo C6T17WK1G. El flujo se mide a la salida de la bomba antes de entrar a la unidad AGMD, con un flujómetro de precisión IR-Opflow PVDF (Type 1), el cual tiene una incertidumbre de  $\pm 1\%$ . Para medir el flujo en el canal de enfriamiento se utilizó un flujómetro de la misma marca (Type 2). En el canal de enfriamiento la temperatura y el flujo se controla mediante un equipo autónomo RTE 220 de la marca Neslab. En el ciclo de calentamiento para alimentar el intercambiador de calor se utilizó una bomba monofásica a 127 V modelo 1A- MD-9 marca March MFG.

- Adquisición de datos

En la adquisición de datos se empleó un compact Fiel Point marca Nacional Instruments modelo CFP-2220. Para el manejo del adquisidor de datos se utilizó un programa

desarrollados sobre LabView 2009 Ver 9.0, los cuales permiten almacenar datos así como exportarlos para su procesamiento en hoja de Excel.

- Destilado

Para captar el destilado se emplea un vaso de precipitado de vidrio pyrex de 80 ml  $\pm 5$  % aforado. Sin embargo, para determinar la producción se utiliza una técnica de gravimetría. Para ello se utilizó una balanza Triple Beam Balance (serie 700)  $\pm 0.5$  g.

#### **4.4 Diseño y metodología experimental**

Para caracterizar la respuesta de la unidad AGMD, se diseñó una serie de experimentos los cuales involucran diferentes variables de operación. Específicamente estuvimos interesados en conocer la respuesta del sistema como función de la temperatura y caudal de alimentación. En el experimento la temperatura operación se varió entre 40-70 °C con incrementos de 10°C y el caudal de alimentación en un intervalo 0.2 a 1.0 l/min, con incrementos de 0.2 l/min. En cada una de las pruebas la temperatura y caudal en el canal enfriamiento permanecen constantes, con valores de 20°C y 0.45 l/min, respectivamente.

En la unidad se utilizó membrana de PTFE 0.22  $\mu\text{m}$  de tamaño de poro con una porosidad de 80%. El área efectiva de membrana en la unidad es 144 cm<sup>2</sup> en una configuración de 8  $\times$  18 cm.

El fluido de trabajo es una solución compuesta por NaCl con una pureza de 99%, disuelta en agua tri-destilada, con una concentración inicial de 30 000 PPM. El experimento se llevó a cabo de la siguiente manera: Una vez que el sistema alcanza el estado estacionario, para una temperatura y caudal de operación específicos (por ejemplo 40 °C y 0.2 l/min) se observa la respuesta térmica. Del experimento se obtiene valores de la temperatura, caudal y volumen del destilado que se produce bajo estas condiciones de operación durante un periodo de tiempo determinado. Una vez que se concluye esta primera parte del experimento, se aumenta el caudal con incrementos de 0.2 l/min, realizando un estudio similar en cada caso hasta alcanzar 1.0 l/min. Esta metodología se repite para cada uno de los casos descritos 50, 60 y 70°C respectivamente. Cada uno de los experimentos tuvo una duración de 4 horas, sin embargo, la colección de destilado se realiza en un tiempo de 10 min y se repite dos veces en cada condición, a excepción del experimento cuando la temperatura de alimentación fue de 40 °C, esta última el intervalo de tiempo para la colección de destilado fue de 17 min.

#### **4.5 Tiempo de respuesta de la unidad AGMD y pruebas de salinidad**

Para conocer la respuesta térmica del sistema y establecer el tiempo mínimo para alcanzar el estado estacionario, se realizaron dos pruebas experimentales. En la primera, se determinó el tiempo necesario para llevar al sistema experimental de las condiciones iniciales al estado estacionario de operación. En la segunda prueba se determinó el tiempo

mínimo necesario para alcanzar el estado estacionario, al modificar el caudal entre una prueba y la siguiente. Durante ambas pruebas el canal de enfriamiento se mantiene con valores a la entrada de  $0.43 \pm 0.006$  l/min y  $20.41 \pm 0.03$  °C.

Para la evaluación de la primera condición se consideró una temperatura de operación de 40 °C y un caudal de 0.6 l/min. En la Figura 4.11 se muestra el comportamiento de seis termopares ubicados a la entrada, salida e interior de la unidad AGMD. Para una mejor comprensión sobre la ubicación de estos termopares se recomienda referirse a la Figura 4.1.

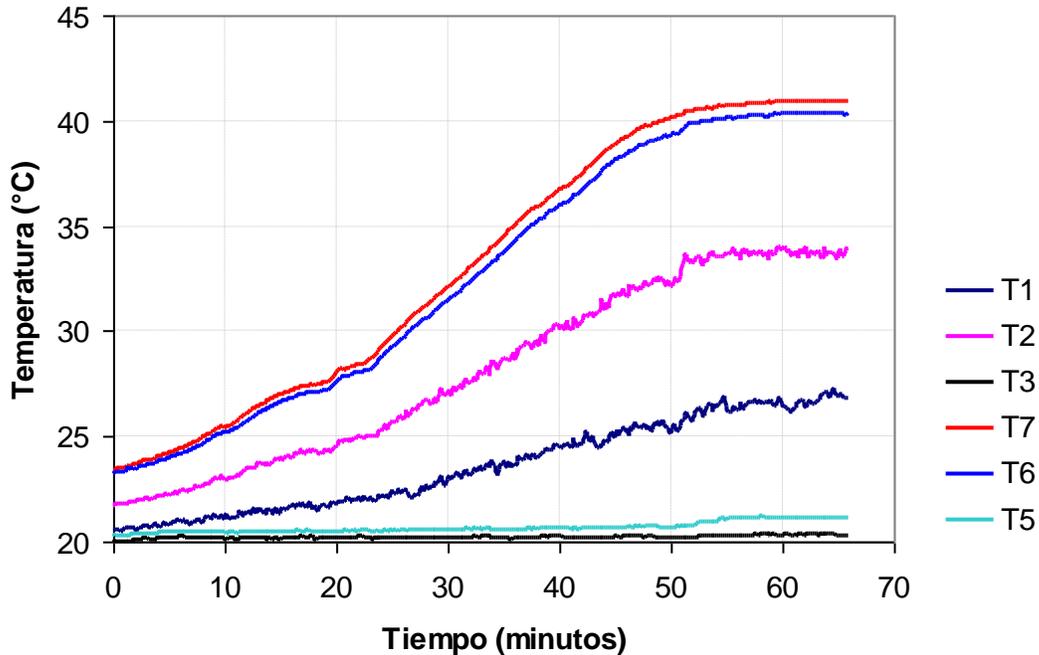


Figura 4.11 Evolución del sistema experimental en estado transitorio.

En la Figura 4.11 se observa que para alcanzar el estado estacionario del sistema experimental, es necesario que transcurra una hora y 10 minutos.

Por otra parte, para evaluar la segunda condición, se aplicó la siguiente metodología: Bajo condiciones estacionarias de operación  $70.08 \pm 0.15$  °C y  $0.61 \pm 0.002$  l/min, se interrumpe la operación la bomba que hace circular el flujo de alimentación en el canal de alimentación. La bomba permanece a pagada durante 36.5 min. Transcurrido este tiempo se activa nuevamente la bomba con un caudal de  $0.964 \pm 0.005$  l/min. Este valor se mantiene constante durante 3.6 min, posteriormente se cambia a un valor de  $0.591 \pm 0.002$  l/min. Los resultados de esta segunda prueba experimental se muestran en la Figura 4.2.

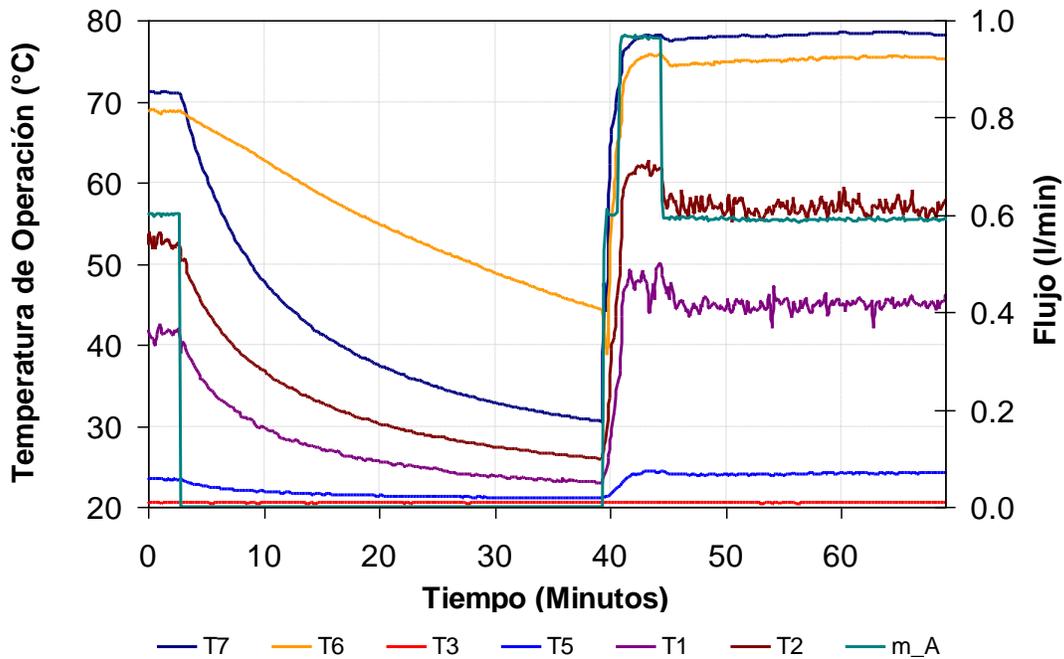


Figura 4.12 En la figura las curvas identificadas por la letra T representan las temperaturas para diferentes puntos del sistema experimental. Estos valores de temperatura se leen respecto al eje primario. m\_A es el caudal de alimentación y se lee respecto al eje secundario.

En la Figura el enfriamiento de la unidad AGMD tiene una respuesta típica de un capacitor térmico. Se observa que la respuesta de los termopares T<sub>2</sub> y T<sub>1</sub> (internos) respecto al termopar T<sub>7</sub> (entrada de la unidad) presenta la misma tendencia. Esto nos muestra que la respuesta del sistema depende principalmente del coeficiente de transferencia de calor en el canal de enfriamiento. Sin embargo, la respuesta del termopar T<sub>6</sub> no presenta la misma tendencia, esto se atribuye a la ubicación del termopar en la unidad. El termopar T<sub>6</sub> está ubicado a la salida de la unidad, en una configuración de “pasa muro”. Esta configuración en sí misma, facilita que se genere una zona de “estancamiento térmico” a la salida y lo que se observa en la gráfica es el enfriamiento respecto al medio ambiente.

Una vez que transcurrió el tiempo de 36.5 min y se activó nuevamente la bomba, se observó que el sistema alcanzó el estado cuasi-estacionario en un tiempo de 3.6 min. Posteriormente se actualiza el flujo a un valor de  $0.601 \pm 0.007$  l/min. En la gráfica se observa que el tiempo mínimo necesario para alcanzar el estado estacionario, de cambiar un valor del caudal al valor posterior de operación es de 2 min.

Con base en lo anterior una corrida típica tuvo un tiempo de duración aproximado de 2.5 horas, distribuidas de la siguiente manera.

- Se requiere de aproximadamente 1 hora para alcanzar el estado estacionario del sistema de calentamiento.
- Una vez que se alcanza el estado estacionario se inicia la primera etapa de la prueba experimental, en 0.2 l/min y se colecta el destilado que se produce durante 10 min.
- Se actualiza en valor del caudal a siguiente condición de operación del caudal (por ejemplo 0.4 l/min) y se deja que transcurran aproximadamente 8 minutos para realizar la prueba bajo esa condición.

Este procedimiento se repite para cada uno de las condiciones de operación que restan, 0.6, 0.8 y 1.0 l/min.

Como parte de las pruebas experimentales para “poner a punto el sistema” se midió la salinidad en el interior del depósito al inicio y al final de una corrida larga. El interés de hacer esto es porque durante cada grupo de experimentos el agua salina circula continuamente entre el tanque y la unidad, por el circuito B. Este circuito no se considera cerrado, porque al haber algo de evaporación en la unidad se va perdiendo volumen de agua en el tanque. Por lo tanto, se espera que la concentración salina aumente a lo largo de una corrida y es pertinente preguntarse si este factor afecta los resultados de los últimos experimentos con respecto a los primeros de dicha corrida.

Las condiciones iniciales del experimento fueron las siguientes:

- Se preparó una solución de 30 litros de NaCl en agua con una concentración de inicial de 30000 ppm.
- Se establecieron las condiciones de operación en  $70.08 \pm 0.15$  °C y  $0.61 \pm 0.002$  l/min.

La prueba tuvo una duración aproximada de 3 horas y la concentración final fue de 35650 ppm. Este incremento no afecta de manera significativa el resultado del experimento. De acuerdo con Abdullah Alkudhiri [115] la producción de destilado por efecto del incremento de salinidad en un intervalo de 0 a 40 000 ppm se estima que es del orden de 0.03 kg/m<sup>2</sup>h. De acuerdo con esto, podemos ver que en nuestras condiciones experimentales el error asociado a la variación de la salinidad es mucho más pequeño que el error asociado a la medición del volumen del destilado. Bajo este argumento se decidió recircular la alimentación de la solución salina

# Capítulo 5: Resultados y Discusión

En este capítulo se presentan los resultados teóricos y experimentales que se obtuvieron como producto de esta investigación. En primer lugar se presentan los resultados experimentales. Con base en estos resultados se determinaron los parámetros que posteriormente se usaron en el modelo teórico. El análisis correspondiente para determinar estos parámetros se presenta en las primeras secciones. En las secciones posteriores se comparan los resultados teóricos con los resultados experimentales a fin de validar los primeros. Finalmente se presenta un análisis general de sistema MD, el cual eventualmente podría acoplarse con un colector solar.

## 5.1. Resultados experimentales

Los resultados experimentales que se describen en esta sección, se obtuvieron de 20 pruebas que se realizaron en cuatro corridas experimentales distintas, con base en la metodología descrita en el capítulo anterior. En cada una de las corridas experimentales la temperatura de alimentación permaneció constante, variando sólo el flujo de alimentación en un intervalo de 0.2 a 1.0 l/min, con incrementos de 0.2 l/min en cada prueba. Cada grupo de experimentos se clasifica con base en la temperatura nominal de alimentación de la unidad AGMD. En este sentido, el primer grupo de experimentos corresponde a la temperatura de alimentación de 40 °C y los siguientes grupos a 50, 60 y 70 °C, respectivamente. El caudal de alimentación y la temperatura a la entrada de la unidad AGMD en el canal de enfriamiento, permanecieron constantes en todos de los experimentos.

Los resultados experimentales se presentan en las tablas 5.1-5.4. En las tablas, la producción de destilado se expresa como el volumen obtenido por unidad de tiempo y unidad de área de membrana, en litros por hora por metro cuadrado (l/m<sup>2</sup>h). Esta es una manera convencional de expresar los resultados en la literatura, que permite comparación de experimentos con unidades de diferentes tamaños. La Figura 5.1 muestra la ubicación de los instrumentos de medición. En la Figura 5.1, la letra “T” está asociada a la ubicación de los termopares y la letra “m” a los flujómetros. Los sub índices A y E hacen referencia al canal de alimentación y el canal de enfriamiento, respectivamente.

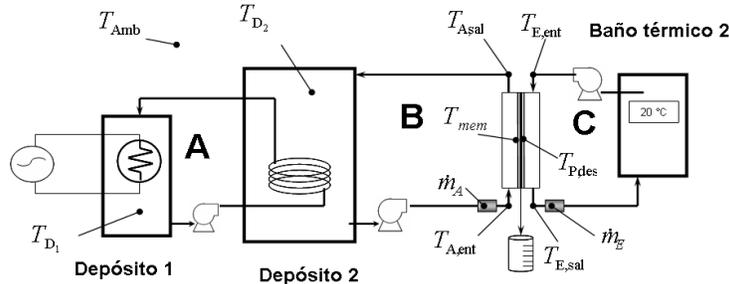


Figura 5.1 Diagrama conceptual del dispositivo experimental.

Tabla 5.1. Resultados de las diferentes pruebas de la corrida experimental número 1, temperatura de entrada de solución 40°C.

No	$T_{A,ent}(^{\circ}C)$	$T_{E,ent}(^{\circ}C)$	$\dot{m}_A$ (l/min)	$\dot{m}_E$ (l/min)	$T_{A,sal}(^{\circ}C)$	$T_{mem}(^{\circ}C)$	$T_{P,Des}(^{\circ}C)$	$T_{E,sal}(^{\circ}C)$	Destilado l/m <sup>2</sup> *hr	$T_{Amb}(^{\circ}C)$
1	40.20 ± 0.12	20.28 ± 0.04	0.196 ± 0.003	0.465 ± 0.027	38.45 ± 0.10	30.44 ± 0.23	24.88 ± 0.20	21.02 ± 0.03	1.15	22.88 ± 0.45
2	40.51 ± 0.12	20.32 ± 0.02	0.403 ± 0.002		39.58 ± 0.11	32.07 ± 0.27	25.68 ± 0.20	21.05 ± 0.02	1.20	23.10 ± 0.47
3	39.83 ± 0.11	20.34 ± 0.02	0.603 ± 0.002		39.21 ± 0.11	32.51 ± 0.24	25.98 ± 0.28	21.06 ± 0.02	1.32	23.45 ± 0.44
4	40.19 ± 0.05	20.30 ± 0.03	0.801 ± 0.002		39.67 ± 0.05	33.09 ± 0.19	26.68 ± 0.40	21.15 ± 0.03	1.37	23.31 ± 0.51
5	40.41 ± 0.08	20.28 ± 0.03	1.003 ± 0.003		39.95 ± 0.08	33.76 ± 0.12	27.23 ± 0.48	21.18 ± 0.03	1.35	22.57 ± 0.47

Tabla 5.2. Resultados de las diferentes pruebas de la corrida experimental número 2, temperatura de entrada de solución 50°C.

No	$T_{A,ent}(^{\circ}C)$	$T_{E,ent}(^{\circ}C)$	$\dot{m}_A$ (l/min)	$\dot{m}_E$ (l/min)	$T_{A,sal}(^{\circ}C)$	$T_{mem}(^{\circ}C)$	$T_{P,Des}(^{\circ}C)$	$T_{E,sal}(^{\circ}C)$	Destilado l/m <sup>2</sup> *hr	$T_{Amb}(^{\circ}C)$
6	50.05 ± 0.09	20.22 ± 0.04	0.202 ± 0.004	0.450 ± 0.005	47.13 ± 0.12	35.85 ± 0.33	28.00 ± 0.54	21.42 ± 0.04	2.13	22.24 ± 0.61
7	50.12 ± 0.18	20.35 ± 0.03	0.399 ± 0.002		48.63 ± 0.27	37.80 ± 0.47	28.95 ± 0.67	21.53 ± 0.07	1.89	22.61 ± 0.60
8	50.04 ± 0.06	20.28 ± 0.03	0.594 ± 0.003		49.00 ± 0.07	38.80 ± 0.42	28.85 ± 0.42	21.47 ± 0.06	2.11	22.73 ± 0.55
9	50.02 ± 0.08	20.27 ± 0.02	0.799 ± 0.003		49.13 ± 0.11	39.36 ± 0.40	30.15 ± 0.79	21.62 ± 0.02	2.33	22.74 ± 0.68
10	49.97 ± 0.12	20.29 ± 0.01	0.996 ± 0.003		49.22 ± 0.11	40.18 ± 0.26	30.33 ± 0.70	21.68 ± 0.03	2.65	22.87 ± 0.64

Tabla 5.3. Resultados de las diferentes pruebas de la corrida experimental número 3, temperatura de entrada de solución 60°C.

No	$T_{A,ent}(^{\circ}\text{C})$	$T_{E,ent}(^{\circ}\text{C})$	$\dot{m}_A$ (l/min)	$\dot{m}_E$ (l/min)	$T_{A,sal}(^{\circ}\text{C})$	$T_{mem}(^{\circ}\text{C})$	$T_{P,Des}(^{\circ}\text{C})$	$T_{E,sal}(^{\circ}\text{C})$	Destilado l/m <sup>2</sup> *hr	$T_{Amb}(^{\circ}\text{C})$
11	$60.17 \pm 0.19$	$20.22 \pm 0.03$	$0.197 \pm 0.003$	$0.441 \pm 0.008$	$55.77 \pm 0.18$	$41.54 \pm 0.46$	$30.59 \pm 0.46$	$21.92 \pm 0.03$	3.79	$22.34 \pm 0.65$
12	$60.18 \pm 0.30$	$20.26 \pm 0.04$	$0.393 \pm 0.004$		$57.87 \pm 0.25$	$43.24 \pm 0.55$	$31.84 \pm 0.42$	$22.11 \pm 0.06$	3.33	$22.33 \pm 0.88$
13	$60.10 \pm 0.07$	$20.26 \pm 0.03$	$0.592 \pm 0.003$		$58.47 \pm 0.08$	$44.72 \pm 0.77$	$32.67 \pm 0.53$	$22.22 \pm 0.04$	4.29	$22.35 \pm 0.83$
14	$60.05 \pm 0.11$	$20.27 \pm 0.03$	$0.785 \pm 0.003$		$58.73 \pm 0.10$	$46.38 \pm 0.53$	$34.08 \pm 0.77$	$22.33 \pm 0.05$	4.92	$21.72 \pm 1.03$
15	$59.91 \pm 0.07$	$20.25 \pm 0.03$	$0.987 \pm 0.003$		$58.77 \pm 0.07$	$47.36 \pm 0.41$	$35.76 \pm 1.17$	$22.36 \pm 0.09$	5.17	$22.61 \pm 0.86$

Tabla 5.4. Resultados de las diferentes pruebas de la corrida experimental número 4, temperatura de entrada de solución 70°C.

No	$T_{A,ent}(^{\circ}\text{C})$	$T_{E,ent}(^{\circ}\text{C})$	$\dot{m}_A$ (l/min)	$\dot{m}_E$ (l/min)	$T_{A,sal}(^{\circ}\text{C})$	$T_{mem}(^{\circ}\text{C})$	$T_{P,Des}(^{\circ}\text{C})$	$T_{E,sal}(^{\circ}\text{C})$	Destilado l/m <sup>2</sup> *hr	$T_{Amb}(^{\circ}\text{C})$
16	$69.75 \pm 0.10$	$20.35 \pm 0.03$	$0.205 \pm 0.003$	$0.444 \pm 0.013$	$63.75 \pm 0.14$	$47.29 \pm 0.59$	$33.75 \pm 0.32$	$22.69 \pm 0.05$	5.25	$28.81 \pm 0.74$
17	$70.08 \pm 0.15$	$20.43 \pm 0.03$	$0.406 \pm 0.002$		$66.82 \pm 0.14$	$49.70 \pm 0.63$	$35.05 \pm 0.46$	$22.93 \pm 0.06$	6.33	$29.66 \pm 0.64$
18	$70.08 \pm 0.15$	$20.41 \pm 0.03$	$0.611 \pm 0.002$		$67.75 \pm 0.13$	$51.02 \pm 0.96$	$36.14 \pm 0.75$	$23.23 \pm 0.06$	6.79	$29.18 \pm 0.79$
19	$70.17 \pm 0.05$	$20.40 \pm 0.03$	$0.815 \pm 0.007$		$68.20 \pm 0.07$	$53.57 \pm 0.77$	$37.69 \pm 0.68$	$23.41 \pm 0.05$	7.26	$29.22 \pm 0.89$
20	$69.81 \pm 0.09$	$20.40 \pm 0.03$	$1.014 \pm 0.003$		$68.11 \pm 0.09$	$54.49 \pm 0.62$	$37.88 \pm 0.47$	$23.41 \pm 0.07$	8.13	$27.69 \pm 0.79$

## 5.2. Medición de temperatura

Las mediciones directas de las temperaturas en la unidad AGMD fueron las siguientes: Temperatura de entrada ( $T_{A,ent}$  y  $T_{E,ent}$ ) y salida ( $T_{A,sal}$  y  $T_{E,sal}$ ), así como las temperaturas en el interior de la unidad ( $T_{mem}$  y  $T_{P,des}$ ). La lectura indicada como  $T_{mem}$  corresponde a la temperatura adyacente a la membrana y  $T_{P,des}$  que corresponde a la temperatura de la cara de la placa donde ocurre la condensación de vapor (ver Figura 5.2). Las temperaturas de la corriente central de los canales de alimentación y enfriamiento,  $T_1$  y  $T_7$  respectivamente, se calculan de manera indirecta como el promedio entre la temperatura de entrada y salida del lado correspondiente de la unidad

$$T_1 = \frac{T_{A,ent} + T_{A,sal}}{2} \quad (5.1)$$

$$T_7 = \frac{T_{E,ent} + T_{E,sal}}{2} \quad (5.2)$$

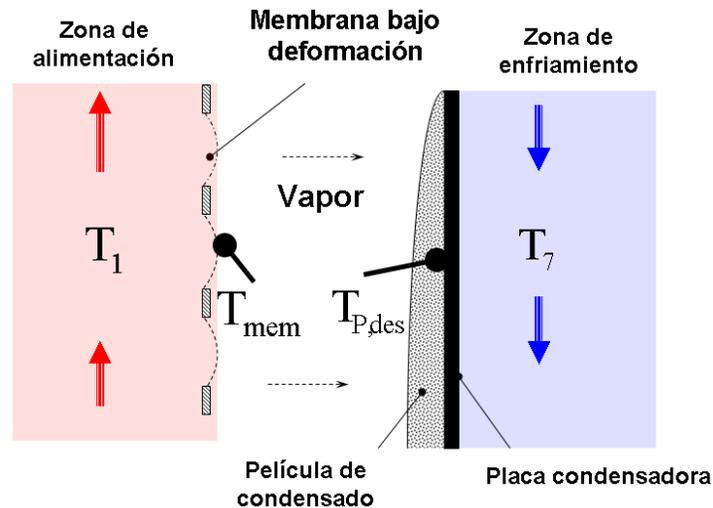


Figura 5.2 Representación conceptual de la ubicación de los termopares al interior de la unidad.

En la Figura 5.3 se muestra la gráfica de un comportamiento típico de las temperaturas en la unidad AGMD. Esta gráfica corresponde a la prueba No 4, de la primera corrida experimental. Esta prueba tuvo una duración de 17 min, una vez que se alcanzó el estado estacionario. Con base en los valores de la tabla se establece que la temperaturas promedio en los canales fueron  $T_1 = 39.93 \pm 0.05$  °C y  $T_7 = 20.72 \pm 0.03$  °C, respectivamente.

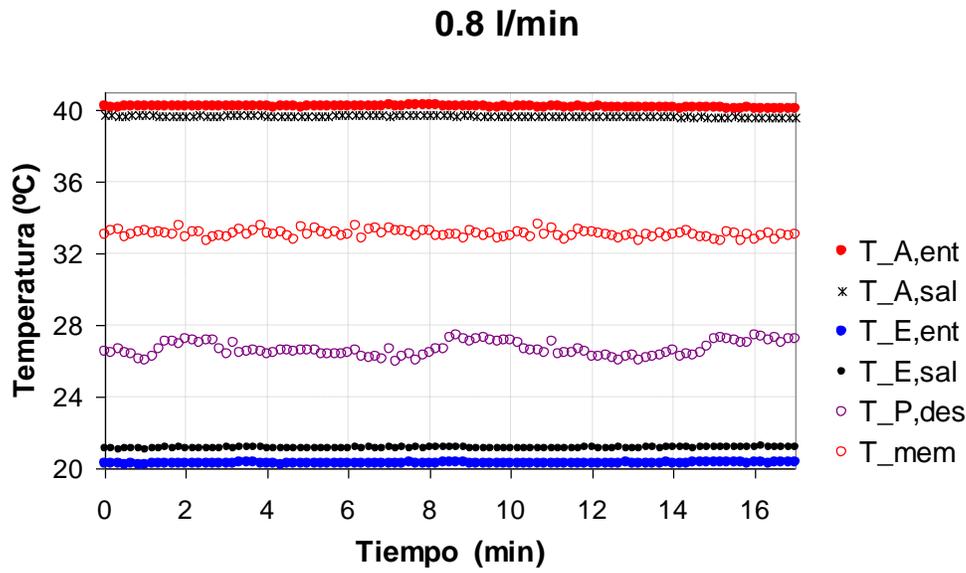


Figura 5.3 *Muestra las gráficas de los datos que se obtuvieron en la prueba número 4 de la corrida experimental.*

### 5.3. Obtención de parámetros del espacio de aire

#### Espesor del espacio de aire.

El espacio de aire entre la membrana y la placa condensadora se forma por dos juntas en una configuración de “Sándwich”. Estas juntas se construyen a partir de hojas de silicón y neopreno con espesores de 3 y 1 mm respectivamente, dando un espacio combinado de 4 mm de espesor. Durante las pruebas preliminares se observó que la membrana por sí misma no posee suficiente rigidez estructural para mantener el espesor del espacio de aire entre ella y la placa condensadora. Por lo tanto para mantener este espesor se adecuó una malla metálica con recubrimiento plástico que actúa como soporte de la membrana. El soporte consiste en una malla romboidal con 1.0 cm de eje mayor y 0.8 cm de eje menor. Debido a las características de la membrana, a pesar de tener el soporte se observó todavía una deformación y en consecuencia el espacio de aire efectivo es menor al espacio que albergan las juntas descritas. Con base en esta observación se optó por determinar el espesor de aire efectivo de manera experimental, mediante diferencia de volúmenes.

La prueba para determinar el volumen efectivo consistió en operar en estado estacionario la unidad, con una temperatura de alimentación de 70°C y caudal de 1.0 l/min. Una vez que se alcanzó este estado, el sistema se operó de manera continua durante 20 min. Es importante señalar que bajo estas condiciones de operación se esperaba que ocurriera la máxima deformación posible membrana.

Posterior a este lapso de tiempo de operación, el sistema se apagó y se dejó reposar hasta alcanzar la temperatura ambiente. Una vez que el sistema estaba en “Frío”, se midió el

volumen de agua contenido en el canal. Dicho volumen se comparó con el volumen nominal del canal de alta, basado en las medidas de la unidad; es decir, sin deformación. La diferencia de ambos volúmenes es igual a la reducción sufrida por el volumen del espaciamiento de aire, a partir de la cual se obtuvo el espesor efectivo de dicho espacio. De esta forma se estableció que el espesor de aire en el interior del sistema bajo condiciones de deformación era de  $2.4 \pm 0.02$  mm, en lugar de los 4 mm nominales.

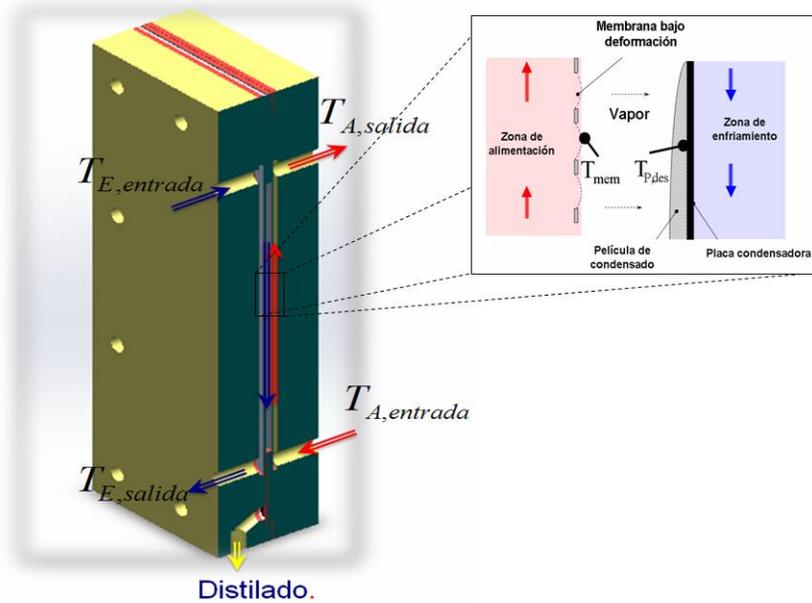


Figura 5.4 Representación conceptual de una unidad AGMD

Coeficiente de difusión

Otro parámetro que se determinó fue el coeficiente de difusión de vapor. Para determinar este valor, fueron necesarias las temperaturas internas  $T_{mem}$ ,  $T_{p,dest}$  y el volumen de destilado, obtenidos de las 20 pruebas experimentales. El coeficiente de difusión  $D_{AB}$  se obtuvo mediante un ajuste de mínimos cuadrados entre los valores de destilado de las diferentes pruebas y los predichos por la ec. (3.7), que relaciona el volumen de destilado con las temperaturas. Para ello, las temperaturas experimentales se usaron como datos de entrada en dicha ecuación y el coeficiente de difusión se utilizó como parámetro de ajuste, variándolo en un intervalo de  $0.45 \times 10^{-4}$  m<sup>2</sup>/s a  $1.2 \times 10^{-4}$  m<sup>2</sup>/s, con incrementos de  $1.0 \times 10^{-6}$  m<sup>2</sup>/s. El ajuste de mínimos cuadrados en este caso no es otra cosa que minimizar la función objetivo

$$f = \sum_{\substack{j=40,50,60,70 \\ i=0.2,0.4,0.6,0.8,1.0}} \left( \frac{N_{Teo,i,j} - N_{Exp,i,j}}{N_{Exp,i,j}} \right)^2 \quad (5.1)$$

Donde  $N$  es el caudal de destilado y los subíndices  $j$  e  $i$  indican los diferentes valores de temperatura y de caudal de alimentación, respectivamente. Los subíndices  $Teo$  y  $Exp$  hacen referencia a los valores teóricos y experimentales, respectivamente. Con base en esta metodología y para el valor de 2.4 mm de espesor efectivo del espacio de aire, obtenido anteriormente, se obtuvo un coeficiente de difusión de  $D_{AB} = 0.5345 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ .

En la literatura previamente se han reportado algunos coeficientes de difusión para este tipo de configuración [74]. Sin embargo, estos coeficientes no se determinan con base en mediciones directas de las temperaturas internas, tal como se analiza en esta tesis. En lugar de ellos se utilizan modelos simplificados para determinar las temperaturas internas y a partir de estas temperaturas, se determina el coeficiente de difusión. Es importante destacar que el coeficiente de difusión obtenido se basa solamente en las temperaturas internas y caudales medidos y en la ec. (3.7); es decir, que no depende para nada de las otras ecuaciones del modelo, sino solamente de dicha ecuación, que es una expresión general para las leyes que gobiernan la difusión del vapor en el caso unidimensional. En este sentido el coeficiente de difusión obtenido es una cantidad con un sentido físico bien definido y no simplemente un parámetro de ajuste fenomenológico en el modelo.

#### **5.4. Efecto del caudal sobre en las temperaturas internas**

En la Figura 5.4 se presenta una gráfica de la evolución de la temperatura para una prueba experimental. Los puntos sólidos corresponden a las temperaturas de la corriente de alimentación  $T_1$  (rojos) y enfriamiento  $T_2$  (azules), las cuales se obtienen de manera indirecta mediante las ecuaciones (5.1) y (5.2).

En esta misma gráfica se observa que la diferencia  $T_1 - T_{mem}$  es muy similar a la diferencia observada entre las temperaturas internas  $T_{mem} - T_{P,des}$ . Desde el punto de vista de diseño de unidades es deseable maximizar la diferencia interna de temperatura ( $T_{mem} - T_{P,des}$ ) manteniendo el mismo espesor, con el propósito de maximizar “la fuerza que impulsa” el proceso de separación. Dentro del mismo contexto es deseable reducir la diferencia  $T_1 - T_{mem}$ . De manera experimental se observó que esta diferencia de temperatura es función de caudal de alimentación, como se muestra en la Figura 5.5.

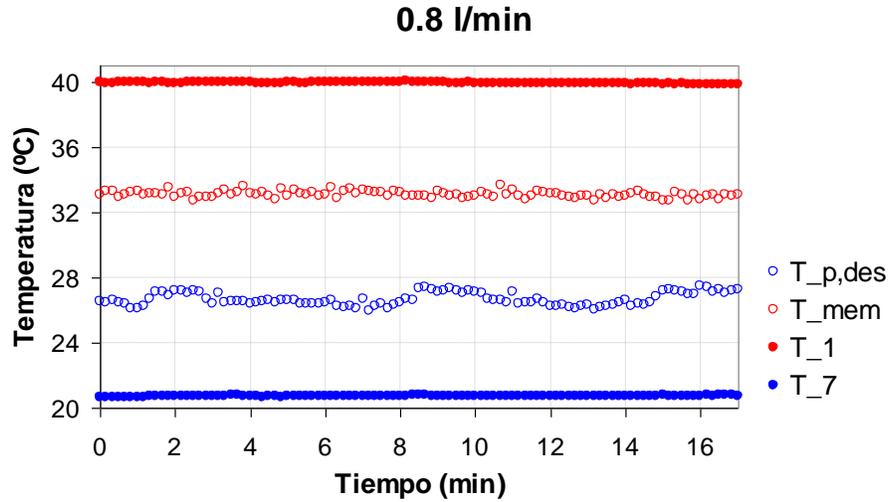


Figura 5.4 *Distribución de la temperatura obtenida en la prueba número 1 de la corrida experimental número 1.*

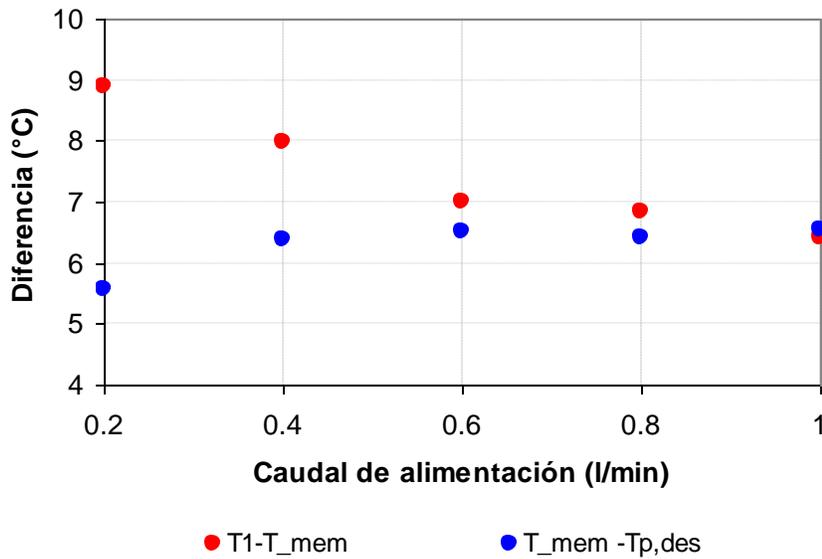


Figura 5.5 *Diferencia de temperatura entre la corriente central del lado de caliente y la membrana  $T_1 - T_{mem}$  y entre la membrana y la película de destilado  $T_{mem} - T_{p,des}$ , en función del caudal del lado caliente.*

Básicamente, la diferencia de temperatura  $T_1 - T_{mem}$  se establece debido a las resistencias combinadas de la capa límite térmica y de la conductividad térmica de la membrana. En ese

sentido al aumentar el caudal, el número de Reynolds ( $Re$ ) resulta ser mayor, provocando que el espesor efectivo de la capa límite térmica disminuya. Con base en las condiciones hidrodinámicas presentes en el modelo experimental, se estima que para caudales bajos existe flujo laminar. Sin embargo, debido a la rugosidad por deformación de la membrana soportada en la malla, a medida que aumenta el caudal se espera que el fluido se encuentre en un régimen de transición, de laminar a turbulento sin alcanzar este último.

En un estudio teórico publicado Izquierdo Gil et al. [74], se reporta que la diferencia de temperatura entre la corriente central y la cara de la membrana adyacente al espacio de aire, es del orden de los 12 °C. En nuestro experimento se observó una diferencia de 10.21 °C en condiciones similares de operación. En la tabla 5.5 se presenta un comparativo entre los resultados teóricos publicados por Izquierdo Gil et al., y uno de los casos que se obtuvo en nuestro experimento. Es conveniente aclarar que las condiciones de operación son ligeramente diferentes, sin embargo se observa diferencias similares.

Tabla 5.5: Tabla comparativa de resultados publicados por Izquierdo Gil et al. Respecto a resultados experimentales publicados en esta tesis.

	Membrana	$T_1$	$T_{mem}$	$T_{p,des}$	$\dot{m}_A$ (l/min)	Tipo de estudio
En esta tesis	FGLP29325	49.57	39.36	30.15	0.8	Experimental
Izquierdo- Gil	PTS20	47.5	35.32	22.76	0.72	Teórico

## 5.5. Efecto de las variables de operación sobre al volumen de destilado

Con base en los resultados experimentales se observa que la producción de destilado presenta una dependencia exponencial con la temperatura de alimentación y aproximadamente lineal con el caudal de este flujo. Estas observaciones se discuten a continuación.

La Figura 5.6 muestra la producción de destilado, como función de la temperatura del canal de alimentación. El volumen de destilado que se produce aumenta de manera aparentemente exponencial con la temperatura de alimentación, este comportamiento previamente ha sido observado por otros autores [73][74]. En esta misma grafica se puede observar que la producción de destilado crece cuando el caudal de alimentación aumenta.

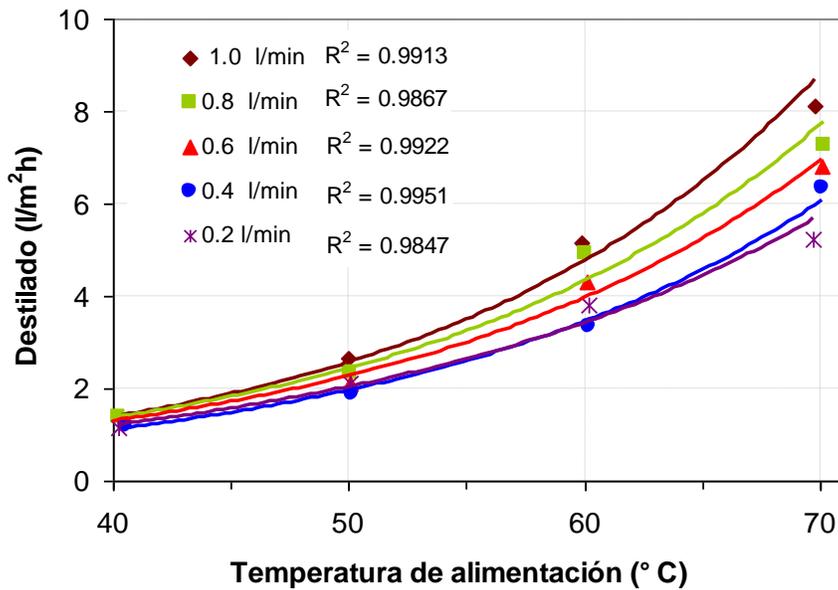


Figura 5.6 *Producción de destilado como función de la temperatura de alimentación, para diferentes valores de caudal de alimentación.*

En la gráfica de la Figura 5.7 se grafican los mismos valores de la gráfica 5.6, como función del caudal de alimentación. En esta gráfica, se observa una pendiente positiva para cada uno de los experimentos. Las líneas continuas, son ajustes lineales que sirven únicamente para fines de visualización.

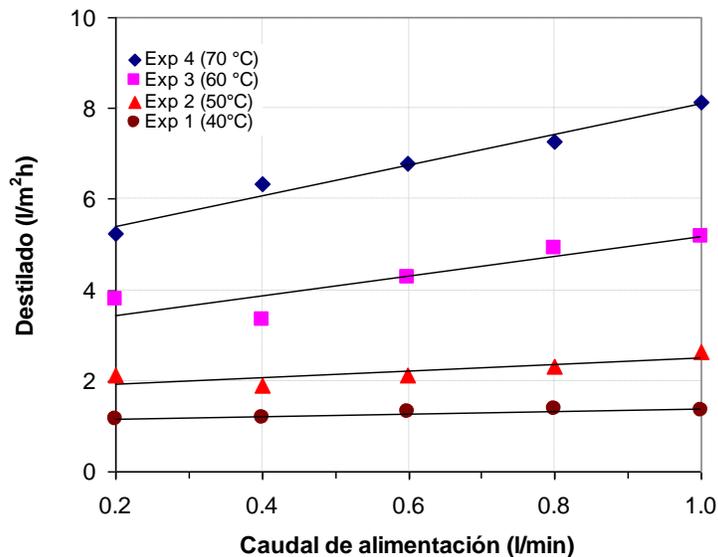


Figura 5.7 *Producción de destilado como función del caudal de alimentación.*

En la evaluación de los sistemas AGMD, la producción de destilado se grafica como función de la temperatura nominal a la entrada, como se muestran en la Figura 5.6 y 5.7. Esta es una forma estándar, por decirlo de alguna manera, para presentar estos resultados. Sin embargo, como se ha discutido en la sección 5.12, la capa límite térmica juega un rol importante en la producción de destilado. En la Figura 5.5 se observa que la temperatura  $T_{mem}$  es más próxima a la temperatura de la corriente  $T_1$  cuando el caudal aumenta. Esto tiene sentido porque el número de Reynolds es mayor para caudales mayores. Sin embargo, el número Re no depende exclusivamente de la velocidad del flujo, sino también de la rugosidad de la superficie, y de las condiciones hidrodinámicas antes de ingresar al canal de alimentación. En este sentido, al graficar la producción de destilado como función de la temperatura nominal de alimentación, hay que tomar en cuenta que de la producción de destilado es relativa a las condiciones hidrodinámicas al canal de alimentación y no propiamente una descripción al proceso.

Una forma distinta que proponemos en esta tesis para presentar los datos es en función de la diferencia de temperatura internas ( $T_{mem} - T_{p,des}$ ). Este concepto tiene fundamento en el hecho de que el proceso está condicionado realmente por las diferencias de temperatura  $T_2 - T_{p,des}$ . Donde  $T_2$  es la temperatura de la cara de la membrana adyacente al canal de alimentación. Como la diferencia de temperatura entre las caras de la membrana suele ser pequeñas (porque el espesor de la membrana también lo es;  $150 \mu m$ ), se justifica considerar que  $T_2 \approx T_{mem}$ .

Al considerar la producción de destilado como función de la diferencia de las temperaturas internas ( $T_{mem} - T_{p,des}$ ) es posible estudiar el comportamiento de la producción de destilado independientemente de las condiciones hidrodinámicas en el canal de alimentación. En la Figura 5.8 se presentan las gráficas de las diferencias de temperaturas internas. La Figura 5.9 muestra la producción de volumen de destilado como función de esta diferencia de temperatura. Se observa claramente que el volumen del destilado es mayor cuando la diferencia de temperatura también lo es. Se observa que la respuesta del sistema es de tipo exponencial respecto a la diferencia de temperatura, como se observa del alto valor del coeficiente de determinación del ajuste ( $R^2 = 0.9584$ ). Este resultado es concluyente, la producción de destilado presenta una respuesta exponencial como función de la diferencia de temperaturas interna, con independencia del valor del caudal.

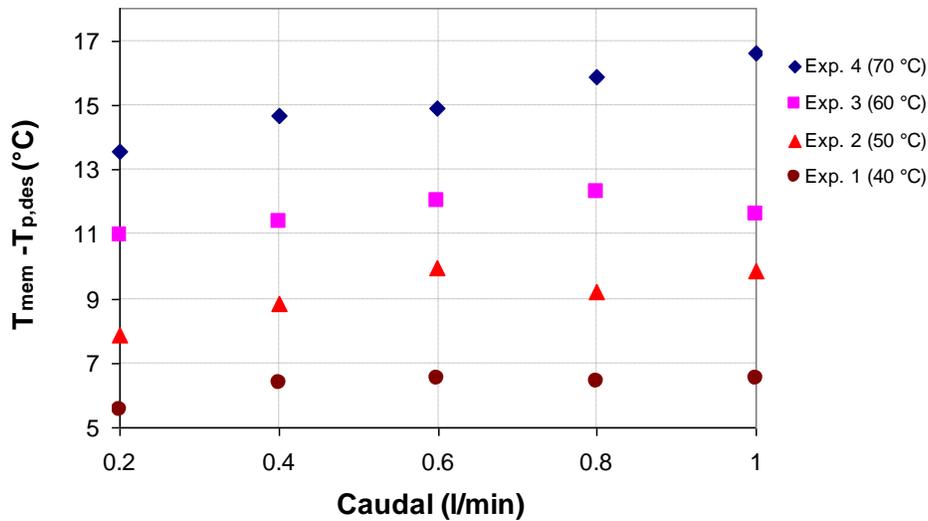


Figura 5.8 Caída de temperatura a través del espesor de aire como función del caudal de alimentación, para diferentes de temperaturas de alimentación.

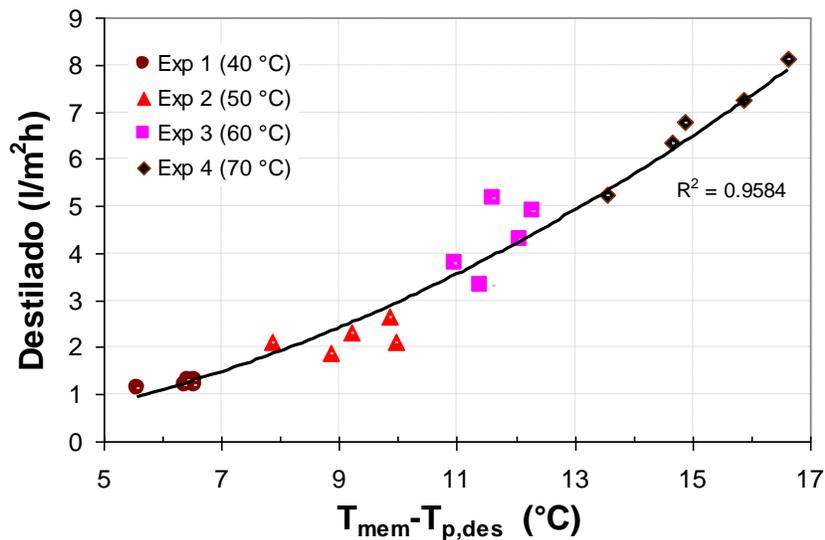


Figura 5.9 Producción de destilado como función de la diferencia de temperatura interna. La línea sólida es un ajuste de una función exponencial.

## 5.6. Análisis del comportamiento térmico

Con base en las mediciones experimentales, es posible establecer la respuesta térmica de la unidad AGMD. El flujo de calor de entrada se puede calcular como.

$$Q_A = \dot{m}_A c_p (T_{A,ent} - T_{A,sal}) \quad (5.3)$$

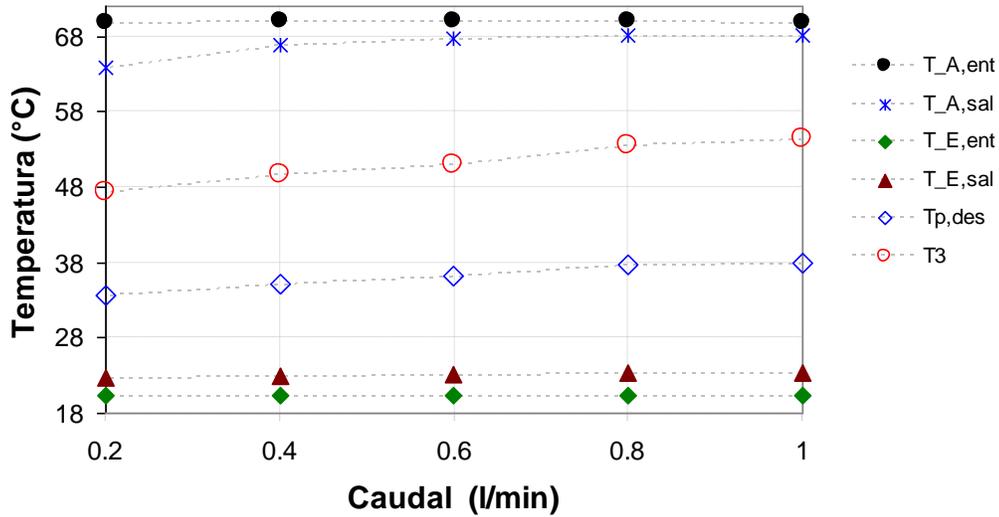


Figura 5.10 *Temperatura en diferentes puntos de la unidad AGMD, como función del caudal de alimentación. En la figura se muestra el experimento número 4.*

La expresión de arriba asume implícitamente que el flujo de masa es constante en el canal de alimentación. Esto no es cierto en sentido estricto; una fracción de la corriente que circula en el canal de alimentación se transforma en vapor y pasa a través de la membrana y para convertirse en destilado. Sin embargo, el flujo de destilado es muy pequeño comparado con el flujo que circula por el canal de alimentación ( $\dot{m}_{des} \ll \dot{m}_A$ ). En este sentido la ecuación 5.3 puede usarse apropiadamente.

Por otra parte, el calor que se recupera en el canal de alimentación se puede expresar mediante la siguiente ecuación, la cual sí es estricta

$$Q_E = \dot{m}_E c_p (T_{E,sal} - T_{E,ent}) \quad (5.4)$$

Partiendo de un balance térmico global de la unidad AGMD, se sigue que la diferencia  $Q_A - Q_E$ , entre el calor entrante en el lado de alimentación y el calor recuperado en el lado de enfriamiento debe ser igual al calor que se pierde a través de las paredes laterales más el calor sensible asociado al flujo de destilado. Este último, en el caso de salir el destilado de la unidad a una temperatura mayor que la temperatura de entrada del caudal de enfriamiento.

El flujo neto de calor del canal de alimentación al canal de enfriamiento ocurre mediante dos mecanismos paralelos de transferencia, los cuales previamente se han discutido: calor latente por cambio de fase y calor sensible por conducción a través del espesor de aire. La transferencia de calor latente se evalúa con base en el volumen de destilado

$$Q_{\text{des}} = \dot{m}_{\text{des}} H_v \quad (5.5)$$

Donde  $H_v$  es la entalpía de vaporización del agua. La transferencia de calor sensible entre el lado frío y el lado caliente, a través del espesor de aire, se puede obtener como la diferencia entre el calor recuperado en el lado de enfriamiento y el calor latente de la ecuación anterior. Desde el punto de vista de nuestro proceso, esta transferencia de calor sensible es una transferencia de calor parásita

$$Q_{\text{sen}} = Q_E - Q_{\text{des}} \quad (5.6)$$

Las Figuras 5.11 y 5.12 muestran la contribución porcentual del flujo de calor asociado con la producción de destilado (calor sensible) y la transferencia de calor parásito (calor latente) respectivamente. Se puede observar que entre el 40.22% y 64.13% del calor suministrado se usa efectivamente para realizar el proceso, mientras que entre 53.56% y el 17.47 % se relaciona con la transferencia de calor sensible. Al mismo tiempo, se encuentra un máximo de 18.39% en pérdidas de calor Figura 5.13.

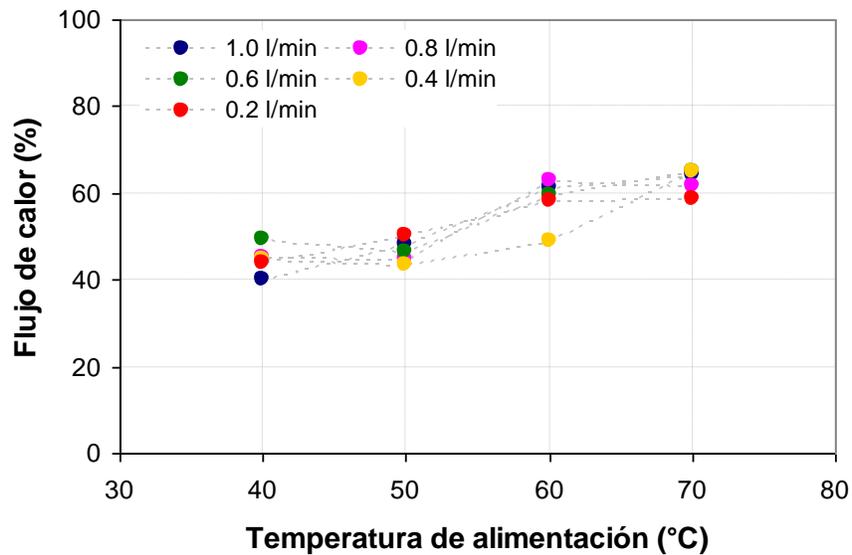


Figura 5.11 *Flujo de calor latente entre el canal de alimentación y enfriamiento como función de la temperatura, para diferentes caudales de alimentación.*

De manera adicional, se puede observar que la contribución del calor sensible decrece con el aumento a la temperatura en el canal de alimentación. Por ejemplo, cuando la temperatura de alimentación es de 40 °C, alrededor del 48.5% de la energía que se recupera en el canal de enfriamiento ocurre como calor sensible. Sin embargo, cuando la temperatura de es de 70°C, la contribución del calor recuperado por este mecanismo de transferencia es de 24.8 %. Por lo tanto el sistema no solo produce una mayor cantidad de destilado a mayor temperatura, además la fracción de calor parásito es menor. Esta observación es muy importante para el desarrollo de nuevos sistemas.

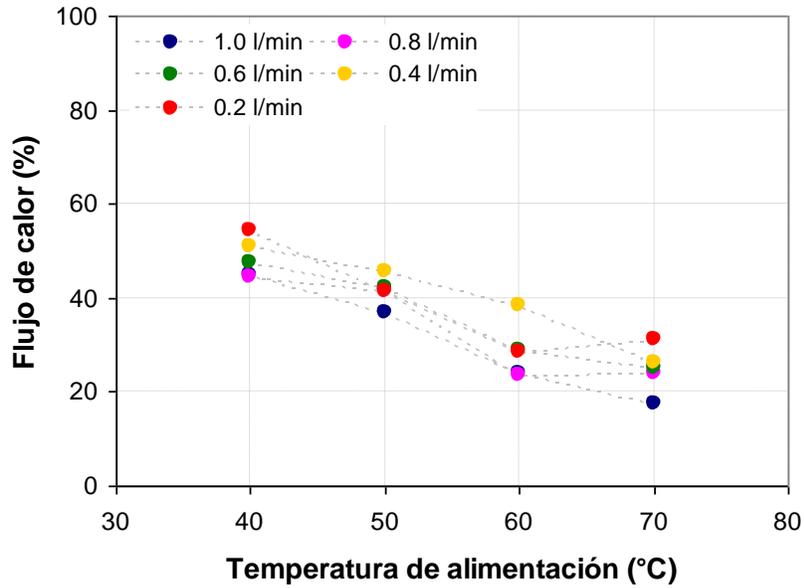


Figura 5.12 *Flujo de calor sensible entre el canal de alimentación y el canal de enfriamiento, como función de la temperatura para diferentes caudales de alimentación.*

Las pérdidas de calor en el sistema se presentan en la Figura 5.13. No es posible establecer una tendencia clara en dependencia con el caudal y la temperatura de alimentación. Sin embargo, las pérdidas de calor tienden a ser mayores para caudales altos y menores para caudales bajos, además de que se observa un sutil incremento con la temperatura. Las pérdidas en el sistema se estiman inferiores al 20 %, como ya se mencionó.

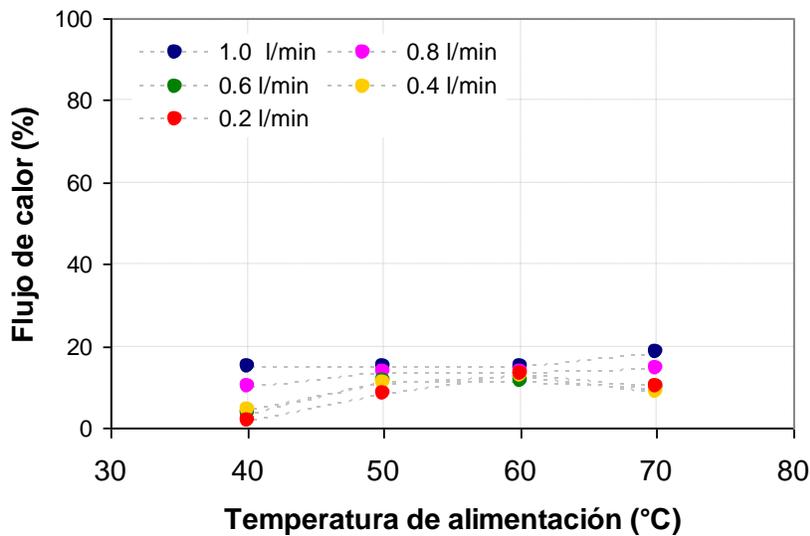


Figura 5.13 *Perdidas de calor en el sistema.*

A diferencia de la Figura 5.13, en las Figuras 5.11 y 5.12 se pueden observar que los flujos de calor son cantidades sensibles a las temperaturas y caudales en el canal de alimentación, aunque las tendencias cuantitativas no son muy claras. En los tres casos, es importante señalar que los errores se propagan de manera importante al evaluar estas cantidades, principalmente cuando los caudales de alimentación son bajos. El análisis de esto se presenta en el apéndice A. En dicho análisis se observa que las temperaturas son los parámetros que mayor error introducen en los flujos de calor. Esto se da no tanto por la precisión de los termopares, como por el hecho de que las temperaturas del interior de la unidad presentan grandes fluctuaciones aún en estado estacionario (Figura 5.2). No queda claro el origen de este comportamiento. Una hipótesis que proponemos, es que esto podría atribuirse al hecho de que la salida del destilado no se da de una forma continua, si no por un goteo más o menos aleatorio, produciendo una variabilidad errática de las condiciones en el interior del espacio de aire.

## 5.7. Análisis de Eficiencias

Para evaluar el desempeño de sistemas de desalinización, a menudo se utilizan tres indicadores operacionales. Estos indicadores son:

La razón de ganancia a la salida (GOR), que se define como

$$GOR = \frac{m_{des} H_{fg}}{Q_A} \quad (5.7)$$

La razón de recuperación (RR)

$$RR = \frac{m_{des}}{m_A} \times 100 \quad (5.8)$$

El cociente de desempeño (PR).

$$PR = \frac{m_{des}}{Q_A} \quad (5.9)$$

Estos indicadores se han discutido con mayor detalle en el capítulo 2 de esta tesis. Cuando el GOR de un sistema es igual a 1, es equivalente a decir que por cada unidad de la energía que consume el sistema, se obtiene una unidad de destilado. Esto tiene sentido cuando los sistemas tienen recuperación de calor. Para sistemas sin recuperación de calor el GOR siempre será menor a la unidad. Por otra parte, RR proporciona información sobre la efectividad del proceso de separación sin considerar el consumo energético. El PR, básicamente es un GOR con unidades. Expresa el volumen de destilado obtenido por unidad de energía. En las siguientes tablas se presenta un resumen del comportamiento del sistema bajo diferentes condiciones de operación. Con base en la evaluación del sistema, se establece que el desempeño es inferior a ciertos sistemas reportados en la literatura. Esto tiene sentido porque la unidad evaluada es muy pequeña, por lo tanto la caída de temperatura entre la entrada y la salida también lo es. Sin embargo, la producción de

destilado por unidad de área resulta ser superior a valores reportados en la literatura, principalmente cuando la temperatura de operación es de 70 °C. Una manera de mejorar el desempeño de estos sistemas sería la conexión en serie de tal manera que la diferencia de temperatura entre la entrada y salida en el canal de enfriamiento y refrigeración sea la máxima posible.

Tabla 5.6 Experimento 1 (Caso 40 °C)

Caudal	$Q_A$	$h_{fg}$	Destilado			PR
	(W)	(kJ/kg)	(kg/hr)	GOR	RR(%)	(Kg/MJ)
1	32.4	2406.6	0.019	0.40	0.03	0.17
0.8	29.1	2407.2	0.020	0.45	0.04	0.19
0.6	25.7	2408.2	0.019	0.49	0.05	0.20
0.4	26.0	2406.9	0.017	0.45	0.07	0.19
0.2	24.4	2408.6	0.017	0.46	0.14	0.19

Tabla 5.7 Experimento 2 (Caso 50 °C)

Caudal	$Q_A$	$h_{fg}$	Destilado			PR
	(W)	(kJ/kg)	(kg/hr)	GOR	RR(%)	(Kg/MJ)
1	52.3	2384.0	0.038	0.48	0.06	0.20
0.8	49.7	2384.0	0.034	0.45	0.07	0.19
0.6	43.4	2384.2	0.030	0.46	0.08	0.19
0.4	41.4	2384.5	0.027	0.44	0.11	0.18
0.2	40.7	2386.4	0.031	0.50	0.26	0.21

Tabla 5.8 Experimento 3 (Caso 60 °C)

Caudal	$Q_A$	$h_{fg}$	Destilado			PR
	(W)	(kJ/kg)	(kg/hr)	GOR	RR(%)	(Kg/MJ)
1	79.7	2360.6	0.074	0.61	0.12	0.26
0.8	73.8	2360.5	0.071	0.63	0.15	0.27
0.6	68.0	2360.7	0.062	0.60	0.17	0.25
0.4	64.5	2361.4	0.048	0.49	0.20	0.21
0.2	61.4	2363.9	0.055	0.58	0.46	0.25

Tabla 5.9 Experimento 4 (Caso 70 °C)

Caudal	$Q_A$	$h_{fg}$	Destilado			PR
	(W)	(kJ/kg)	(kg/hr)	GOR	RR(%)	(Kg/MJ)
1	118.4	2336.5	0.117	0.64	0.20	0.27
0.8	110.0	2335.9	0.105	0.62	0.22	0.26
0.6	97.4	2336.6	0.098	0.65	0.27	0.28
0.4	91.0	2337.7	0.091	0.65	0.38	0.28
0.2	83.8	2341.8	0.076	0.59	0.63	0.25

## 5.8. Análisis para el coeficiente de transferencia de calor

El coeficiente de transferencia de calor en el canal de alimentación ( $h_1$ ), se determinó a partir de correlaciones empíricas para el número de Nusselt. Con base en una revisión bibliográfica se eligieron 10 correlaciones empíricas para este propósito. Estas correlaciones se han usado en sistemas de MD y bajo condiciones hidrodinámicas similares a nuestro trabajo experimental. En el sentido estricto, los experimentos que planteamos en esta tesis no están orientados a determinar los coeficientes de transferencia de calor. Sin embargo, con base en las mediciones experimentales es posible estimar valores de NU, los cuales a su vez nos sirvieron para elegir la correlación empírica apropiada.

El flujo de calor a través de la capa límite se puede estimar mediante la siguiente relación

$$Q_A = h_1(T_1 - T_2) \quad (5.10)$$

y a través de la membrana como

$$h_1(T_1 - T_2) = N\Delta H_v + \frac{k_{mem}}{l_{mem}}(T_2 - T_3) \quad (5.11)$$

La ecuación (5.11), expresa que el flujo de calor cedido por el canal de alimentación es igual al flujo de calor a través de la membrana. El flujo neto de calor a través de la membrana es la suma de los flujos de calor sensible y latente, previamente analizados. Resolviendo las ecuaciones (5.10) y (5.11) y despejando  $T_2$  y  $h_1$  se obtienen las expresiones siguientes.

$$T_2 = \frac{l_{mem}}{k_{mem}}(Q_A - N\Delta H_v) + T_3 \quad (5.12)$$

$$h_1 = \frac{Q_A}{(T_1 - T_2)} \quad (5.13)$$

Con base en las ecuaciones (5.10) y (5.12) es posible estimar valores experimentales de  $h_1$ . La tabla 5.9 muestra los valores de  $h_1$  promedio para las cuatro corridas experimentales.

Tabla 5.10 Valores promedios de  $h_1$

	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0
<b>Exp 4 (70°C)</b>	442.7	488.5	579.2	965.7	1225.7
<b>Exp 3 (60°C)</b>	362.4	460.3	494.1	639.3	873.0
<b>Exp 2 (50°C)</b>	292.0	357.1	418.6	569.8	682.5
<b>Exp 1 (40°C)</b>	262.3	337.2	386.2	516.3	780.6

El número de Nusselt (Nu) expresa el mejoramiento de la transferencia de calor a través de una capa de fluido como resultado de la convección, en comparación con la conducción a través de la misma capa

$$\text{Nu} = \frac{\text{Transferencia de calor por convección}}{\text{Transferencia de calor por conducción}} = \frac{h_1 D}{k} \quad (5.14)$$

donde  $h_1$  es el coeficiente de transferencia de calor,  $k$  la conductividad térmica del fluido y  $D$  es el diámetro hidráulico del canal de alimentación. La tabla 5.10 muestra los valores de Nu experimental promediados sobre temperatura (en la primera fila) y los valores para Nu teóricos que se obtienen con base en las diferentes correlaciones empíricas.

Tabla 5.11 Valores de los número de Nusselt

	<b>0.2</b>	<b>0.4</b>	<b>0.6</b>	<b>0.8</b>	<b>1</b>
<b>NU(EXP)</b>	6.6±1.6	7.9±1.4	9.1±1.7	13.0±3.9	17.2±4.6
<b>Nu 1</b>	6.4	8.1	9.3	10.2	11.0
<b>Nu 2</b>	5.4	6.0	6.4	6.7	7.0
<b>Nu 3</b>	6.1	7.2	8.3	9.4	10.4
<b>Nu 5</b>	5.6	8.8	11.5	13.8	15.9
<b>Nu 7</b>	2.3	4.0	5.5	7.0	8.3
<b>Nu 8</b>	2.5	4.3	6.0	7.6	9.1
<b>Nu 9</b>	6.5	8.2	9.4	10.4	11.2
<b>Nu11</b>	5.6	11.5	16.4	20.8	24.6
<b>Nu 12</b>	2.3	4.0	5.5	7.0	8.3
<b>Nu 14</b>	3.5	7.3	11.1	15.1	19.1

De esta tabla se puede apreciar que la correlación que mejor reproduce los resultados experimentales es la 5, aunque es necesario desde luego tomar en cuenta que los Nusselt determinados experimentalmente muestran una clara dependencia con la temperatura, por lo cual su promedio tiene una incertidumbre grande. Esta dependencia en la temperatura podría en realidad estar expresando condiciones cambiantes en el canal. No es claro cuál pudiera ser esta variabilidad. Una hipótesis pudiera ser que la membrana sufriera una deformación elástica que fuese función de la temperatura, haciendo variar el espesor de aire y la rugosidad efectiva de la superficie y por tanto las resistencias térmicas. Otra hipótesis pudiera ser que la transferencia global de calor fuera afectada por otra resistencia variable: el espesor o extensión de la película de condensado. Al suponer que ésta película no varía, se le estaría achacando el fenómeno al número de Nusselt incorrectamente. Los experimentos realizados hasta ahora, no proveen suficiente información como para poder verificar ninguna de estas hipótesis.

El segundo criterio que se utilizó para la elección de la correlación más apropiada para nuestro modelo teórico, está relacionada con la producción de destilado. En este punto se realizó una comparación de los resultados experimentales y los resultados teóricos del volumen del destilado producido. La correlación que mejor se ajusta a nuestros resultados experimentales es la correlación que propone Gryta M et al[112], bajo las siguientes condiciones ( $\text{Re} < \approx 2100$  y  $\text{Pr} > 0.6$ ) y sobre una superficie rugosa (membrana) isotérmica identificada en la tabla como Nu 5 y se expresa como

$$h_1 = 0.13 \text{ Re}^{0.64} \text{ Pr}^{0.38} \frac{k}{d_h} \quad (5.15)$$

En la Figura 5.14 se presenta una comparación entre los valores del Nu experimental contra valores teóricos de Nu usando la ecuación (5.15). En la gráfica los puntos sólidos corresponden a los datos experimentales y los símbolos sin relleno con líneas discontinuas corresponden a los valores teóricos.

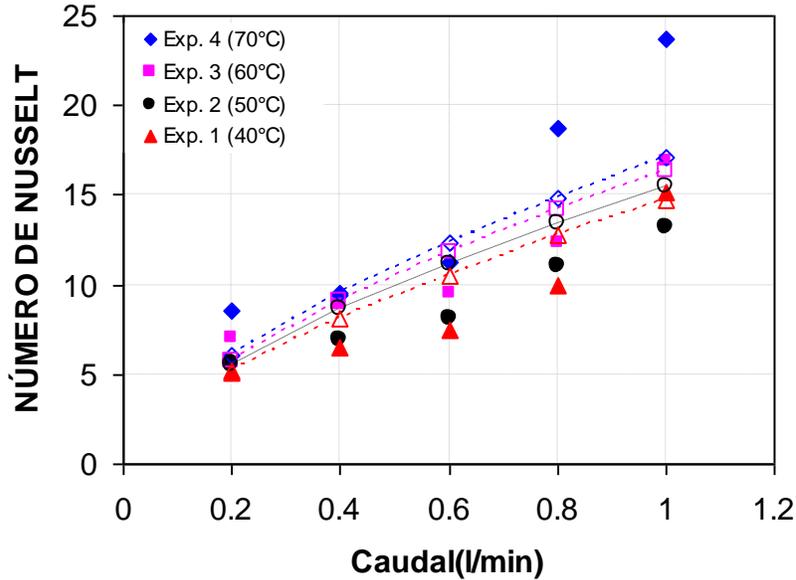


Figura 5.14 Representación de los Nu experimentales (puntos sólidos) y Nu teóricos (puntos vacíos con líneas discontinuas)

Un análisis similar al descrito, se realizó para el canal de enfriamiento. Para este caso se obtuvo un valor experimental de  $h_6 = 364.2 \pm 95.0 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ . Para superficies lisas como la placa de enfriamiento y bajo las mismas condiciones hidrodinámicas ( $\text{Re} < \approx 2100$ ), el valor de  $h_6$  se calculó con base en la siguiente relación [47]. El valor teórico fue de  $h_6 = 323.98 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

$$h_6 = 3.66 + \frac{0.0668 (\text{Re Pr } d_h / L)}{1 + 0.0450 (\text{Re Pr } d_h / L)^{2/3}} \quad (5.16)$$

## 5.9. Validación del Modelo teórico

Una vez que se obtuvieron los parámetros a partir de los resultados experimentales, esta información se proporciona al algoritmo numérico. Recapitulando lo discutido en las secciones anteriores, los parámetros que se han obtenido del experimento son: el coeficiente de difusión térmica, el espesor efectivo del espaciamiento de aire y los números de Nusselt en ambos canales de la unidad. Para validar los resultados teóricos, se consideran las mismas condiciones de operación para las cual se llevó a cabo la corrida

experimental. Tomando como valores de entrada cantidades promedios que se obtienen del experimento (temperatura y caudal). Los valores de salida son las temperaturas ( $T_{A,sal}$ ,  $T_{E,sal}$ ) y el conjunto de temperatura internas, así como la producción de destilado teórico  $\dot{m}_{dest}$ . La Figura 5.15 muestra los resultados teóricos y experimentales para la producción de destilado.

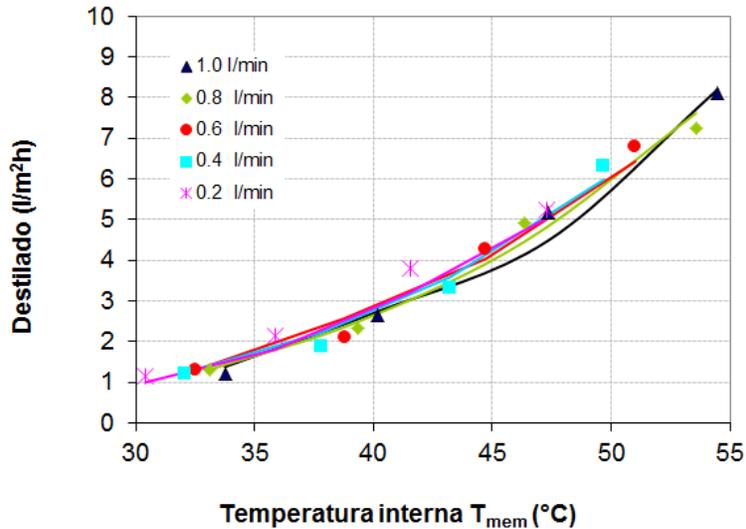


Figura 5.15 Comparación de la producción de destilado de datos experimentales (puntos) contra valores teóricos (líneas), como función de la temperatura de la membrana para diferentes condiciones de operación.

La Figura 5.16 muestra la comparación de la producción de destilado que se obtiene de manera experimental respecto a valores teóricos. En la gráfica la línea continua corresponde a una regresión lineal. Se observa un valor alto del coeficiente de determinación del ajuste  $R^2$  y la pendiente es cercana a la unidad. Con base en esta información se observa que existe buena correspondencia entre ambos resultados.

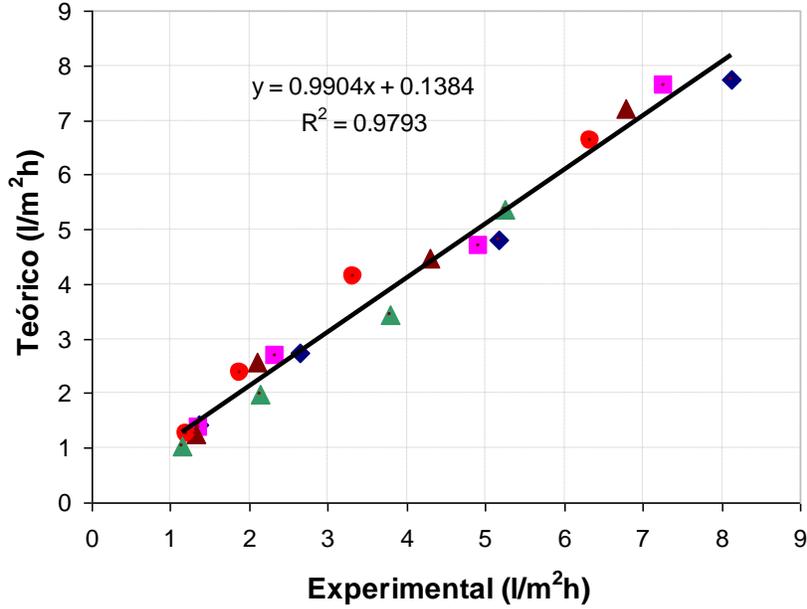


Figura 5.16 Comparación de los resultados teórico y experimentales de la producción de destilado bajo diferentes condiciones de operación.

En la Figura 5.17 se muestra una comparación de los resultados teóricos respecto a resultados experimentales de las temperatura de salida en el canal de alimentación ( $T_{A,sal}$ ).

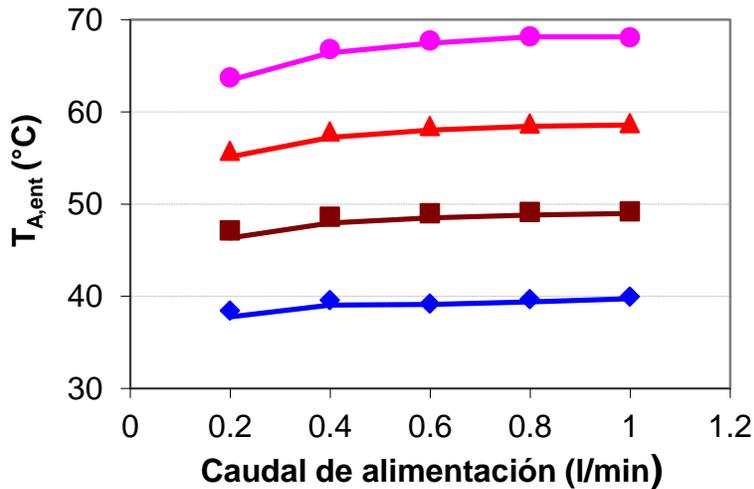


Figura 5.17 Temperatura a la salida del canal de alimentación, como función del caudal en dicho canal y para diferentes temperaturas de entrada. Las curvas corresponden, de arriba hacia abajo, a las corridas de la 1 a la 4. Las líneas representan los valores teóricos y los puntos los datos experimentales.

La Figura 5.18 muestra los resultados de la predicción teórica de la temperatura de la membrana. En la gráfica se observa que los resultados teóricos se ajustan aproximadamente a los resultados que se obtienen experimentalmente. Además el modelo reproduce de una forma razonable (error menor al 5%) las pendientes de las temperaturas respecto al caudal. En la Figura 5.19 se muestran las desviaciones porcentuales del modelo respecto a cada experimento.

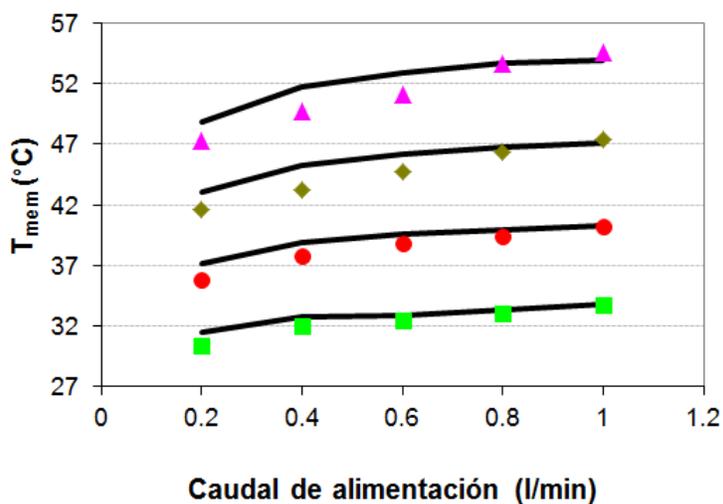


Figura 5.18 *Temperatura de la membrana, teórico (líneas) y experimental (puntos), como función del caudal de alimentación, para diferentes temperaturas de alimentación; de arriba hacia abajo 70, 60, 50, y 40°C.*

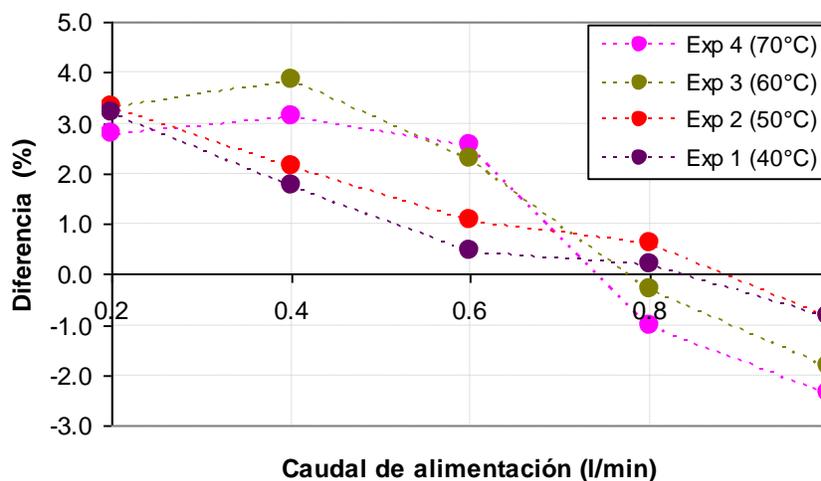


Figura 5.19 *Diferencia porcentual de los resultados teóricos respecto a los resultados experimentales.*

Los valores de la temperatura internas de la placa condensadora se presenta en la gráfica de la Figura 5.20. Es claro que la capacidad predictiva del modelo empeora para esta temperatura. En particular, las pendientes de las curvas son muy diferentes, pues los datos experimentales presentan una dependencia mayor que el modelo con el caudal.

Para el caso de las temperaturas a la salida en el canal de enfriamiento se presenta una situación distinta, el cual se presenta en la Figura 5.21. En este caso las pendientes son muy similares a las observadas en el experimento y las desviaciones son menores a 1 °C (2%). Sin embargo, estas diferencias son grandes comparadas con la variabilidad de los datos y se observa una clara tendencia a sobreestimar la temperatura.

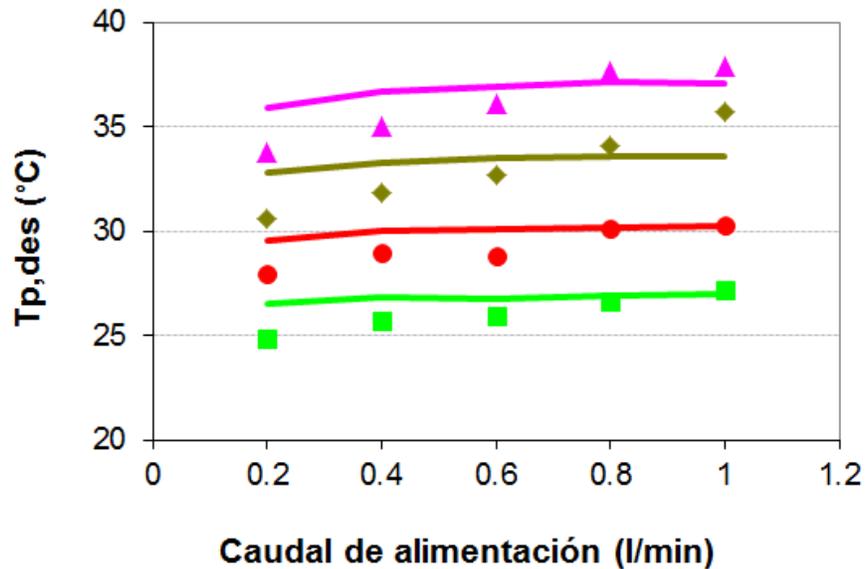


Figura 5.20 Comparación de la Temperatura sobre la placa de enfriamiento. Teórico (líneas) y experimental (puntos) como función del caudal de alimentación para diferentes temperaturas de alimentación; de arriba hacia abajo 70, 60, 50, y 40°C.

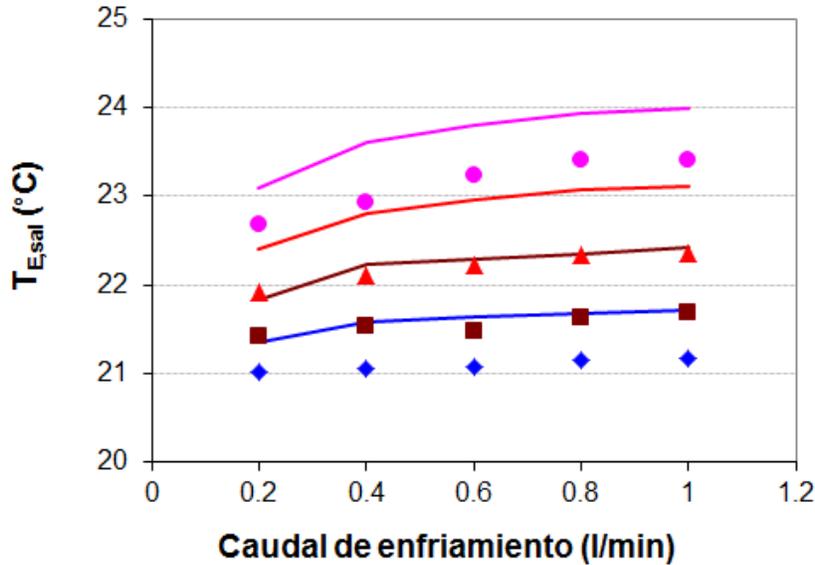


Figure 5.21 *Comparación de la temperatura a la salida en el canal de enfriamiento. Teórico (líneas) y experimental (puntos) como función del caudal de alimentación para diferentes temperaturas de alimentación; de arriba hacia abajo 70, 60, 50, y 40°C.*

Con base en los resultados anteriores, parece que sería deseable mejorar el modelo, para obtener una predicción más precisa de las temperaturas a la salida en el canal alimentación, sobre todo porque las pendientes son muy diferentes. En el canal de enfriamiento. La capacidad predictiva del algoritmo es importante desde el punto de vista de ingeniería. Por ejemplo, para el análisis de recuperación de calor utilizando varias configuraciones o el acoplamiento del sistema con un colector solar.

Una de las simplificaciones principales, es la suposición de temperaturas uniformes en la membrana y en la placa de enfriamiento. Esto no puede ser cierto en rigor, ya que la temperatura tanto en el canal de alimentación como en el de enfriamiento cambian en la dirección vertical. Una posibilidad para la mejorar el modelo sin complicarlo en exceso es dividir la unidad en varios volúmenes de control verticales, cada uno con temperatura uniforme. Esto equivale a considerar varias unidades más pequeñas en serie, dentro de cada una de las cuales la transferencia de calor y masa siga siendo unidimensional. Este será un trabajo futuro. Sin embargo, una verificación rigurosa de este tipo de modelo contra el experimento requeriría también instalar un número mayor de termopares internos.

### 5.10. Unidad interconectada con un colector solar.

En esta sección se presenta un análisis teórico simplificado de un sistema alimentado con energía solar. El modelo se construye con base en el algoritmo de desarrollado en esta tesis y discutido en la sección anterior.

El sistema que se estudia está compuesto por una unidad modular MD y un colector solar conectados en una configuración que permita la recuperación de calor. Aunque en primera instancia el análisis se realiza por separado, en trabajos posteriores se estudiará el acoplamiento óptimo del sistema. La Figura 5.22 presenta una representación conceptual del sistema integrado.

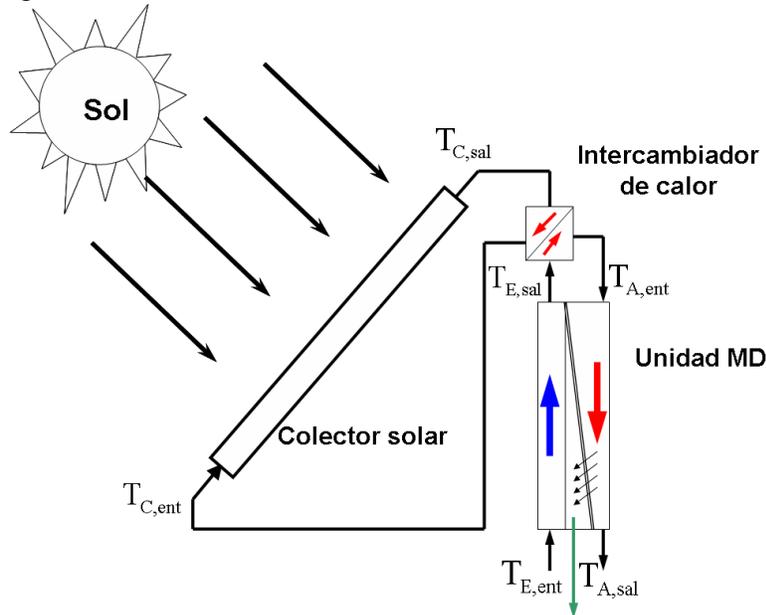


Figura 5.22 Diagrama conceptual de un sistema alimentado con energía solar.

En el modelo se consideró un colector solar con un área de  $2.6 \text{ m}^2$ . La curva de caracterización del colector solar se obtuvo de manera experimental. El resumen de los parámetros de entrada que se consideran en el modelo se presenta en la tabla. Cabe anotar que el intercambiador de calor no se consideró en realidad en esta etapa del análisis, pero se introduce en la Figura 5.22 sólo para resaltar el hecho de que el circuito del colector debe operar con agua dulce y no salada como la unidad.

**Tabla 5.12 Parámetros utilizados en el colector Solar**

Parámetros	Valores	Unidades	Anotaciones
Temperatura de alimentación	45.69 - 52.0	°C	Temperatura estimada a la salida de la unidad MD.
Caudal	0.5-1.0	l/min	
Área del colector	2.60	$\text{m}^2$	Chromagen CR-120
Radiación solar	400-700	$\text{w}/\text{m}^2$	Temixco Morelos (26/11/2009) Figurax
Fluido de trabajo	Agua de grifo	----	
Curva de eficiencia	$y = -1.8489x + 0.7258$	----	Experimental

Por otra parte, la unidad modular está compuesta por varias celdas, como las que se estudian en esta tesis. Las celdas se conectan en una configuración en serie de tal manera que la salida de una celda corresponde a la entrada de la siguiente. El conjunto de las celdas conectadas integran un área efectiva de 0.432 m<sup>2</sup>. En la tabla xx se presenta el resumen de los parámetros de entrada que se consideran en el modelo.

En cuanto al análisis del sistema con un suministro de energía solar, por el momento el estudio se realiza en forma independiente para cada sistema, colector solar y unidad desalinizadora. Primero se analiza la unidad MD, para el análisis se fija una temperatura nominal de operación (por ejemplo 70 °C). Con base en la temperatura de alimentación se observa el desempeño para dos valores del caudal 0.5 l/min y 1.0 l/min. Los resultados que se obtienen son temperaturas a la salida en ambos canales (alimentación y enfriamiento) y producción de destilado. Una vez que se obtienen estos valores se determinan los indicadores de desempeño de la unidad GOR, RR, PR.

En el análisis para el colector, las temperaturas de salida de la unidad desalinizadora se consideran como entradas en él. En este punto se estudia la respuesta térmica del colector como función de la radiación solar. Es importante señalar que el estudio se ha realizado para temperatura de operaciones nominal de 70°C y se considera una curva típica para meses con mayor incidencia de radiación (Noviembre-Diciembre), mientras que para el resto del año el sistema funcionará con menor capacidad.

**Tabla 5.13. Parámetros utilizados en la unidad MD y condiciones de operación.**

Parámetros	Valores	Unidades	Anotaciones
Porosidad	80	%	
Espesor de la membrana	150e-6	m	
Tamaño del poro	0.22 e-6	m	
Conductividad térmica de la membrana	0.057	W/m.K	
Coefficiente de difusión	0.5345e-4	m <sup>2</sup> /s	Experimental
Espesor del espacio de aire	2.4e-3	m	Experimental
espesor de la placa condensadora	2.0e-3	m	
Flujo de alimentación nominal	0.5-1.0	l/min	
Área total	0.432	m <sup>2</sup>	
Temperatura nominal de operación.	70	°C	
Temperatura nominal de enfriamiento.	20	°C	
Fluido de trabajo	Solución H <sub>2</sub> O+NaCl (30000)	ppm	
Operación	6.7	h/día	
Almacenamiento térmico	Sin		

Tabla 5.14. Resumen del desempeño del colector solar		
		Anotaciones
$T_{C,ent} = 52.0$ $\dot{m}_C = 0.5$ $400 < G(W / m^2) < 700$	$77 < T_{C,sal} (^{\circ}C) < 100$	Temperatura de salida en el colector solar
$T_{C,ent} = 45.69$ $\dot{m}_C = 1.0$ $400 < G(W / m^2) < 700$	$57.37 < T_{C,sal} (^{\circ}C) < 65.15$	Temperatura de salida en el colector solar

Tabla 5.15. Resumen del desempeño de la unidad MD		
$T_{A,ent} = 70^{\circ}C$ $T_{E,ent} = 20^{\circ}C$ $\dot{m}_{A,E} = 0.5 \text{ l / min}$	$T_{A,sal} = 35.68^{\circ}C$ $T_{E,sal} = 52.0^{\circ}C$ $Dest = 1.096 \text{ l / h}$	$GOR = 2.13$ $RR = 3.6$ $PR = 0.25$
$T_{A,ent} = 70^{\circ}C$ $T_{E,ent} = 20^{\circ}C$ $\dot{m}_{A,E} = 1.0 \text{ l / min}$	$T_{A,sal} = 42.86^{\circ}C$ $T_{E,sal} = 45.69^{\circ}C$ $Dest = 1.722 \text{ l / h}$	$GOR = 2.16$ $RR = 2.87$ $PR = 0.25$

Con base en los resultados obtenidos se establece que una unidad MD con un área 0.432 m<sup>2</sup>, producirá aproximadamente 9 l de agua potable para un tiempo de operación de 6.5 horas al día. La producción de destilado con respecto al área efectiva de la membrana en este sistema es de 3.26 l/m<sup>2</sup>h, este valor es superior a los obtenidos por otros autores. Ciponilla et al.,(2012) reporta un valor de 1.91 l/m<sup>2</sup>h. F. Banat et al.,(2007a) obtiene un valor de 1.302 l/m<sup>2</sup>h. Es importante señalar que aun que el sistema es eficiente respecto a la producción de destilado por unidad de área, no lo es en la recuperación de calor. Los valores del GOR para este sistema es son bajos, por ejemplo [103]reporta valores del GOR entre 3-6 dependiendo de los efectos de la radiación.

## Capítulo 6: Conclusiones

Las conclusiones que se presentan en esta sección se plantean de la siguiente manera. Por un lado se presentan las conclusiones de la corrida experimental, incluyendo las observaciones que deben ser tomadas en cuenta en diseños posteriores. Por otro lado se presentan las conclusiones que se obtienen respecto al modelo teórico y las implicaciones para su uso.

### Respecto al objetivo general.

Se ha diseñado, construido y evaluado un dispositivo experimental de una unidad AGMD. Este dispositivo tiene una configuración de placas paralelas el cual eventualmente podría conectarse en una configuración serie o paralelo. El dispositivo que se ha desarrollado es totalmente funcional y eventualmente podría conectarse a un colector solar. Es importante señalar que la una unidad tiene capacidad limitada. Sin embargo, la experiencia generada en el desarrollo y caracterización de este prototipo experimental, es imprescindible para diseños posteriores.

Por otro lado, se ha desarrollado un algoritmo numérico y validado respecto a datos experimentales. El desarrollo de estas herramientas permitirá simular sistemas con mayor capacidad tomando como referencia el prototipo experimental.

### Respecto al experimento.

En este trabajo se analizaron los efectos de la temperatura y el caudal de alimentación sobre la producción de destilado en una unidad AGMD. Una de las vertientes principales en el trabajo de investigación consistió en estudiar el comportamiento de la unidad a partir de mediciones internas de temperaturas. Esto no se había reportado por otros grupos de trabajo y permite hacer una comparación más objetiva del fenómeno. Con base en la observación y procesamiento de resultados se concluye lo siguiente:

La producción de destilado aumenta de manera exponencial con la temperatura de alimentación y aparente lineal con el caudal del mismo lado.

La producción de destilado aumenta de manera exponencial con las diferencias internas de temperatura como se explica en la sección de resultados (ver Figura 5.9).

La membrana requiere de un soporte para mantener el espacio de aire. Sin embargo, el soporte que se utilizó afectó la rugosidad de la superficie, porque la membrana toma la forma del soporte.

La capa límite térmica parece juega un rol importante en la producción de destilado, se observó que cuando el caudal de alimentación aumenta, la producción de destilado también lo hace. Creemos que se debe a efectos hidrodinámicos, sin embargo no fue posible extraer información experimental, estadísticamente significativa, a fin de cuantificar este efecto.

Se determinaron los parámetros experimentales útiles para el modelo teórico. Estos parámetros se determinaron de manera rigurosa gracias a las mediciones de las diferencias de temperaturas internas. Se obtuvo el coeficiente de difusión de masa, el cual tiene un valor de  $D_{AB} = 0.5345 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ . Este coeficiente se determina usando un espesor promedio de aire de 2.4 mm.

Las pérdidas de calor en el sistema se cuantificaron por debajo del 20% del total. Se observó que el GOR, RR y PR son bajos comparados con otros sistemas. Sin embargo, estos indicadores se pueden mejorar mediante una configuración de recuperación de calor.

#### Respecto al modelo teórico.

Se desarrolló un modelo teórico con base en el principio de termodinámica fuera del equilibrio. El modelo propuesto se creó un algoritmo numérico programado en la plataforma de F90. Los resultados del modelo teórico se validaron con los resultados que se obtienen de la corrida experimental. En la validación se encontró que la desviación de los resultados teóricos respecto a los resultados experimentales es menor al 5%. Sin embargo, las pendientes de las curvas indica que es necesario explorar más afondo las implicaciones del modelo.

#### Trabajos futuros

Creemos que los trabajos posteriores a esta tesis deben estar en caminados en dos vertientes diferentes. Primero, se aconseja ampliar la corrida experimental con el propósito de comprender algunos efectos importantes y que estuvieron fuera del alcance de esta tesis. Algunos de estos efectos se citan a continuación;

- Efecto que producen los soportes metálicos
- Efectos de depósitos sobre la membrana por organismos biológicos.
- Efecto de crecimiento de cristales de sales al interior de los poros de la membrana cuando el sistema se queda en espera.
- Efecto de la rugosidad en el canal de enfriamiento.
- Caracterizar el comportamiento térmico para diferentes espesores de aire.

Segundo, se recomienda construir una unidad de mayor tamaño a fin de generar experiencia con sistemas alimentado con energía solar en una siguiente etapa de escalamiento. Se quiere explorar con otro tipo de membranas que resultan más económicas.

## Referencias

- [1] S.A. Kalogirou, Seawater desalination using renewable energy sources. *Progress in Energy and Combustion Science*, 31 (2005) 242–81.
- [2] A.M. El-Nashar, The economic feasibility of small solar MED seawater desalination plants for remote arid areas. *Desalination*, 134 (2001)173–86.
- [3] A.M. El-Nashar, Economics of small solar-assisted multiple-effect stack distillation plants. *Desalination* 130 (2000)201–15.
- [4] C. Li, Y. Goswami, E. Stefanakos, Solar assisted sea water desalination: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 19 (2013) 136–163.
- [5] M. T. Ali, H.E.S. Fath, P. R. Armstrong, A comprehensive techno-economical review of indirect solar desalination. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 15 (2011) 4187–4199.
- [6] K. Sampathkumar, T.V. Arjunan, P. Pitchandi, P. Senthilkumar, Active solar distillation: a detailed review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14 (2010) 1503–26.
- [7] G.N. Tiwari, H.N Singh, R. Tripathi, Present status of solar distillation. *Solar Energy*, 75 (2003) 367–73.
- [8] Conagua (2007). Estadísticas del Agua en México, 2007. Comisión Nacional del Agua, Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales, México, 2007.
- [9] R.V. Estrada-Cajigal, R. Almanza-Salgado, Irradiaciones global, directa y difusa en superficies horizontales e inclinadas, así como irradiación directa normal, en la República Mexicana. Series del Instituto de Ingeniería No 646, (2005) Universidad Nacional Autónoma de México (ISBN 970-32-2661-2).
- [10] R. Almanza S. ,E. Cajigal R., J. Barrientos A, Actualización de los Mapas de Irradiación Global solar en la República Mexicana ( 1997).
- [11] A. Kaushal, Varun, Solar stills: a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14 (2010) 446–53.
- [12] H.E.S Fath, Solar distillation: a promising alternative for water provision with free energy, simple technology and a clean environment. *Desalination*, 116 (1998)45–56.
- [13] V. Velmurugan, K. Srithar, Performance analysis of solar stills based on various factors affecting the productivity: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 15 (2011) 1294–304.
- [14] A.E Kabeel, A.M Hamed, S.A El-Agouz, Cost analysis of different solar still configurations. *Energy*, 35 (2010) 2901–8.
- [15] J. J. Hermosillo, C. A. Arancibia-Bulnes, C. A. Estrada, Water desalination by air humidification: Mathematical model and experimental study, *Solar Energy* 86 (2012) 1070–1076.
- [16] J. J. Hermosillo, Estudio de la Transferencia de Calor en el Evaporador de un Sistema de Desalación. Tesis de Doctorado en Ingeniería en Energía, UNAM (2011).
- [17] S.F. Mussati, P.A. Aguirre, N.J. Scenna, Improving the efficiency of the MSF once through (MSF-OT) and MSF-mixer (MSF-M) evaporators. *Desalination*, 166 (2004) 141–51.

- [18] E. Ali, Understanding the operation of industrial MSF plants Part II: Optimization and dynamic analysis. *Desalination*, 143 (2002)73–91.
- [19] E. Cardona, A. Piacentino, Optimal design of cogeneration plants for seawater desalination. *Desalination*, 166 (2004) 411–26.
- [20] J. De Gunzbourg, D. Larger, Cogeneration applied to very high efficiency thermal seawater desalination plants. *Desalination*, 125 (1999)203–8.
- [21] H. Raach, J. Mitrovic, Simulation of heat and mass transfer in a multi-effect distillation plant for seawater desalination. *Desalination*, 204 (2007)416–22.
- [22] V.N. Slesarenko, Comparison of the efficiency of MSF and thin-film desalination plants. *Desalination*, 158 (2003) 295–302.
- [23] B. Milow, E. Zarza, Advanced MED solar desalination plants. Configurations, costs, future seven years of experience at the Plataforma Solar de Almeria (Spain). *Desalination*, 108 (1997) 51–8.
- [24] The IDA Desalination. Water desalination report, 9 (2011–2012).
- [25] K. Smolders and A.C.M. Franken, Terminology for membrane distillation, *Desalination*, 72 (1989) 249-262.
- [26] K.W. Lawson, D.R. Lloyd, Membrane distillation, *J. Membr. Sci.*,124 (1997)1–25.
- [27] J.D. Seader and E.J. Henley (eds.), *Separation Process Principles*, Wiley, New York, 1998.
- [28] D.W. Gore, "Gore-Tex membrane distillation" Lroc. 10/11. Anf. Conv. Water Supply Improvement Assoc. Honolulu, July, (1982).
- [29] Zhigang Lei, Biaohua Chen, Zhongwei Ding, SPECIAL DISTILLATION PROCESSES. Beijing University of Chemical Technology Beijing, China (2005).
- [30] F. A. Banat, Membrane Distillation For Desalination And Renoval Of Volatile Organic Compounds From Water, Tesis, Montreal, Canada (1994)
- [31] S.I. Andersson, N. Kjellander, and B. Rodesjo, Design and field tests of a membrane distillation system for seawater desalination process, *Desalination*, 61 (1987) 237-243.
- [32] S. Kubota, K. Ohta, L. Hayaro, M. Hirai, K. Kikuchi, and M. Murayama, Experiments on seawater desalination by membrane distillation, *Desalination*, 69 (1988) 19-26.
- [33] V. Calabro, B. Jiao, E. and Drioli, Theoretical and experimental study on membrane distillation in the concentration of orange juice, *Ind. Eng. Res.*, 33 (1994) 1803-1808.
- [34] S. Kimura, and S. Nakao, Transport phenomena on membrane distillation, *J. Membr. Sei.*, 33 (1987) 285-298.
- [35] K. Sakai, T. Koyano, and L. Muroi, Effects of temperature and concentration polarization on water vapor permeability for blood in membrane distillation, *Chem. Eng. J.*, 38 (1988) B33-B39.
- [36] C. Gostoli, and G.E. Sarti, Separation of liquid mixtures by membrane distillation, *J. Membr. Sci.*, 41 (1989) 211-224.
- [37] H. Udriot, S. Ampuero, L. Marrison, and U. Stockar, Extractive fermentation of ethanol using membrane distillation, *Biotechnol. Lett.*, II (1984) 509-514.
- [38] A. K. Manna, Mou Sen, A. R. Martin, Parimal Pal, Removal of arsenic from contaminated groundwater by solar-driven, *Environmental Pollution*, 158 (2010) 805–811.

- [39] P.A. Hogan, Sudjito, A.G. Fane and G.L. Morrison, Desalination by solar heated membrane distillation. *Desalination*, 81 (1991) 81-90.
- [40] F.A. Banat, N. Jwaied, Economic evaluation of desalination by small-scale autonomous solar-powered membrane distillation units. *Desalination*, 220 (2008) 566-573.
- [41] J. Koschikowski, M. Wieghaus and M. Rommel, Solar thermal-driven desalination plants based on membrane distillation. *Desalination*, 156 (2003) 295-304.
- [42] F. Banat, N. Jwaied and M. Rommel, Desalination by a “Compact SMADES” autonomous solar-powered membrane distillation unit. *Desalination*, 217 (2007) 29-37.
- [43] F.A. Banat, N. Jwaied and M. Rommel, Performance evaluation of the “Large SMADES” autonomous desalination solar driven membrane distillation plant in Aqaba city of Jordan. *Desalination*, 217 (2007) 17-28.
- [44] G.W. Meindersma, C.M. Guijt, A.B. de Haan, Desalination and water recycling by air gap membrane distillation. *Desalination*, 187 (2006) 291-301.
- [45] M.C. García-Payo, DOCTOR EN CIENCIAS FÍSICAS, Universidad Complutense de Madrid, España, 1994.
- [46] M. Khayet, Membranes and theoretical modeling of membrane distillation: A review. *Advances in Colloid and Interface Science*, 164 (2011) 56-88.
- [47] M. Findley, Vaporization through porous membranes, *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, 6 (1967) 226-230.
- [48] B.R. Bodell, silicone rubber vapor diffusion in saline water distillation, United States Patent no. 285,032 (1963).
- [49] M.E. Findley, V.V. Tanna, Y.B. Rao y C.L. Yeh, Mass and heat transfer relations in evaporation through porous membranas. *AIChE Journal*, 15 (1969) 483-489.
- [50] E. Drioli e Y. Wu; “Membrane distillation: an experimental study”; *Desalination*, 53 (1985) 339-346.
- [51] G.C. Sarti, C. Gostoli y S. Matulli; ”Low energy cost desalination process using hydrophobic membranes”; *Desalination*, 56 (1985) 277-286.
- [52] M. Tasaka, T. Mizuta y O. Sekiguchi; “Mass transfer through polymer membranes due to a temperature gradient”; *J. of Membrane Sci.*, 54 (1990) 191-204.
- [53] P. A. Hogan, Sudjito, A. G. Fane, G. L. Morrison, (1991) Desalination by solar heated membrane distillation, *Desalination*, 81, 81-90.
- [54] C. Bier and U. Plantikow, Solar Powered Desalination by Membrane Distillation (in IDA World Congress on "Desalination and Water Science"), ABU Dhabi, 1995.
- [55] J. Koschikowski, M. Wieghaus and M. Rommel, *Desalination*, 156 (2003) 295-304.
- [56] F. Banat, J. Simandl, Desalination by membrane distillation: a parametric study, *Sep. Sci. Technol.* 33 (2) (1998) 201-226 .
- [57] F. Banat, N. Jwaied, M. Rommel, J. Koschikowski, M. Wieghaus Desalination by a “compact SMADES” autonomous solar-powered membrane distillation unit, *Desalination* 217 (2007) 29-37.
- [58] F. Banat, N. Jwaied, M. Rommel, J. Koschikowski, M. Wieghaus, Performance evaluation of the “large SMADES” autonomous desalination solar-driven membrane distillation plant in Aqaba, Jordan. *Desalination*, 217 (2007) 17-28.
- [59] A.M. Alklaibi, N. Lior, Membrane-distillation desalination: status and potential, *Desalination* 171 (2004) 111-131

- [60] E. Guillen-Burrieza, J. Blanco, G. Zaragoza, D. Alarcon, P. Palenzuela, M. Ibarra, W. Gernjak, Experimental analysis of an air gap membrane distillation solar desalination pilot system, *J. Membr. Sci.* 379 (1–2) (2011) 386–396.
- [61] A.M. Alklaibi, N. Lior, Transport analysis of air-gap membrane distillation, *J. Membr. Sci.* 255 (2005) 239–253
- [62] F.A. Banat, J. Simandl, Desalination by membrane distillation: a parametric study, *Sep. Sci. Technol.* 33 (2) (1998) 201–226.
- [63] M.C. Garcia-Payo, M.A. Izquierdo-Gil, C. Fernandez-Pineda, Air gap membrane distillation of aqueous alcohol solutions, *J. Membr. Sci.* 169 (2000) 61–80.
- [64] E. Drioli, A. Criscuoli, E. Curcio, Integrated membrane operation for seawater desalination, *Desalination* 147 (2002) 77–81.
- [65] J. Walton, H. Lu, C. Tumer, S. Solis, H. Hein, Solar and waste heat desalination by membrane distillation, *Desalination and Water Purification Research and Development Program Report No. 81*, 2004.
- [66] S. Bouguecha, R. Chouikh, M. Dhahbi, Numerical study of the coupled heat and mass transfer in membrane distillation, *Desalination* 152 (1–3) (2002) 245–252.
- [67] Z. Ding, W. Liu, G. Zhang, R. Ma, Comparative study on direct contact and air gap membrane distillation, *Mod. Chem. Ind.* 22 (2002) 26–29.
- [68] A. M. Alklaibi, Noam Lior., Comparative Study of Direct-Contact and Air-Gap Membrane Distillation Processes, *Ind. Eng. Chem. Res.* 2007, 46, 584-590
- [69] C. Gostoli, G.C. Sarti, Low temperature distillation through hydrophobic membranes, *J. Sep. Sci. Technol.* 27 (2/3) (1987) 855–872.
- [70] M.N. Chernyshov, G.W. Meindersma, A.B. de Haan, Comparison of spacers for temperature polarization reduction in air gap membrane distillation, *Desalination* 183 (2005) 363–374.
- [71] G.L. Liu, C. Zhu, C.S. Cheung, C.W. Leung, Theoretical and experimental studies on air gap membrane distillation, *Heat and Mass Transfer* 34 (1998) 329-335.
- [72] A. K. Manna, Mou Sen, A. R. Martin, P. Pal, Removal of arsenic from contaminated groundwater by solar-driven membrane distillation, *Environmental Pollution* 158 (2010), pp. 805–811.
- [73] F.A. Banat, J. Simandl, Theoretical and experimental study in membrane distillation, *Desalination* 95 (1994) 39-52.
- [74] M.A. Izquierdo-Gil, M.C. Garcia-Payo, C. Fernandez-Pineda, Air gap membrane distillation of sucrose aqueous solutions, *J. Membr. Sci.* 155 (2) (1999) 291–307.
- [75] L. Martínez-Díez, M.I. Vázquez-González, Temperature and concentration polarization in membrane distillation of aqueous salt solutions, *J. Membr. Sci.* 156 (2) (1999) 265–273.
- [76] A.S. Jonsson, R. Wimmerstedt, A.C. Harrysson, Membrane distillation—a theoretical study of evaporation through microporous membranes, *Desalination* 56 (1985) 237.
- [77] R.W. Schofield, A.G. Fane, C.J.D. Fell, Heat and mass transfer in membrane distillation, *J. Membr. Sci.* 33 (1987) 299.
- [78] F.A. Banat, Membrane distillation for desalination and removal of volatile organic compounds from water, Ph.D. Dissertation, McGill University, Montreal, Canada, 1994.
- [79] M.N. Chernyshov, G.W. Meindersma, A.B. De-Haan, (2003) Modelling temperature and salt concentration distribution in membrane distillation feed channel, *Desalination*, 157, 315–324.

- [80] M.S. El-Bourawi, Z. Ding, R. Ma, M. Khayet, A framework for better understanding membrane distillation separation process, *J. Membr. Sci.* 285 (2006), pp. 4–29.
- [81] Abdullah Alkudhiri, Naif Darwish, Nidal Hilal, Membrane distillation: A comprehensive review, *Desalination* 287 (2012) 2–18.
- [82] Mohamed Khayet, Membranes and theoretical modeling of membrane distillation: A review, *Advances in Colloid and Interface Science* 164 (2011) 56–88.
- [83] A.M Alklaibi, *Desalination by Membrane distillation*, Ph.D. Dissertation, University of Pennsylvania, USA, 2004.
- [84] M.E. Findley, Vaporization through porous membranes, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 6 (1967) 226–230.
- [85] S.I. Anderson, N. Kjellander, B. Rodesjo, Design and field tests of a new membrane distillation desalination process, *Desalination* 56 (1985) 345–354.
- [86] K. Schnieder, T.J. van Gassel, Membrane distillation, *Chem. Eng. Technol.* 56 (1984) 514–521.
- [87] J. Phattaranawik, R. Jiratananon, Direct contact membrane distillation: effect of mass transfer on heat transfer, *J. Membr. Sci.* 188 (2001) 137–143.
- [88] M. Khayet, M.P. Godino, J.I. Mengual, Thermal boundary layers in sweeping gas membrane distillation processes, *Am. Inst. Chem. Eng. J. (AIChE J.)* 48 (7) (2002) 1488–1497.
- [89] A.M. Alkaibi, N. Lior, Transport analysis of air-gap membrane distillation, *J. Membr. Sci.* 255 (2005) 239–253.
- [90] A.M. Alkaibi, N. Lior, Membrane-distillation desalination: status and potential, *Desalination* 171 (2004) 111–131.
- [91] J.I. Mengual, L. Peña, Membrane distillation, *Colloid Interf. Sci.* 1 (1997) 17–29.
- [92] F. Lagan`a, G. Barbieri, E. Drioli, Direct contact membrane distillation: modelling and concentration experiments, *J. Membr. Sci.* 166 (2000) 1–11.
- [93] T.Y. Cath, V.D. Adama, A.E. Childress, Experimental study of distillation using direct contact membrane distillation: a new approach to flux enhancement, *J. Membr. Sci.* 228 (2004) 5–16.
- [94] K. Schneider, W. Holz, R. Wollbeck, S. Ripperger, Membranes and modules for transmembrane distillation, *J. Membr. Sci.* 39 (1988) 25–42.
- [95] A. Cipollina, M.G. Di Sparti, A. Tamburini, G. Micale, Development of a Membrane Distillation module for solar energy seawater desalination, *chemical engineering research and design* 90 (2012) 2101–2121
- [96] K.W. Lawson, D.R. Lloyd, Membrane distillation, *J. Membr. Sci.* 124 (1997) 1–25.
- [97] R.W. Schofield, A.G. Fane, C.J.D. Fell, Heat and mass transfer in membrane distillation, *J. Membr. Sci.* 33 (1987) 299–313.
- [98] F.A. Banat, J. Simandl, Membrane distillation for dilute ethanol separation from aqueous streams, *J. Membr. Sci.* 163 (1999) 333–348.
- [99] J. Phattaranawik, R. Jiratananon, A.G. Fane, Effect of pore size distribution and air flux on mass transport in direct membrane distillation, *J. Membr. Sci.* 215 (2003) 75–85.
- [100] M. Khayet, K.C. Khulbe, T. Matsuura, Characterization of membrane distillation by atomic force microscopy and estimation of their water vapor transfer coefficients in vacuum membrane distillation process, *J. Membr. Sci.* 238 (2004) 199–211.
- [101] M. Khayet, M.P. Godino, J.I. Mengual, Modelling transport mechanism through a porous partition, *J. Non-Equil. Thermodyn.* 26 (1/14) (2001).

- [102] H. E.S. Fath, S.M. Elsherbiny, A. A. Hassan, M. Rommel, M. Wieghaus, J. Koschikowski, M. Vatansever, PV and thermally driven small-scale, stand-alone solar desalination systems with very low maintenance needs Hassan, *Desalination* 225 (2008) 58–69.
- [103] R. B. Saffarini, E. K. Summers, H. A. Arafat, J. H. Lienhard V, Technical evaluation of stand-alone solar powered membrane distillation systems, *Desalination* 286 (2012) 332–341.
- [104] R.B. Bird, W.E. Stewart, E.N. Lightfoot, *Transport Phenomena*, Wiley, New York, 1976.
- [105] S. Sergio, “Water Desalination by Membrane Distillation Coupled with a Solar Pond,” Master of Science Thesis, University of Texas El Paso, El Paso Texas, 1999.
- [106] F. Banat, N. Jwaied, M. Rommel, J. Koschikowski, M. Wieghaus, Performance evaluation of the “large SMADES” autonomous desalination solar-driven membrane distillation plant in Aqaba, Jordan, *Desalination* 217 (2007) 17–28.
- [107] H.E. Fath, S.M. Elsherbiny, A.A. Hassan, M. Rommel, M. Wieghaus, J. Koschikowski, M. Vatansever, PV and thermally driven small-scale, stand-alone solar desalination system, IDA World Congress, Gran Canaria-Spain, 2007, pp. 21–26.
- [108] J. Koschikowski, M. Wieghaus, M. Rommel, Vicente Subiela Ortin, Baltasar Peñate Suarez, Juana Rosa Rodriguez, Experimental investigations on solar driven standalone membrane distillation systems for remote areas, *Desalination* 248 (no. 1–3) (2009) 125–131.
- [109] J. Koschikowski, M. Rommel, M. Wieghaus, M. Rebmann, M. Ebermeyer, M. Hermle, Solar thermally driven membrane distillation for small scale desalination plants, GC Reader Conference, Amman Jordan, 2006, pp. 18–22.
- [110] C.M. Guijt, et al., Modelling of a transmembrane evaporation module for desalination of seawater, *Desalination* 126 (1–3) (1999) 119–125.
- [111] G. Ramon, Y. Agnon, C. Dosoretz, Heat transfer in vacuum membrane distillation: Effect of velocity slip, *Journal of Membrane Science* 331 (2009) 117–125.
- [112] Gryta M, Tomaszewska M, Morawski AW. Membrane distillation with laminar flow. *Sep Purif Technol* 1997;11:93–101.
- [113] R.H. Perry, *Perry’s Chemical Engineer’s Handbook*, 6th edition, McGraw-Hill, 1990.
- [114] J. Duffie W. Beckman,
- [115] A. Alkhdhiri , N. Darwish , N. Hilal Membrane distillation: A comprehensive review, *Desalination* 287 (2012) 2–18.

## Anexo A

El flujo de calor de entrada se puede calcular como.

$$Q_A = m_A c_p (T_{A,ent} - T_{A,sal}) \quad (A.1)$$

Por otra parte, el calor que se recupera en el canal de alimentación se puede expresar mediante la siguiente ecuación, la cual sí es estricta

$$Q_E = m_E c_p (T_{E,sal} - T_{E,ent}) \quad (A.2)$$

Partiendo de un balance térmico global de la unidad AGMD, se sigue que las pérdidas de calor se pueden expresar como

$$Q_{per} = Q_A - Q_E \quad (A.3)$$

La transferencia de calor sensible como

$$Q_{sen} = Q_E - Q_{des} \quad (A.4)$$

Y para el destilado se puede expresar como

$$Q_{des} = \dot{m}_{des} H_v \quad (A.5)$$

.La varianza asociada al canal de alimentación y enfriamiento están representadas por

$$\sigma_{Q_A}^2 = \left( \frac{\partial Q_A}{\partial \dot{m}_A} \right)^2 \sigma_{\dot{m}_A}^2 + \left( \frac{\partial Q_A}{\partial \Delta T} \right)^2 \sigma_{\Delta T}^2 \quad (A.6)$$

$$\sigma_{Q_E}^2 = \left( \frac{\partial Q_E}{\partial \dot{m}_E} \right)^2 \sigma_{\dot{m}_E}^2 + \left( \frac{\partial Q_E}{\partial \Delta T} \right)^2 \sigma_{\Delta T}^2 \quad (A.7)$$

La varianza asociada a  $Q_{per}$  se representa de la relación

$$\sigma_{Q_{per}}^2 = \sigma_{Q_A}^2 + \sigma_{Q_E}^2 \quad (A.5)$$

$$\sigma_{Q_{sen}}^2 = \sigma_{Q_{des}}^2 + \sigma_{Q_E}^2 \quad (A.6)$$

En la siguiente tabla se reportan los flujos de calor con sus respectivos errores

<b>70 °C</b>					
caudal (Nominal)	$Q_A$	$Q_E$	$Q_{Des}$	$Q_{perd}$	$Q_{Sen}$
1	<b>120.23±9.01</b>	<b>96.63±3.60</b>	<b>75.94±0.12</b>	<b>23.60±9.70</b>	<b>20.69±3.61</b>
0.8	<b>111.98±4.98</b>	<b>94.04±3.27</b>	<b>67.85±0.12</b>	<b>17.95±5.96</b>	<b>26.18±3.27</b>
0.6	<b>99.29±8.46</b>	<b>87.95±3.29</b>	<b>63.48±0.12</b>	<b>11.34±9.08</b>	<b>24.47±3.29</b>
0.4	<b>92.31±5.83</b>	<b>83.04±3.07</b>	<b>59.22±0.12</b>	<b>9.26±6.59</b>	<b>23.82±3.07</b>
0.2	<b>85.78±2.76</b>	<b>75.36±2.78</b>	<b>49.18±0.12</b>	<b>10.42±3.92</b>	<b>26.18±2.79</b>
<b>60 °C</b>					
caudal (Nominal)	$Q_A$	$Q_E$	$Q_{Des}$	$Q_{perd}$	$Q_{Sen}$
1	<b>78.48±6.82</b>	<b>67.77±3.14</b>	<b>48.79±0.12</b>	<b>10.71±7.51</b>	<b>18.98±3.15</b>
0.8	<b>72.27±8.14</b>	<b>63.80±2.13</b>	<b>46.42±0.12</b>	<b>8.47±8.42</b>	<b>17.37±2.13</b>
0.6	<b>67.30±4.40</b>	<b>60.22±1.89</b>	<b>40.53±0.12</b>	<b>7.08±4.79</b>	<b>19.70±1.89</b>
0.4	<b>63.32±10.72</b>	<b>56.30±2.44</b>	<b>31.48±0.12</b>	<b>7.01±11.00</b>	<b>24.82±2.45</b>
0.2	<b>60.45±3.71</b>	<b>53.28±1.61</b>	<b>35.85±0.12</b>	<b>7.16±4.05</b>	<b>17.43±1.62</b>
<b>50 °C</b>					
caudal (Nominal)	$Q_A$	$Q_E$	$Q_{Des}$	$Q_{perd}$	$Q_{Sen}$
1	<b>52.05±11.30</b>	<b>44.45±1.10</b>	<b>25.24±0.12</b>	<b>7.60±11.35</b>	<b>19.21±1.11</b>
0.8	<b>49.55±7.58</b>	<b>42.81±1.00</b>	<b>22.20±0.12</b>	<b>6.74±7.64</b>	<b>20.61±1.01</b>
0.6	<b>43.05±3.82</b>	<b>38.36±2.14</b>	<b>20.10±0.12</b>	<b>4.69±4.38</b>	<b>18.26±2.15</b>
0.4	<b>41.43±9.02</b>	<b>36.83±2.42</b>	<b>18.00±0.12</b>	<b>4.59±9.34</b>	<b>18.83±2.43</b>
0.2	<b>41.10±2.26</b>	<b>37.21±1.82</b>	<b>20.35±0.12</b>	<b>3.89±2.91</b>	<b>16.86±1.83</b>
<b>40 °C</b>					
caudal (Nominal)	$Q_A$	$Q_E$	$Q_{Des}$	$Q_{perd}$	$Q_{Sen}$
1	<b>32.14±7.90</b>	<b>27.34±2.18</b>	<b>13.02±</b>	<b>4.79±8.20</b>	<b>14.50±2.18</b>
0.8	<b>29.01±3.95</b>	<b>25.99±2.11</b>	<b>13.17±0.12</b>	<b>3.02±4.47</b>	<b>12.98±2.11</b>
0.6	<b>26.04±6.53</b>	<b>24.61±1.64</b>	<b>12.70±0.12</b>	<b>1.43±6.74</b>	<b>12.19±1.64</b>
0.4	<b>26.10±4.57</b>	<b>24.65±1.65</b>	<b>11.56±0.12</b>	<b>1.45±4.86</b>	<b>13.27±1.66</b>
0.2	<b>24.56±2.16</b>	<b>24.56±2.14</b>	<b>11.10±0.12</b>	<b>0.0±3.04</b>	<b>13.46±2.14</b>

La varianza para el GOR se expresa como

$\sigma_{Gor}^2 = \left(\frac{\partial Gor}{\partial m_{des}}\right)^2 \sigma_{m_{des}}^2 + \left(\frac{\partial Gor}{\partial m_A}\right)^2 \sigma_{m_A}^2 + \left(\frac{\partial Gor}{\partial \Delta T}\right)^2 \sigma_{\Delta T}^2$	(A.7)
------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	-------

Los errores relativos cuadrados se expresan como

	<b>Caudal (nominal)</b>	<b>Q alta</b>	<b>Q baja</b>	<b>ΔQ</b>
70 °C	1	118.40±0.54	96.63±0.22	21.78±0.58
	0.8	110.00±0.30	94.04±0.20	15.96±0.36
	0.6	97.43±0.51	87.95±0.20	9.49±0.54
	0.4	91.03±0.35	83.04±0.18	7.98±0.40
	0.2	83.75±0.17	75.36±0.17	8.39±0.24
60 °C	1	79.66±0.41	67.77±0.19	11.89±0.45
	0.8	73.79±0.49	63.80±0.13	10.00±0.51
	0.6	67.97±0.26	60.22±0.11	7.74±0.29
	0.4	64.54±0.64	56.30±0.15	8.24±0.66
	0.2	61.37±0.22	53.28±0.10	8.09±0.24
50 °C	1	52.34±0.68	44.45±0.03	7.89±0.68
	0.8	49.70±0.45	42.81±0.03	6.89±0.46
	0.6	43.41±0.23	38.36±0.02	5.05±0.23
	0.4	41.36±0.54	36.83±0.02	4.53±0.54
	0.2	40.67±0.14	37.21±0.03	3.46±0.14
40 °C	1	32.37±0.47	27.34±0.10	5.03±0.49
	0.8	29.13±0.24	25.99±0.10	3.15±0.26
	0.6	25.74±0.39	24.61±0.08	1.13±0.40
	0.4	25.96±0.27	24.65±0.08	1.30±0.29
	0.2	24.57±0.13	24.57±0.13	0.00±0.18

## Anexo B

Experimento No 1 (40 °C)

$(\partial Q/\partial m)^2 * (\sigma m)^2$	$(\partial Q/\partial T_1)^2 * (\sigma T_1)^2$	$(\partial Q/\partial T_2)^2 * (\sigma T_2)^2$	$\sigma^2_{QA}$	$\sigma^2_{QB}$	$\sigma^2_{\Delta Q}$
0.00	0.01	0.01	0.02	0.02	0.03
0.00	0.04	0.03	0.08	0.01	0.08
0.00	0.08	0.08	0.15	0.01	0.16
0.00	0.03	0.03	0.06	0.01	0.07
0.00	0.11	0.11	0.22	0.01	0.24
$(\partial Q/\partial m)^2 * (\sigma m)^2$	$(\partial Q/\partial T_1)^2 * (\sigma T_1)^2$	$(\partial Q/\partial T_2)^2 * (\sigma T_2)^2$		%	
0.01	0.00	0.01		3.67	
0.01	0.00	0.00		9.10	
0.01	0.00	0.00		35.41	
0.01	0.00	0.00		19.60	
0.01	0.00	0.00		-----	

Experimento No 2 (50 °C)

<b>Canal de alimentación</b>					
$(\partial Q/\partial m)^2 * (\sigma m)^2$	$(\partial Q/\partial T_1)^2 * (\sigma T_1)^2$	$(\partial Q/\partial T_2)^2 * (\sigma T_2)^2$	$\sigma^2_{QA}$	$\sigma^2_{QB}$	$\sigma^2_{\Delta Q}$
0.002384	0.005776829	0.010269918	0.018431	0.000631	0.019062
0.000155	0.090162382	0.202865359	0.293183	0.000611	0.293794
0.000170	0.022203211	0.030221037	0.052594	0.000621	0.053215
0.000125	0.071419368	0.135027242	0.206571	0.000797	0.207368
0.000088	0.249703646	0.209820425	0.459613	0.000845	0.460458
<b>Canal de enfriamiento</b>					
$(\partial Q/\partial m)^2 * (\sigma m)^2$	$(\partial Q/\partial T_1)^2 * (\sigma T_1)^2$	$(\partial Q/\partial T_2)^2 * (\sigma T_2)^2$			%
0.000629	0.000000699	0.000000699			1.74957242
0.000609	0.000002142	0.000000393			7.86200464
0.000619	0.000001574	0.000000393			4.56378988
0.000797	0.000000175	0.000000175			10.0592477
0.000845	0.000000393	0.000000044			19.6330157

Experimento No 3 (60 °C)

<b>Canal de alimentación</b>					
$(\partial Q/\partial m)^2 * (\sigma m)^2$	$(\partial Q/\partial T_1)^2 * (\sigma T_1)^2$	$(\partial Q/\partial T_2)^2 * (\sigma T_2)^2$	$\sigma_{QA}^2$	$\sigma_{QB}^2$	$\sigma_{\Delta Q}^2$
0.003050	0.024527994	0.022014045	0.049593	0.009355	0.058948
0.001495	0.243409303	0.169034238	0.413939	0.021513	0.435452
0.000419	0.030072634	0.039278543	0.069770	0.012800	0.082570
0.000275	0.130576482	0.107914448	0.238766	0.016311	0.255076
0.000205	0.083592346	0.083592346	0.167390	0.035587	0.202977
<b>Canal de enfriamiento</b>					
$(\partial Q/\partial m)^2 * (\sigma m)^2$	$(\partial Q/\partial T_1)^2 * (\sigma T_1)^2$	$(\partial Q/\partial T_2)^2 * (\sigma T_2)^2$			%
0.003234	0.003060546	0.003060546			2.04210425
0.003830	0.012242182	0.00544097			6.60112276
0.004299	0.00544097	0.003060546			3.71054913
0.004749	0.008501515	0.003060546			6.12676053
0.004982	0.02754491	0.003060546			5.57067411

Experimento No 4 (70 °C)

<b>Canal de alimentación</b>					
$(\partial Q/\partial m)^2 * (\sigma m)^2$	$(\partial Q/\partial T_1)^2 * (\sigma T_1)^2$	$(\partial Q/\partial T_2)^2 * (\sigma T_2)^2$	$\sigma_{QA}^2$	$\sigma_{QB}^2$	$\sigma_{\Delta Q}^2$
0.005672	0.007357497	0.014420694	0.027451	0.027901	0.055351
0.000744	0.064944765	0.056574106	0.122263	0.033980	0.156244
0.000380	0.147094664	0.110484436	0.257959	0.039011	0.296970
0.003330	0.029080074	0.056996945	0.089407	0.038492	0.127899
0.000455	0.145846852	0.145846852	0.292149	0.046765	0.338914
<b>Canal de enfriamiento</b>					
$(\partial Q/\partial m)^2 * (\sigma m)^2$	$(\partial Q/\partial T_1)^2 * (\sigma T_1)^2$	$(\partial Q/\partial T_2)^2 * (\sigma T_2)^2$			%
0.016181	0.008617576	0.003102327			1.08021838
0.018469	0.012409309	0.003102327			2.47596858
0.023499	0.012409309	0.003102327			5.74520026
0.026772	0.008617576	0.003102327			4.4796199
0.026772	0.016890448	0.003102327			6.93545285