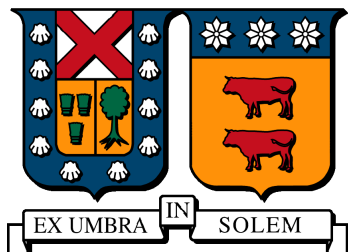


UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA
SANTIAGO-CHILE



ESTUDIO PARÁMETRICO DE UN EVAPORADOR
EN UNA DESALADORA POR MULTIEFECTO

JAVIER ALBERTO MORENO SOTO

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL MECÁNICO

PROFESOR GUÍA : PhD. RODRIGO BARRAZA
PROFESOR CORREFERENTE : MAG. ING. MAURICIO REYES

Diciembre 2020

Agradecimientos

No podía iniciar este apartado por otras personas que no fueran mis padres, con quienes me faltará vida para agradecer todo lo que hacen por mí. Gracias por estar siempre a mi lado, apoyarme en cada decisión que he tomado y ser las hermosas personas que son.

A mis hermanos Joaquín y Laura, por brindarme su amor incondicional desde que tengo memoria. A mis sobrinos Bruno y Renato, por ser la alegría de mi vida y la motivación diaria para ser una mejor persona.

A mi nani, mi segunda mamá, por su preocupación y cariño. A mi tía Marisol, por siempre confiar en mí, un besito al cielo por usted.

A mis amigos, parte fundamental de este proceso. Gracias por cada tarde y noche de estudio, y por toda la ayuda que siempre me dieron. Mis compañeros de Mecánica y mi gente del Watusi, fueron la mejor compañía que pude tener.

Al profesor Rodrigo, por su paciencia y dedicación. Por su ayuda cuando sentía que nada salía bien, y sus consejos, que permitieron lograr este objetivo. A la gente del grupo de investigación HDH, por acompañarme y darme el impulso para seguir en este tramo final.

Podría extenderme largamente escribiendo de cada persona con la que tuve la suerte de compartir en estos años, pero quiero que sepan, que mi agradecimiento y gratitud va más allá de lo que pueda poner aquí. Con todas las adversidades que presentó la universidad, fui muy feliz en esta etapa.

Resumen

En este trabajo de título se presentan los resultados obtenidos al estudio de diversas configuraciones para una planta desaladora por multiefectos (MED), simulada numéricamente mediante el software Engineering Equation Solver (EES).

En primera instancia, se revisa el contexto de la industria desalinizadora y las principales tecnologías involucradas, para posteriormente detallar los aspectos más relevantes en la desalinización térmica por multiefectos.

Se examina en profundidad el comportamiento del evaporador, analizando los flujos y fenómenos que se relacionan en su interior, y se obtiene una correlación para calcular su coeficiente global de transferencia de calor, con el objetivo de simplificar las simulaciones numéricas. Con ello, se estudia el funcionamiento de la planta a distintas modificaciones, tales como: variación en la cantidad de efectos, número de evaporadores y su tamaño, cantidad de flujo de alimentación y temperatura de condensado en primer efecto.

Mediante la herramienta uncertainty propagation del software EES, se realiza un análisis de sensibilidad del $\pm 10\%$ de las variables temperatura y flujo de enfriamiento (relacionadas con el condensador), temperatura salida del condensado en primer efecto y temperatura de alimentación, y se cuantifica sus impactos en el parámetro de rendimiento GOR (Gained Output Ratio) y en la producción de destilado.

Finalmente, el modelo desarrollado se adapta a las condiciones correspondientes a la Plataforma Solar de Almería (PSA), y se registran valores obtenidos para cada efectos para la temperatura de salmuera, flujo másico de vapor formado y flujo másico de salmuera.

Abstract

This work presents the results obtained from the study of multiple configurations for a multi-effect desalination plant (MED), numerically simulated using the Engineering Equation Solver (EES) software.

In the first part, the context of desalination industry and main technologies involved are reviewed to further detail the most relevant aspects in thermal desalination by multi-effects.

The behavior of the evaporator is examined in depth, analyzing the flows and phenomena that are related in its interior, and a correlation is obtained to calculate the global heat transfer coefficient, in order to simplify the numerical simulations. Using this correlation, the operation of the plant is studied under different conditions, such as: variation in the number of effects, number of evaporators and their size, amount of feed flow and first effect condensate temperature.

Using the uncertainty propagation tool of the EES software, a sensitivity analysis of $\pm 10\%$ was done on variables involving temperature and cooling flow (related to the condenser), first effect condensate outlet temperature and feeding temperature, and its impacts on the GOR (Gained Output Ratio) performance parameter and on distillate production are quantified.

Finally, the developed model is adapted to the conditions corresponding to the Almería Solar Platform (PSA), and values obtained for each effect are recorded for the brine temperature, mass flow of vapor formed and mass flow of brine.

Índice general

1. Introducción	1
1.1. Objetivos	1
1.1.1. Objetivo principal	1
1.1.2. Objetivo secundarios	2
2. Estado del arte	3
2.1. Agua y desalinización	3
2.1.1. Estado de la desalación	4
2.2. Tecnologías de desalinización	5
2.2.1. Evaporación - Condensación	7
2.2.2. Filtración	7
2.2.3. Cristalización	7
2.2.4. Destilación Multiefecto (MED)	7
2.3. Parámetros de Rendimiento	10
3. Modelación del Evaporador	12
3.1. Descripción de los flujos involucrados	12
3.1.1. Flujo de vapor motriz al interior de los tubos	13
3.1.2. Flujo de agua salada de alimentación	13
3.1.3. Flujo de vapor formado por evaporación	13
3.1.4. Flujo de salmuera de rechazo	14
3.2. Descripción de ecuaciones y principios utilizados	14
3.2.1. Balance de Masa	14
3.2.2. Balance de Sal	15
3.2.3. Balance de Energía	15
3.2.4. Balance de Transferencia de Calor	16

3.3.	Parámetros de diseño	20
3.3.1.	Análisis modelación de referencia	20
3.3.2.	Geometría evaporador	21
3.4.	Metodología	23
3.4.1.	Consideraciones y supuestos	23
3.4.2.	Metodología	23
3.5.	Resultados	26
3.5.1.	Prueba de la correlación en modelación de referencia	30
4.	Modelación planta MED	31
4.1.	Descripción de los equipos	32
4.1.1.	Precalentadores	33
4.1.2.	Caja Flash	34
4.1.3.	Condensador	34
4.2.	Características planta MED	34
4.3.	Casos de estudios	36
4.3.1.	Variación número de efectos	36
4.3.2.	Variación temperatura condensado primer efecto	39
4.3.3.	Variación tamaño evaporador	41
4.3.4.	Variación flujo de alimentación	42
4.4.	Análisis de sensibilidad	43
4.5.	Adaptación - Plataforma Solar de Almería	47
5.	Conclusiones	51
6.	Recomendaciones	53
A.	Correlaciones y ecuaciones utilizadas en modelamiento de equipos	56
B.	Código EES - Validación PSA	57

Índice de figuras

2.1. Distribución del agua en la tierra y agua dulce. Extraído de “Agua, fuente de vida” [1].	3
2.2. Muestra del desarrollo de plantas desalinizadoras en los últimos año. Extraído de Jones et. al., 2018 [2]	4
2.3. Distribución geográfica de plantas desalinizadoras a nivel mundial, clasificadas por el origen de su agua de alimentación y tecnología que utilizan. Extraído de Jones et. al., 2018 [2]	5
2.4. Muestra técnicas de desalinización clasificadas según su principio de funcionamiento.	6
2.5. Muestra clasificación de plantas destiladoras por multiefecto.	10
3.1. Muestra de esquema conceptual para evaporador. Realización propia	12
3.2. Muestra de esquema conceptual para tubo al interior de un evaporador. Realización propia	17
3.3. Muestra vista frontal de un tubo al interior del evaporador. Realización propia	18
3.4. Esquema de analogía eléctrica de los fenómenos de transferencia de calor para un tubo al interior del evaporador. Realización propia.	18
3.5. Muestra de patrones de flujo en un banco de tubos, siendo a) Goteo, b) Columna y c) Lámina. Extraído de [3].	22
3.6. Diagrama general que detalla las variable y fenómenos involucrados en el cálculo del coeficiente de transferencia de calor del evaporador. Se omitieron líneas con el objetivo que se aprecien de buena forma las de mayor importancia.	24
3.7. Ilustración del modo de funcionamiento del software EES. Realización propia	25
3.8. Coeficiente de transferencia de calor en función de máxima temperatura en cada efecto.	26
3.9. Coeficiente de transferencia de calor en función de un diferencial de temperatura dado entre los valores del vapor motriz al ingreso y el TBT, para cada efecto.	27

3.10. Gráfico para el coeficiente de transferencia de calor promedio en función de un diferencial de temperatura promedio, dado entre los valores del vapor motriz al ingreso y el TBT para los cuatro efectos analizados.	28
3.11. Gráfico para validación de la correlación en función de los valores simulados para el coeficiente de transferencia de calor.	29
4.1. Esquema de una planta desalinizadora multi efectos (MED). Extraído de [4]	32
4.2. Esquema conceptual de un precalentador, indicando los flujos involucrados. Extraído de [4]	33
4.3. Esquema conceptual de una caja flash, indicando los flujos involucrados. Extraído de [4]	34
4.4. Esquema conceptual del condensador, indicando los flujos involucrados, donde el índice N hace referencia a variables correspondientes al último efecto de la planta. Extraído de [4]	35
4.5. Resultados caso inicial	37
4.6. Resultados considerando un evaporador por efecto	38
4.7. Resultados considerando un flujo de alimentación de 50 kg/s	38
4.8. Resultados considerando un evaporador de 4600 m^2	39
4.9. Flujo de destilado, GOR y RR en función de la variación de temperatura de salida del condensado en primer efecto.	40
4.10. Flujo de destilado, GOR y RR en función de la variación del área del evaporador. .	41
4.11. Flujo de destilado, GOR y RR en función de la variación del flujo de alimentación. .	42
4.12. Resultados análisis de sensibilidad al variar en un 10 % parámetros del sistema, en configuración denominada “Caso 1”.	44
4.13. Resultados análisis de sensibilidad al variar en un 10 % parámetros del sistema, en configuración denominada “Caso 2”.	45
4.14. Resultados análisis de sensibilidad al variar en un 10 % parámetros del sistema, en configuración denominada “Caso 3”.	45
4.15. Resultados análisis de sensibilidad al variar en un 10 % parámetros del sistema, en configuración denominada “Caso 4”.	46
4.16. Muestra de valores obtenidos para temperatura de salmuera en modelación en primera configuración, y comparación con valores referenciales de la Plataforma Solar de Almería.	48

4.17. Muestra de valores obtenidos para flujo másico de salmuera en modelación en primera configuración, y comparación con valores referenciales de la Plataforma Solar de Almería.	48
4.18. Muestra de valores obtenidos para flujo másico de vapor formado en modelación en primera configuración, y comparación con valores referenciales de la Plataforma Solar de Almería.	48
4.19. Muestra de valores obtenidos para temperatura de salmuera en modelación en segunda configuración, y comparación con valores referenciales de la Plataforma Solar de Almería.	49
4.20. Muestra de valores obtenidos para flujo másico de salmuera en modelación en segunda configuración, y comparación con valores referenciales de la Plataforma Solar de Almería.	50
4.21. Muestra de valores obtenidos para flujo másico de vapor formado en modelación en segunda configuración, y comparación con valores referenciales de la Plataforma Solar de Almería.	50

Índice de tablas

2.1. Clasificación de agua marina según su salinidad. Elaborado a partir de Mayer et. al. 2005 [5]	4
3.1. Muestra de aspectos geométricos de los efectos utilizados en modelación de referencia	21
3.2. Muestra condiciones de flujo de alimentación para cada efecto	21
3.3. Aspectos geométricos de los efectos para la modelación	21
3.4. Muestra de la forma en la que fluye el agua desde los tubos superiores a los inferiores, según el flujo másico que ingresa a cada fila [3]	22
3.5. Valores para las temperaturas utilizadas en la modelación para cada efecto, estableciendo el rango de variación para TBT.	26
3.6. Comparación del valor del coeficiente total de transferencia de la modelación de referencia y el obtenido al utilizar la correlación, con el error porcentual asociado. .	30
4.1. Condiciones iniciales para estudiar el comportamiento de una planta desaladora a variación de su número de efectos	36
4.2. Condiciones de simulación	39
4.3. Configuraciones de planta utilizadas para el análisis de sensibilidad	43
4.4. Parámetros a utilizar en el análisis de sensibilidad	43
A.1. Correlaciones utilizadas en modelación de Evaporador y Precalentador para el cálculo de coeficiente global de transferencia de calor.	56

Capítulo 1

Introducción

La crisis hídrica, tanto a nivel mundial como nacional, se ha vuelto una realidad, la cual hay que afrontar. En Chile, las regiones al norte del país tienen una demanda mayor a la oferta disponible del recurso [6].

Si bien Chile se puede considerar un país privilegiado en cuanto a la disponibilidad de recursos hídricos, la situación varía de manera dramática según la zona del país. De acuerdo a lo planteado por la Dirección General de Aguas (DGA) [7], se necesita un valor de escorrentía ¹ por persona de $2000 \frac{m^3}{año}$ como mínimo para un desarrollo sostenible, el cual es considerablemente mayor a los $500 \frac{m^3}{año}$ valor promedio desde la Región Metropolitana hacia el norte. [8]

Este escenario, ha llevado a la búsqueda de nuevas alternativas que permitan obtener agua potable, siendo la desalinización la opción con mayor potencial a ser desarrollada, considerando la extensa costa que posee nuestro país, y el potencial para el desarrollo de energías renovables que permitan la operación de dichas plantas.

1.1. Objetivos

1.1.1. Objetivo principal

Desarrollar un modelo numérico que simule el funcionamiento de un evaporador multiefecto para el proceso de desalinización térmica, que permita analizar distintas configuraciones del mismo, a partir de modificaciones en sus variables de diseño.

¹lámina de agua que circula sobre la superficie de un terreno

1.1.2. Objetivo secundarios

- Analizar el estado del arte relacionado con evaporadores, sus configuraciones y características de operación.
- Desarrollar un modelo numérico de un sistema de destilación de multiefectos que permita estudiar las distintas variables.
- Validar en base a la comparación con datos disponibles en la literatura de otros sistemas de destilación de multiefectos.
- Evaluar la producción de destilado y las variables operacionales en base a la sensibilización de los parámetros de diseño más relevantes.

Capítulo 2

Estado del arte

En este capítulo se realiza una revisión de los aspectos generales relacionados a la desalinización, a su vez, se dan a conocer las principales tecnologías utilizadas para ello. Se realiza una breve explicación de su modo de operación, dando un mayor énfasis en la desalinización por multi-efecto (MED), tema principal de este trabajo de título.

2.1. Agua y desalinización

Si bien el agua es un recurso abundante, solo una pequeña cantidad de ella es dulce¹, y de ella, una porción aún menor se encuentra disponible para ser utilizada (Figura 2.1).

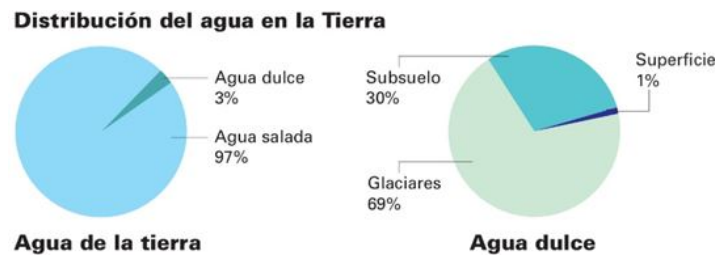


Figura 2.1: Distribución del agua en la tierra y agua dulce. Extraído de “Agua, fuente de vida” [1].

Los usos que se le pueden dar a este recurso, se encuentran condicionados por las características del mismo, siendo la salinidad² uno de los aspectos más importantes a considerar. En la tabla 2.1 se presentan los distintos usos que se le puede dar al agua, a partir de la cantidad de sal disuelta que tenga.

¹ Aquella que tiene una baja concentración de sales disueltas.

² Contenido de sales minerales disueltas en un cuerpo de agua, expresado generalmente en g/kg .

Tabla 2.1: Clasificación de agua marina según su salinidad. Elaborado a partir de Mayer et. al. 2005 [5]

Nombre	Salinidad g/kg	Uso
Fresca	<0,5	Bebestible y regadío
Marginal	0,5-1	Regadío
Salobre	1-2	Riego, solo ciertos cultivos
Salina	2-10	Útil para ganado
Muy salina	10-35	Limitado solo para cierto ganado
Salmuera	>35	Pocas aplicaciones industriales

Como se puede observar, a mayor salinidad, más limitadas son las aplicaciones que tiene el recurso hídrico. Esto ha llevado a la búsqueda de alternativas que permitan disminuir la concentración de sales y minerales presentes, en un proceso conocido como desalinización.

2.1.1. Estado de la desalación

En el año 2018, se reportaron 15.906 plantas desaladoras a nivel mundial, con una capacidad total aproximada de 95,37 millones $m^3/día$ [2]. En la figura 2.2 se puede observar el crecimiento exponencial en la cantidad de plantas, lo cual responde al aumento en la demanda de agua a nivel mundial, y una disminución en su disponibilidad [9].

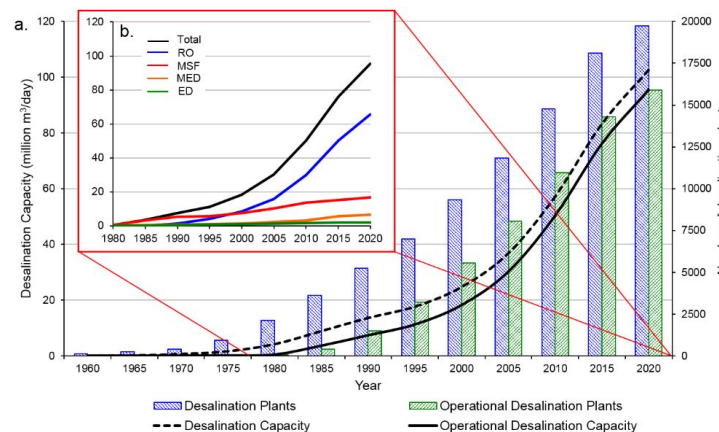


Figura 2.2: Muestra del desarrollo de plantas desalinizadoras en los últimos años. Extraído de Jones et. al., 2018 [2]

Respecto a las tecnologías de estas plantas, en relación a la cantidad total de agua producida, un 69 % corresponde a ósmosis inversa, mientras que un 25 % es por destilación térmica (MED y

MSF). La primera, tuvo un aumento considerable a partir de los años 90, mientras que las otras, que fueron las preponderantes en la década de los 80, han mantenido un crecimiento mínimo en los últimos años.

En la figura 2.3 se muestra la distribución geográfica de las plantas desalinizadoras a nivel mundial, donde se puede observar como en Medio Oriente y el norte de África se concentra el 48 % de las plantas, y siendo la zona donde más se utiliza la tecnología térmica, favorecido por el accesible valor de los combustibles fósiles en la década de los 80.

En nuestro país, actualmente existen 24 plantas desalinizadoras, de las cuales 16 operan exclusivamente para generar suministro destinado al sector minero, mientras que las restantes, lo generan para uso municipal. Dichas plantas, producen un caudal de 5.570 *lts/s*, valor que se espera aumentar en un 160 % en los próximos años, cuando entren en operación las 22 plantas en etapa de proyecto [10].

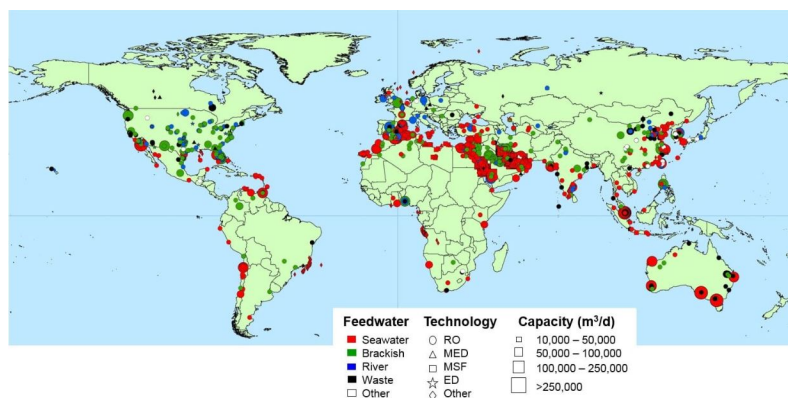


Figura 2.3: Distribución geográfica de plantas desalinizadoras a nivel mundial, clasificadas por el origen de su agua de alimentación y tecnología que utilizan. Extraído de Jones et. al., 2018 [2]

2.2. Tecnologías de desalinización

Las principales tecnologías de desalinización se clasifican en tres grupos, de acuerdo a su principio de funcionamiento, como se muestra en la figura 2.4.

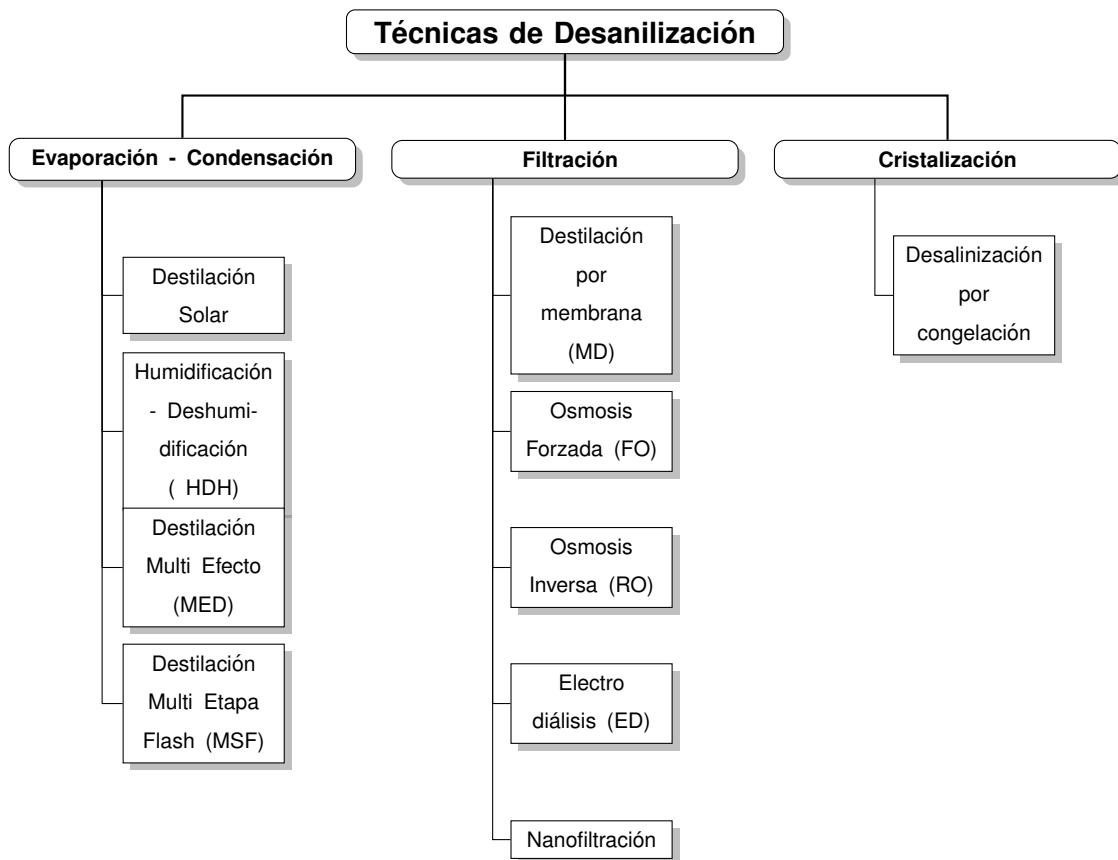


Figura 2.4: Muestra técnicas de desalinización clasificadas según su principio de funcionamiento.

2.2.1. Evaporación - Condensación

En estos métodos, la producción de agua se genera a partir de la condensación de vapor, el cual se genera evaporando parte de un flujo de agua salobre. Estos sistemas se pueden dividir en directos, dependiendo de si la captación de energía se realiza en simultáneo con la desalinización, o indirectos, si dichos procesos se hacen en distintos equipos.

2.2.2. Filtración

En esta clasificación, están aquellos métodos en los cuales la obtención de agua dulce se produce mediante la filtración de las sales del agua de mar. La filtración, se hace por medio una membrana permeable. El flujo que atraviesa dicha membrana, lo puede hacer producto de una diferencia de presión (ósmosis inversa y forzada), o por diferencia de temperatura (destilación por membranas).

2.2.3. Cristalización

En estas tecnologías, la desalinización se hace por medio de los cambios de fase congelación y fusión. El agua de mar es sometida a condiciones tal, que comenzará a “cristalizar”. Dichos cristales, los cuales son de agua pura (por diferencia en los puntos de congelación entre agua y sales), son separados de la salmuera remanente, para posteriormente ser derretidos, obteniéndose agua limpia.

2.2.4. Destilación Multiefecto (MED)

Dentro de las tecnologías de evaporación-condensación con aporte térmico, se encuentra la Destilación por Multi-Efecto MED (por sus siglas en inglés Multi-Effect Distillation). En esta, se genera vapor a partir de la ebullición de un flujo de salmuera (principalmente, también ocurre un proceso conocido como evaporación flash).

Principio de Funcionamiento

Como su nombre lo indica, esta tecnología cuenta con varios efectos. Se entiende por efectos, a una estructura compuesta, como mínimo, por un evaporador, un precalentador (o condensador) y un recipiente de evaporación flash (flashing box).

Cada evaporador, cuenta con un aporte energético para que parte del flujo de agua salobre se transforme en vapor mediante ebullición. Dicho vapor, es utilizado en el efecto siguiente como la energía térmica para que el proceso se realice nuevamente. En el primer evaporador, el flujo de energía térmica se genera en un equipo externo. Mientras que en el último, el vapor producido se dirige a un condensador para la formación del destilado final.

Clasificación

Las plantas MED se pueden clasificar según su configuración y condiciones de operación, acorde a estos cuatro parámetros principales: [11]

Temperatura máxima de trabajo (*top brine temperatura*)

También conocida como TBT (por sus siglas en inglés), corresponde a la máxima temperatura que alcanza la salmuera en el evaporador. Esta clasificación es fundamental, dado que valores muy altos pueden generar incrustaciones de sales en los equipos. Las plantas cuyo TBT es superior a 90°C se consideran de alta temperatura, y en las que el TBT es menor a dicho valor, de baja temperatura.

Superficie de transferencia de calor

Esta clasificación hace referencia tanto a la disposición de los tubos al interior del evaporador con respecto al flujo de alimentación, como a la forma que fluye la salmuera por ellos. Se tienen tres tipos:

- Tubos horizontales película descendente: Los tubos se encuentran distribuidos de forma horizontal, mientras la salmuera es rociada y distribuida en forma de película en ellos, descendiendo por efecto de la gravedad. El proceso de evaporación ocurre al exterior de los tubos, mientras que la condensación del vapor motriz, ocurre en su interior.
- Tubos verticales, película descendente: Estos evaporadores disponen de sus tubos de forma vertical, siendo rociada la salmuera al interior de ellos, y descendiendo por efecto de la gravedad. El proceso de evaporación ocurre al interior de los tubos, mientras que la condensación del vapor motriz se genera al exterior.
- Tubos verticales, película ascendente: Aquí, los tubos se encuentran de forma vertical, y la salmuera es bombeada (al interior) desde la parte inferior de ellos hacia la parte superior. Al igual que en el caso anterior, el proceso de evaporación ocurre dentro de los tubos, mientras que la condensación sucede afuera de ellos.

Alimentación agua de mar

En los evaporadores, el agua salada puede hacer ingreso de tres maneras, explicadas a continuación:

- Alimentación adelantada: El agua de alimentación ingresa al primer efecto (donde está la máxima temperatura), de donde fluye hacia el último efecto. Dado que la máxima temperatura coincide donde la salinidad del agua es menor, se puede trabajar a mayor TBT, ya que se disminuye el riesgo de incrustación.
- Alimentación retrasada: El flujo salobre llega primero al último efecto (asociado al condensador), fluyendo así hacia los siguientes efectos. Posee la desventaja, que la salmuera al pasar siempre a un efecto de mayor presión, requiere equipos de bombeos para lograrlo, aumentando el consumo eléctrico de la planta.
- Alimentación paralela: La salmuera es rociada al mismo tiempo en todos los efectos. Si bien es la configuración menos eficiente, es también la más sencilla, pues reduce el número de tuberías y equipos de bombeo asociados a la planta.

Disposición de los efectos

Existen dos formas de disposición de los efectos, si estos se encuentran ubicado uno al lado del otro, estarán dispuestos de manera horizontal, mientras si están uno encima del otro, se dice que están apilados.

Mas allá de los distintos requerimientos espaciales que ofrecen estas dos alternativas, se tiene que ambas ofrecen distintas ventajas. Una disposición horizontal simplifica labores de operación y mantenimiento, mientras que al estar apilados, la salmuera puede fluir desde el efecto superior a los siguientes sin la necesidad de bombeo.

A modo de resumen, la figura 2.5 incluye las clasificaciones descritas anteriormente.

Ventajas y aspectos importantes

Entre los aspectos que hacen más atractivas las tecnologías térmicas, en comparación a las de filtración, se encuentra que estas últimas requieren procesos de pre-filtrado y pre-tamientos que vuelven el proceso de desalación más complejo.

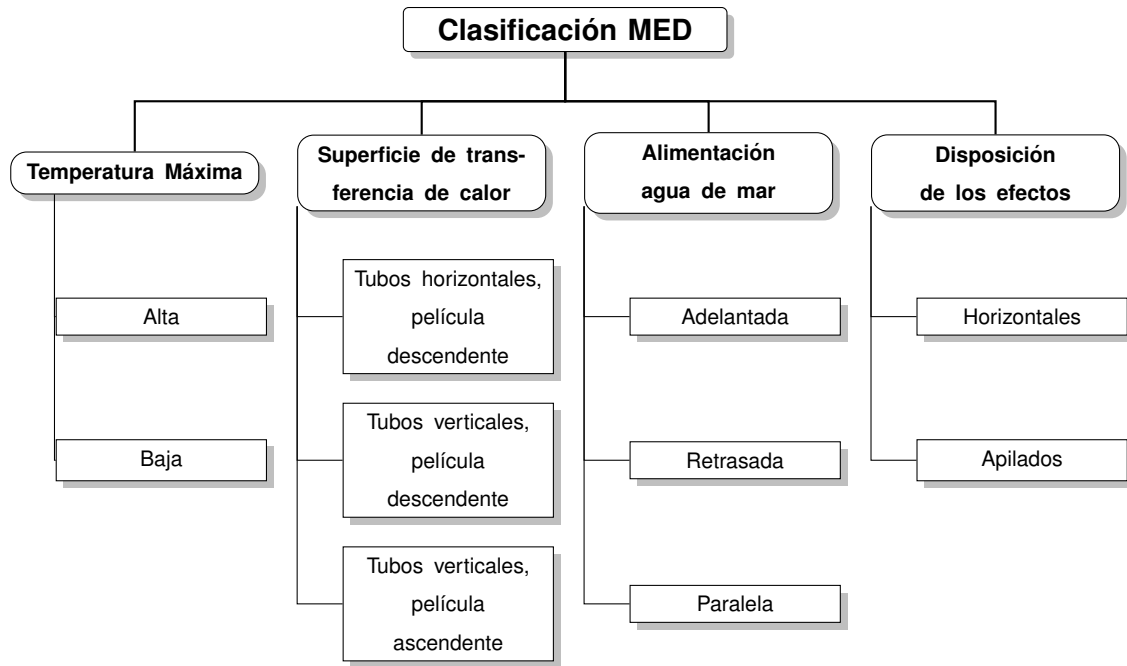


Figura 2.5: Muestra clasificación de plantas destiladoras por multiefecto.

Así mismo, las plantas MED pueden mejorar notablemente su rendimiento si se les incorporan equipos de comprensión de vapor (ya sean mecánicos o térmicos). Para mayor información sobre esto, se puede consultar el trabajo desarrollado por Barraza [4] que considera la incorporación de un turbocompresor.

2.3. Parámetros de Rendimiento

Los principales ratios que permiten evaluar el desempeño de una planta desalinizadora térmica se detallan a continuación.

- GOR (Gained Output Ratio): Es la relación de flujos másicos entre el destilado producido con respecto al vapor motriz externo utilizado en el primer efecto.

$$GOR = \frac{\dot{m}_{destilado}}{\dot{m}_{vapor\ motriz}} \quad (2.1)$$

- RR (Recovery Ratio): Parámetro que indica la proporción de cuanta agua salada fue transformada en destilado.

$$RR = \frac{\dot{m}_{destilado}}{\dot{m}_{alimentacion}} \quad (2.2)$$

- sA (Specific Area): Parámetro que relaciona el área de transferencia de calor necesaria para la producción de una unidad de destilado. Es decir, muestra que tan eficientemente se utilizan los equipos.

$$sA = \frac{\sum A_i}{\dot{m}_{destilado}} \quad (2.3)$$

Adicional a los parámetros descritos, existen otros ratios que involucran distintas variables, como el consumo energético o el área de colección, utilizados en sistemas donde el vapor motriz se realiza por medio de plantas solares.

Capítulo 3

Modelación del Evaporador

En este capítulo, se realiza un análisis en profundidad respecto al evaporador, detallando los fenómenos que ocurren en su interior, y los flujos involucrados. Posteriormente, se implementa un modelo que simula su funcionamiento, con el fin de poder estudiar las variables involucradas. Con ello, se obtiene una correlación para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor $U_{evaporador}$, para simplificar el cálculo, y luego utilizarlo en la modelación de una planta MED.

3.1. Descripción de los flujos involucrados

En la figura 3.1, se presenta un esquema conceptual de un evaporador, con los flujos involucrados y sus respectivas variables principales.

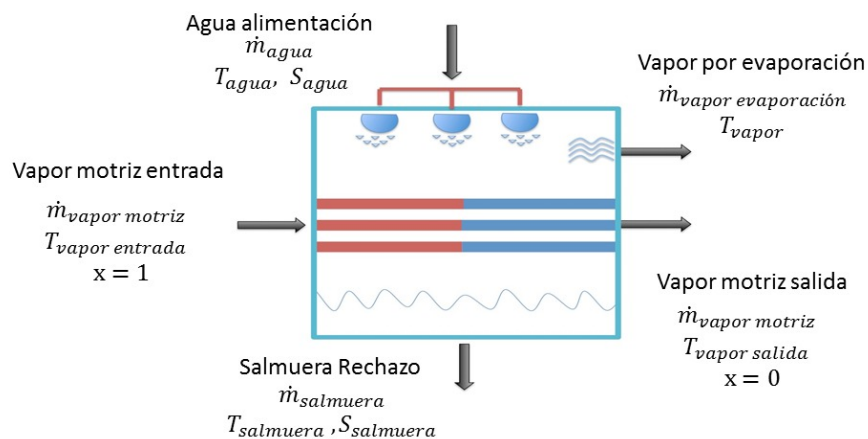


Figura 3.1: Muestra de esquema conceptual para evaporador. Realización propia

3.1.1. Flujo de vapor motriz al interior de los tubos

Es la fuente de energía térmica utilizada para provocar la evaporación del agua de alimentación. Su temperatura está limitada por la temperatura de la salmuera de rechazo, la cual a valores muy altos, puede generar problemas de scaling (incrustaciones de sales) y corrosión, lo que es dañino para los componentes internos del evaporador, además de generar una disminución en su eficiencia.

Respecto a este vapor, se tienen las siguientes consideraciones:

- Entrada : Vapor a temperatura de saturación, en estado completamente gaseoso (con calidad $x = 1$)
- Salida: Vapor en estado líquido (con calidad $x = 0$)
- Pérdidas: El vapor al circular por el interior de los tubos, tendrá una pérdida de carga asociada, la cual se modeló según la correlación de Müller-Steinhagen [12]

3.1.2. Flujo de agua salada de alimentación

Es el flujo de agua a evaporar, el cual es rociado a los tubos que transportan el vapor motriz en su interior, formando un “film”, el cual, al aumentar su temperatura, se comienza a evaporar. Al ser agua salada, se debe considerar la presencia de las sales para el cálculo de ciertas propiedades termodinámicas que permitirán calcular el coeficiente de convección por evaporación [13].

3.1.3. Flujo de vapor formado por evaporación

Es el flujo de vapor que se forma en el proceso de evaporación del agua de alimentación. Su formación es el objetivo final de este tipo de proceso, y puede ser utilizado de distintas maneras:

- Como vapor motriz en un siguiente efecto (un evaporador posterior).
- Para la formación del destilado, previo proceso de condensación.

Lo segundo, se realiza con el vapor generado en el último efecto, y considerando que será el que se formará a una menor temperatura, permitirá de forma más eficiente la condensación del mismo.

Respecto a este flujo, se considera su formación como “vapor puro” es decir, libre de las sales provenientes del agua de alimentación. Esto se puede realizar debido a que el punto de ebullición

de estas sales es mucho mayor que el del agua. Su temperatura es un parámetro clave a determinar, pues es una variable de entrada del siguiente efecto. También, la presión al interior del evaporador se calcula a partir de dicho valor.

3.1.4. Flujo de salmuera de rechazo

Este flujo corresponde a la proporción de agua de alimentación que no alcanzó a ser evaporada.

Del flujo de agua de alimentación, al ser evaporado una parte de él, provoca un aumento en la concentración de sales de la proporción restante, es por ello, que este flujo tiene una salinidad mayor que el de entrada.

Consecuencia de lo detallado anteriormente, la temperatura de este flujo se ve afectada por lo conocido como “BPE” (Boiling Point Elevation), siendo mayor que la correspondiente al vapor formado por evaporación.

3.2. Descripción de ecuaciones y principios utilizados

Una vez descritos los flujos presentes en el evaporador, se procede a analizar la forma de interacción que tendrán entre ellos, y las ecuaciones que describirán cada fenómeno.

3.2.1. Balance de Masa

Al evaporador ingresa un flujo de agua de alimentación, y posterior al proceso de evaporación, se obtiene un flujo de vapor por evaporación y un flujo de salmuera (descritos anteriormente). Considerando que la cantidad de flujo debe ser la misma que ingresa al efecto, como la que debe salir, se tiene:

$$\dot{m}_{agua,alimentacion} = \dot{m}_{vapor,evaporacion} + \dot{m}_{salmuera,rechazo} \quad (3.1)$$

Donde $\dot{m}_{agua,alimentacion}$ corresponde al flujo a ser evaporado, $\dot{m}_{vapor,evaporacion}$ es la porción que se evaporó y $\dot{m}_{salmuera,rechazo}$ la parte que no lo hizo.

3.2.2. Balance de Sal

Análogo a lo planteado en el punto anterior, se debe cumplir que la sal que ingresa al evaporador, debe ser la misma cantidad después el proceso de evaporación.

Como se mencionó en la descripción de los flujos, el vapor formado por evaporación será un gas puro, es decir, no tendrá ninguna porción de sal. Al evaporarse un porcentaje de agua correspondiente al volumen de la salmuera de rechazo, se tendrá un aumento en su salinidad.

La ecuación 3.2 expresa lo descrito anteriormente.

$$\dot{m}_{agua\ alimentacion} \cdot S_{agua\ alimentacion} = \dot{m}_{salmuera\ rechazo} \cdot S_{salmuera\ rechazo} \quad (3.2)$$

Donde $S_{agua\ alimentacion}$ es la salinidad del flujo de alimentación y $S_{salmuera\ rechazo}$, de la porción no evaporada.

3.2.3. Balance de Energía

Considerando los flujos descritos en la sección anterior, se realiza el balance de energía para el proceso de evaporación.

Flujo de vapor motriz La energía que aporta este flujo, viene dada por la ecuación 3.3:

$$\Delta Q = \dot{m}_{vapor\ motriz} \cdot (h_{vapor\ motriz,in} - h_{vapor\ motriz,out}) \quad (3.3)$$

Donde $\dot{m}_{vapor\ motriz}$ es el flujo de vapor que circula al interior de los tubos del evaporador y $h_{vapor\ motriz}$ es su entalpía. La diferencia entre entrada y salida del tubo, se genera por el cambio de calidad que tiene el fluido.

- Para $h_{vapor\ motriz,in}$ se considera que el vapor ingresa con calidad igual a 1.
- Mientras que en $h_{vapor\ motriz,out}$ la calidad es igual a 0, producto de la condensación del vapor.

Flujo agua de alimentación La energía suministrada por el flujo al modelo está definida por la ecuación 3.4:

$$Q_{agua\ alimentacion} = \dot{m}_{agua\ alimentacion} \cdot h_{agua\ alimentacion} \quad (3.4)$$

Donde $h_{agua\ alimentacion}$ es la entalpía de este flujo, y su valor es función de su temperatura y salinidad.

Flujo de vapor formado por evaporación Este es el flujo que se forma producto de la evaporación de una porción del agua de alimentación, y se considera que su energía está “saliendo” del sistema. Esta se calcula según lo mostrado por la ecuación 3.5.

$$Q_{vapor\ evaporacion} = \dot{m}_{vapor\ evaporacion} \cdot h_{vapor\ evaporacion} \quad (3.5)$$

Donde $h_{vapor\ evaporacion}$ es su entalpía y depende de la temperatura a la que se forme el vapor.

Flujo de salmuera de rechazo Este flujo viene dado por la porción del agua de alimentación que no se evaporó. Su energía se calcula como:

$$Q_{salmuera\ rechazo} = \dot{m}_{salmuera\ rechazo} \cdot h_{salmuera\ rechazo} \quad (3.6)$$

Donde $h_{salmuera\ rechazo}$ corresponde a la entalpía, la cual dependerá de su salinidad y temperatura.

Dicho valor de temperatura, se considera a partir del fenómeno “Boilling Point Elevati6n” (BPE), que significa la elevaci6n del punto de ebullici6n por presencia de las sales, respecto a la temperatura donde se forma el vapor. Estas variables se relacionan de la siguiente forma:

$$TBT = T_{vapor\ evaporacion} + BPE \quad (3.7)$$

Donde TBT corresponde a la temperatura de la salmuera de rechazo, a partir de sus siglas en ingles (“top brine temperature”).

Finalmente, el balance de energí a se expresa como:

$$Q_{agua\ alimentacion} + \Delta Q_{vapor\ motriz} = Q_{vapor\ evaporacion} + Q_{salmuera\ rechazo} \quad (3.8)$$

3.2.4. Balance de Transferencia de Calor

Se analizan los fenómenos asociados a la transferencia de calor en el evaporador, tales como condensaci6n al interior de los tubos, conducci6n en sus paredes y la evaporaci6n de la pelí cula de agua salada que se forma en ellos.

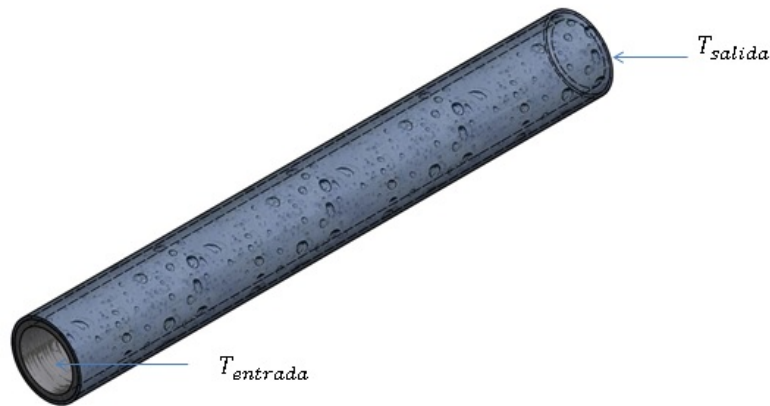


Figura 3.2: Muestra de esquema conceptual para tubo al interior de un evaporador. Realización propia

En la figura 3.2, se observa un esquema de uno de los tubos al interior del evaporador. En él, se conocen los valores de temperatura a su entrada y salida.

Producto de la pérdida de presión que ocurre al interior del tubo, existe una disminución en la temperatura, aún cuando el vapor motriz se encuentra en condiciones de saturación. Esa variación térmica, provocará un perfil de temperatura que dependerá del largo de la tubería. Para la realización del modelo, se considera un valor promedio a lo largo del eje del tubo, el cual viene dado por la ecuación 3.9:

$$T_{promedio} = \frac{T_{entrada} + T_{salida}}{2} \quad (3.9)$$

Donde $T_{entrada}$ es la temperatura con la que ingresa el vapor motriz a los tubos, y T_{salida} , la temperatura con la que los abandona.

La figura 3.3 muestra la vista frontal del mismo tubo, donde se acotan las temperaturas correspondientes para cada frontera.

Para una mejor comprensión de los fenómenos de transferencia de calor, se representan de forma gráfica, mediante una analogía eléctrica, a partir de lo representado en la figura 3.4.

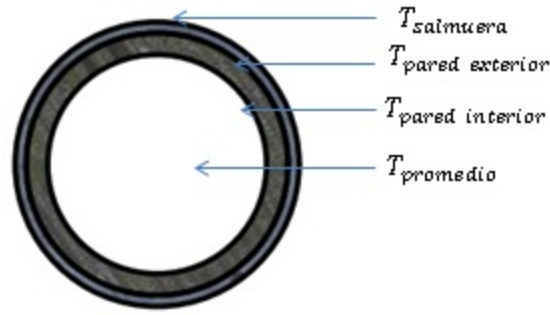


Figura 3.3: Muestra vista frontal de un tubo al interior del evaporador. Realización propia

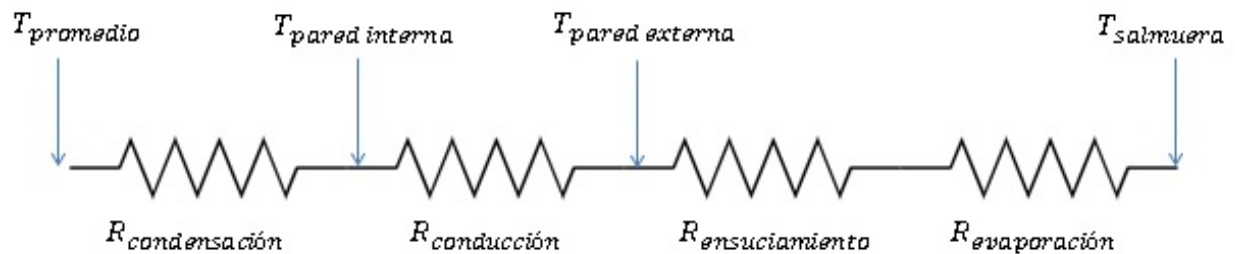


Figura 3.4: Esquema de analogía eléctrica de los fenómenos de transferencia de calor para un tubo al interior del evaporador. Realización propia.

De las temperaturas que se muestran en figura 3.4, el valor de $T_{promedio}$ se obtiene a partir de lo señalado en la ecuación 3.9. Los valores de $T_{pared interior}$ y $T_{pared exterior}$, se obtienen de este análisis.

Coefficiente total de transferencia de calor Este coeficiente, valor clave para el evaporador, se determina a partir de la siguiente expresión:

$$\frac{1}{U \cdot A_{total}} = \sum R_i \quad (3.10)$$

Donde U corresponde al valor del coeficiente total de transferencia de calor, A_{total} es el área total al interior del evaporador, la cual corresponde a toda la superficie exterior de los tubos, y la sumatoria de R_i , considera todas las resistencias mostradas en 3.4.

Resistencia por condensación Esta resistencia se calcula a partir de lo mostrado en la ecuación 3.11, depende de los factores geométricos del tubo y del termino H_{cond} , el cual es el coeficiente de condensación.

Como se explicó anteriormente, el vapor motriz que circula al interior de los tubos del evaporador, se comenzará a condensar, hasta que se transforma en líquido saturado.

El coeficiente de condensación se calcula a partir de la correlación de Dobson & Chato [14] (Ver Anexo A.1).

$$R_{condensacion} = \frac{1}{H_{cond} \cdot \pi \cdot D_{int} \cdot L_{tubo}} \quad (3.11)$$

Resistencia por conducción En la ecuación 3.12, se muestra la manera de calcular esta resistencia, la cual depende de las características geométricas de los tubos al interior del evaporador, como también del material del cual sean fabricados los mismos.

$$R_{Conduccion} = \frac{\frac{\ln(D_{ext})}{\ln(D_{int})}}{2 \cdot \pi \cdot K_m \cdot L_{tubo}} \quad (3.12)$$

El termino K_m , es la conductividad del material de los tubos ¹,

Resistencia por ensuciamiento Dado la naturaleza del fluido a evaporar, se debe considerar la existencia de una resistencia por ensuciamiento en la superficie exterior de los tubos. Esta se calcula según la ecuación 3.13.

$$R_{ensuciamiento} = \frac{FF}{\pi \cdot D_{ext} \cdot L_{tubo}} \quad (3.13)$$

Donde FF corresponde al “*FoulingFactor*”, el cual es un parámetro asociado al tipo de fluido a trabajar. Se puede obtener a partir de la ecuación 3.14

$$\frac{1}{U_f} - \frac{1}{U_c} = FF \quad (3.14)$$

Donde U_f y U_c corresponden al coeficiente global de transferencia de calor, cuando el equipo se considera “sucio” y “limpio” respectivamente.

¹Las bibliografías estudiadas utilizaban principalmente Cobre o una aliación Cobre-Niquel 90-10

A partir de ello, se han podido tabular los fouling factor correspondientes a los principales fluidos utilizados en intercambiadores de calor. El valor utilizado en esta modelación es el presentado por Masoud Asadi [15].

Resistencia por evaporación Esta resistencia se calcula según lo mostrado en la ecuación 3.15, la cual considera los factores geométricos del tubo, y también a H_{evap} que corresponde al coeficiente de convección por evaporación.

Como se describió anteriormente, el agua de alimentación, al ser rociada, forma una película alrededor de los tubos, en los cuales, al circular calor en su interior, produce la evaporación de un porcentaje de este flujo.

El coeficiente de evaporación se calcula según la correlación planteada por Fletcher and Parken [16](Ver anexo A.1).

$$R_{evaporacion} = \frac{1}{H_{evap} \cdot \pi \cdot D_{ext} \cdot L_{tubo}} \quad (3.15)$$

3.3. Parámetros de diseño

Para la modelación del evaporador, se tomó como principal referencia lo hecho anteriormente por Barraza [4], y se referirá a su trabajo como la modelación de referencia. En el, se pueden apreciar resultados importantes para la modelación, y no solo los valores principales con los que se suelen medir el rendimiento de una planta desaladora.

3.3.1. Análisis modelación de referencia

La modelación de Barraza plantea una planta desaladora de cuatro efectos. Cada uno de ellos, tiene distintas condiciones iniciales para el agua de alimentación y el vapor motriz, según correspondan a la función que desempeñen en la obtención del destilado. Así mismo, el evaporador en los efectos 1 y 2 posee ciertas características geométricas, mientras que los correspondientes a efectos 3 y 4, tienen otras especificaciones.

En la tabla 3.1 se muestran las especificaciones correspondientes a lo antes mencionado. Mientras que en la tabla 3.2 se detallan las condiciones que ingresa el flujo de alimentación en cada efecto.

Tabla 3.1: Muestra de aspectos geométricos de los efectos utilizados en modelación de referencia

	Área Evaporador m^2	Diametro ext. mm	Espesor mm	Largo m	Num. Tubos
Efectos 1 y 2	5400	22	1,2	7	11162
Efectos 3 y 4	2300	22	1,2	5	6656

Tabla 3.2: Muestra condiciones de flujo de alimentación para cada efecto

	Flujo kg/s	$T_{agua\ alimentacion} \text{ } ^\circ C$	Salinidad g/kg
Efecto 1	75	62,36	35
Efecto 2	75	55,94	35
Efecto 3	44,44	49,33	35
Efecto 4	44,44	43,70	35

3.3.2. Geometría evaporador

Se considera un modelo escalado con respecto a lo planteado por la modelación de referencia. La escala es de 1:30 para flujo y área del evaporador (con un pequeño ajuste, que se explicará más adelante), mientras que para aquellas variables que no dependen del tamaño, tales como temperaturas y salinidad, se mantienen idénticas respecto a la referencia.

Tabla 3.3: Aspectos geométricos de los efectos para la modelación

	Área Evaporador m^2	Diametro ext. mm	Espesor mm	Largo m	Num. Tubos
Efectos 1 y 2	183,84	22	1,2	7	380
Efectos 3 y 4	77,75	22	1,2	5	225

Respecto a esta geometría, es importante señalar ciertos detalles:

- Si bien se señaló que el área total sería una escala de 1:30 respecto a lo utilizado por la referencia, se realiza un pequeño ajuste que permita obtener el número de tubos deseado.
- Dicho valor, responde a la configuración que se le dará a los mismos en filas y columnas, buscando que sea lo más cuadrada posible. Para los evaporadores 1 y 2 se consideró una configuración de 20 filas y 19 columnas, mientras que los evaporadores 3 y 4 fue de 15x15 respectivamente.
- Lo anterior, responde a la búsqueda de un orden que considere una distribución del flujo de alimentación de la manera más uniforme posible en el exterior de los tubos.

De acuerdo a lo planteado por Hassan [3], el flujo avanza de los tubos superiores a los inferiores mediante 5 patrones que dependen de la cantidad de agua que llegue a cada fila.

Tabla 3.4: Muestra de la forma en la que fluye el agua desde los tubos superiores a los inferiores, según el flujo másico que ingresa a cada fila [3]

Tipo de patrón	Cantidad de flujo kg/s
Goteo	$\dot{m} < 2 \cdot 10^{-3}$
Goteo - Columna	$2 \cdot 10^{-3} < \dot{m} < 1,25 \cdot 10^{-2}$
Columna	$1,25 \cdot 10^{-2} < \dot{m} < 1,75 \cdot 10^{-2}$
Columna - Lámina	$1,75 \cdot 10^{-2} < \dot{m} < 2 \cdot 10^{-2}$
Lámina	$\dot{m} > 2 \cdot 10^{-2}$

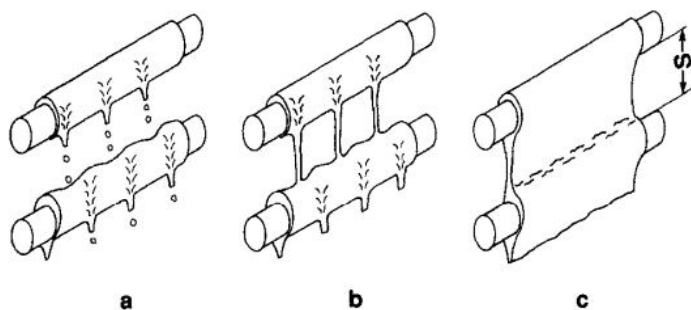


Figura 3.5: Muestra de patrones de flujo en un banco de tubos, siendo a) Goteo, b) Columna y c) Lámina. Extraído de [3].

La tabla 3.4 señala la cantidad de flujo necesaria para la formación de los distintos patrones de transmisión, considerando un tubo con un diámetro exterior de 20 [mm].

En la figura 3.5 se muestran tres de dichos tipos, mientras que los dos faltantes corresponden a la transición de una forma a otra. Para esta simulación, en ambos tipos de evaporadores, se tiene que la transmisión del flujo desde los tubos superiores hacia los inferiores se dará en forma de lámina, para evitar así, las zonas secas en su superficie.

Una diferencia que es necesaria explicar respecto a lo hecho en la modelación de referencia, es respecto a la variable “T” la cual es el flujo másico por unidad de longitud axial, y se utiliza en el cálculo del coeficiente de evaporación en la correlación planteada por Parken y Fletcher [16].

En esta modelación se calcula a partir del flujo de alimentación que incide en los tubos, como se muestra en la ecuación 3.16.

$$\Gamma = \frac{\dot{m}_{agua}}{N.Filas \cdot \pi \cdot D_{ext}} \quad (3.16)$$

Mientras que en la modelación de referencia, se plantea Γ como una constante que no está relacionada respecto al flujo de alimentación.

3.4. Metodología

Se detallan las consideraciones y supuestos necesarios para realizar la modelación. Posteriormente se explica la forma en que se realizaron las simulaciones, analizando la forma de funcionamiento del software y los rangos en que se realizaron los cálculos.

3.4.1. Consideraciones y supuestos

Se tienen los siguientes supuestos respecto a la modelación, los cuales han sido utilizados tanto en el trabajo de referencia, como en lo realizado por Saldivia [17], quien modeló el funcionamiento de una planta MED acoplada a sistemas de colección solar.

- El sistema se encuentra en estado estacionario. No se considera la componente temporal de los flujos, sino que las simulaciones se realizan considerando valores promedios (constantes).
- No se considera la acumulación de masa al interior de los equipos. Es decir, los flujos que ingresan, deben salir.
- No se consideran las pérdidas térmicas al ambiente. Se consideran los equipos bien aislados, por lo que pérdidas por radiación y convección son despreciables.
- El vapor producido (y posterior destilado) se considera libre de sal, como consecuencia de los distintos puntos de ebullición entre agua y las sales. Por tanto, sus propiedades corresponderán a agua saturada.

3.4.2. Metodología

La metodología de trabajo consiste en emular el funcionamiento del evaporador, utilizando como variables de entrada algunos resultados obtenidos en la modelación de referencia. Adicional

a esto, la máxima temperatura al interior del efecto (TBT) se dejó como una variable a iterar, entre los valores de la temperatura de ingreso del vapor motriz, y la de ingreso del agua de alimentación.

La dificultad en este proceso radica en la multi-dependencia de todas las variables involucradas, estando presente en todos los fenómenos descritos en el apartado “Esquemas y flujos involucrado”. Adicional a eso, se presenta la figura 3.6 donde se muestra los parámetros necesarios para obtener los coeficientes de condensación y evaporación, a fin de obtener el coeficiente de transferencia de calor.

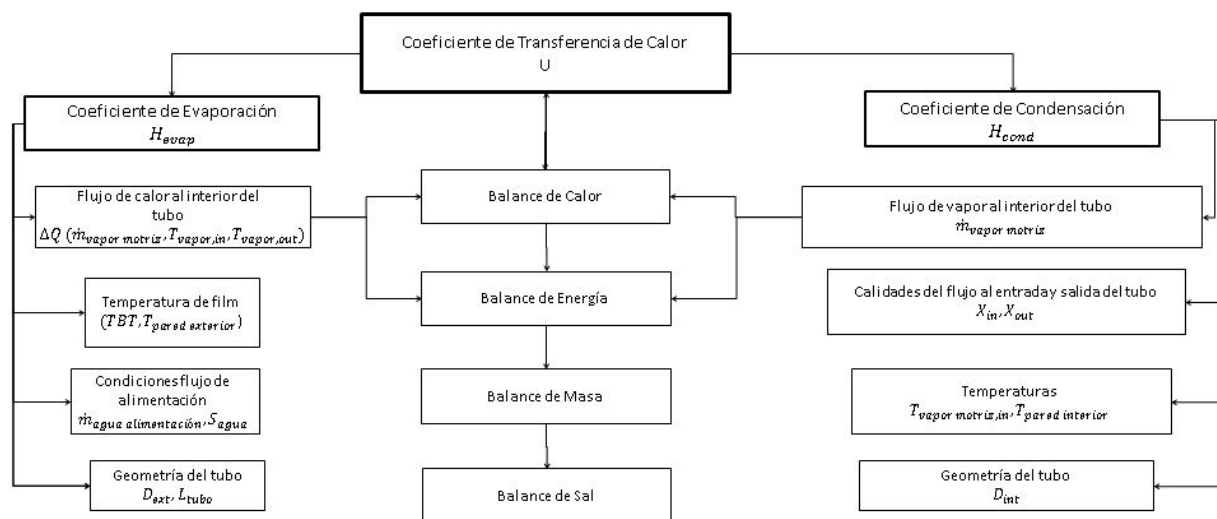


Figura 3.6: Diagrama general que detalla las variables y fenómenos involucrados en el cálculo del coeficiente de transferencia de calor del evaporador. Se omitieron líneas con el objetivo que se aprecien de buena forma las de mayor importancia.

La modelación se realiza en el software EES (Engineering Equation Solver), el cual permite la resolución de sistema de ecuaciones mediante métodos iterativos, ordenando el problema en bloques, dejando de iterar cuando se cumple la condición de convergencia. Dicha condición es que el residuo relativo, el cual es la diferencia que se tiene entre el valor obtenido en una iteración y su valor anterior, sea menor a $1 \cdot 10^{-6}$, lo que implica que ya no es necesario seguir iterando, pues la variación entre valores es tan mínima, que no significa una mejora de los resultados obtenidos.

Lo anterior, se aprecia mejor en el esquema 3.7.

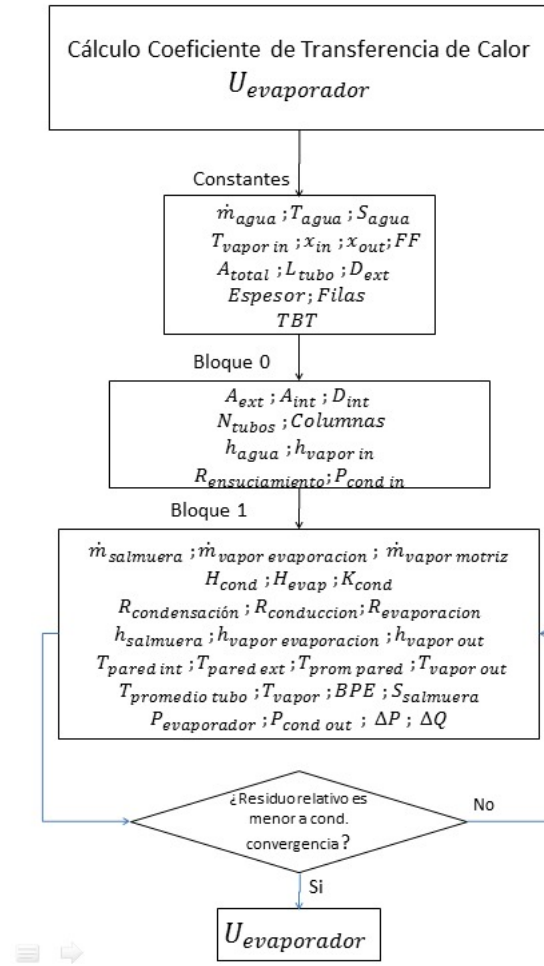


Figura 3.7: Ilustración del modo de funcionamiento del software EES. Realización propia

De la cual, se observan las siguientes etiquetas sobre los bloques:

- “Constantes” : Son aquellos datos que se ingresan como un “input” al programa. Corresponden a aquellas variables que su valor puede ser medido o controlado, como también a las características geométricas del evaporador. La excepción a esto, es el TBT , el cual se itera para analizar el comportamiento del coeficiente global de transferencia $U_{evaporador}$.
- “Bloque 0”: Corresponden a las variables que es posible obtener directamente mediante el uso de las constantes, ya sea mediante calculo, u obteniendo su valor de las librerías que tiene integradas el software.
- “Bloque 1”: Corresponden a aquellas variables que dependen de más de un parámetro de este mismo bloque, por ende, su valor se obtiene mediante iteraciones, a partir de un valor

semilla que se ingresa al programa. Las iteraciones concluyen cuando todas las variables del bloque cumplen con la condición de convergencia.

Como se mencionó anteriormente, el valor de TBT se iterará. Lo mostrado en la imagen 3.7 se realiza para el rango de valores que se señala en la tabla 3.5 para cada efecto, el cual es un intervalo que varía entre los valores de $T_{vapor\ motriz}$ y $T_{agua\ alimentacion}$, con precaución de no llegar a dichos extremos para evitar problemas de convergencia en el programa.

Tabla 3.5: Valores para las temperaturas utilizadas en la modelación para cada efecto, estableciendo el rango de variación para TBT.

	$T_{vapor\ motriz} \text{ } ^\circ C$	TBT $^\circ C$	$T_{agua\ alimentacion} \text{ } ^\circ C$	$\dot{m}_{agua\ alimentacion} \text{ kg/s}$
Efecto 1	67,84	67,0 - 62,5	62,35	2,50
Efecto 2	62,98	62,5 - 57,0	55,94	2,50
Efecto 3	57,90	57,0 - 50,0	49,33	1,48
Efecto 4	51,46	50,0 - 45,0	43,70	1,48

3.5. Resultados

Acorde a lo descrito en la sección 3.4.2 se obtienen valores para el coeficiente total de transferencia de calor $U_{evaporador}$ en cada efecto, en función de la variación del término TBT . Con ello, se realiza una regresión lineal para obtener una correlación en cada efecto, las cuales se grafican en el rango de operación utilizado en la modelación de referencia.

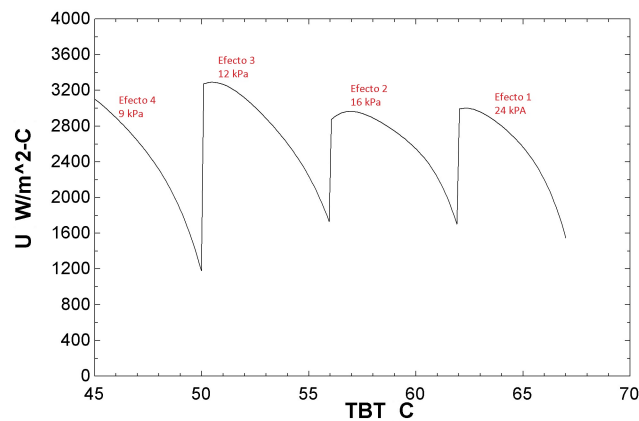


Figura 3.8: Coeficiente de transferencia de calor en función de máxima temperatura en cada efecto.

Como se puede observar en la figura 3.8, se notan cuatro curvas similares, las cuales corresponden a los cuatro efectos simulados, estando ordenados desde el primero al cuarto, de derecha a izquierda, correspondientemente.

No obstante, es necesario obtener una correlación que se pueda aplicar en todo el espectro de trabajo, sin distinción sobre que efecto se está estudiando. Para ello, se considera analizar el comportamiento del coeficiente total de transferencia de calor en función de un diferencial de temperatura dado por los valores del vapor motriz de ingreso y el TBT, como se muestra en la ecuación 3.17.

$$\Delta T = T_{vapor\ motriz,in} - T_{BT} \quad (3.17)$$

Con ello, se procede a graficar lo obtenido en cada efecto, como se muestra en la figura 3.9.

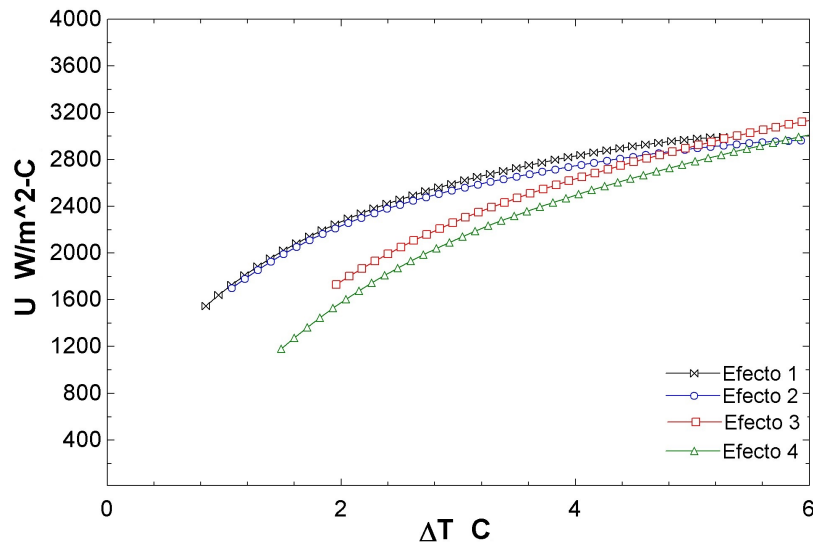


Figura 3.9: Coeficiente de transferencia de calor en función de un diferencial de temperatura dado entre los valores del vapor motriz al ingreso y el TBT, para cada efecto.

De la figura 3.9 se observa que en cada efecto hay un comportamiento similar de las curvas. Se tiene:

- Las curvas correspondientes a los efectos 1 y 2 se comportan de manera casi idéntica. En ellas, a una misma diferencia de temperatura, se logran valores muy cercanos para los coeficientes de transferencia de calor.

- Las curvas de los efectos 3 y 4 se encuentran ligeramente desplazadas hacia la derecha, en comparación a las analizadas anteriormente. No obstante, muestran una relación similar a la observada en los otros efectos.
- El rango de mayor similitud entre los cuatro efectos, se tiene para un ΔT entre los 4 y 6 °C. En la modelación de referencia, en los cuatro evaporadores, ΔT coincide en ese rango.

Los datos utilizados para cada efecto, se agrupan de tal forma que los valores de ΔT sean lo más coincidente posible y se analiza lo obtenido para $U_{evaporador}$. Se determinó realizar una curva con los valores promedios entre los cuatro efectos. Se calculan:

$$\Delta T_{promedio} = \frac{\sum_{i=1}^4 \Delta T_i}{4} \quad (3.18)$$

$$U_{promedio} = \frac{\sum_{i=1}^4 U_i}{4} \quad (3.19)$$

Con ello, se gráfica la curva promedio, que se muestra en la figura 3.10.

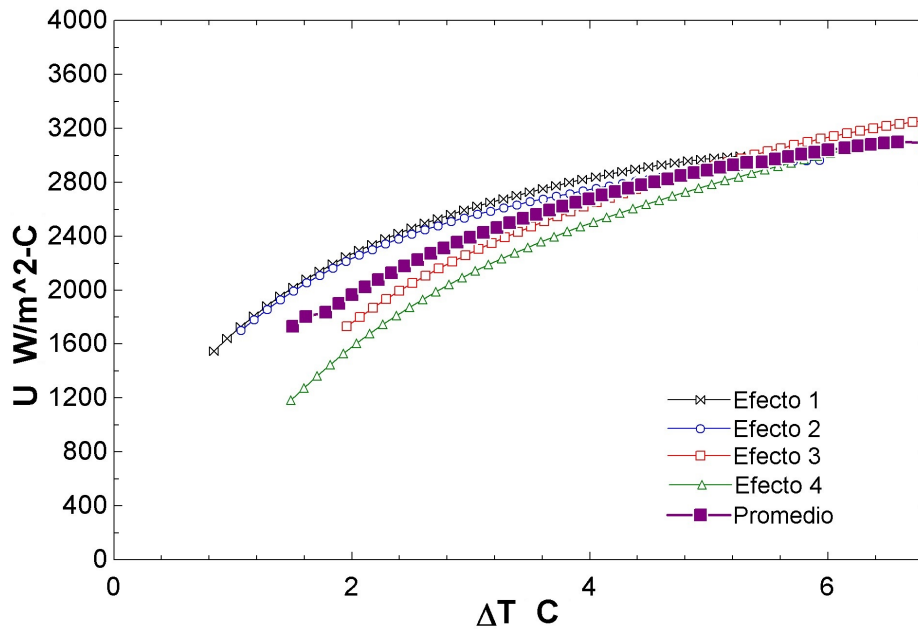


Figura 3.10: Gráfico para el coeficiente de transferencia de calor promedio en función de un diferencial de temperatura promedio, dado entre los valores del vapor motriz al ingreso y el TBT para los cuatro efectos analizados.

De la curva obtenida, se realiza una regresión lineal a fin de obtener una correlación, ahora en función del ΔT . Lo mencionado, se muestra en la ecuación 3.20:

$$U_{evaporador} = 872,13 + 601,65 \cdot (\Delta T) - 6,22 \cdot (\Delta T)^2 - 11,58 \cdot (\Delta T)^3 + 0,98 \cdot (\Delta T)^4 \quad (3.20)$$

Donde ΔT corresponde a la diferencia de temperatura mostrada en la ecuación 3.17, cuyos valores se ingresan en $^{\circ}\text{C}$, y $U_{evaporador}$ se obtiene en $\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{C}}$.

La correlación obtenida, se evalúa para los mismos valores de ΔT , a fin de analizar que tan cercano son los valores simulados, a los que se calcularán.

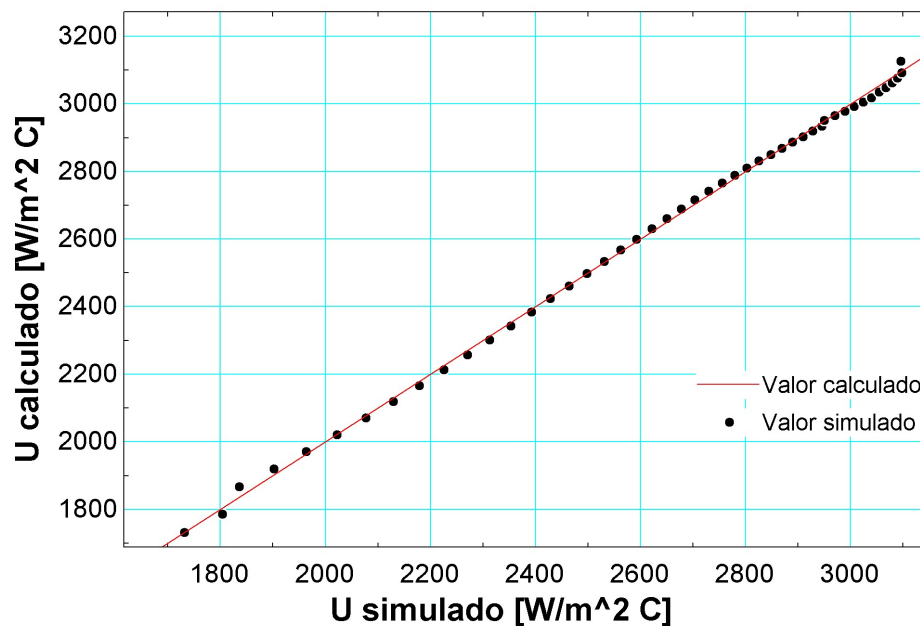


Figura 3.11: Gráfico para validación de la correlación en función de los valores simulados para el coeficiente de transferencia de calor.

De la figura 3.11 se puede concluir que la correlación calcula correctamente los valores de $U_{promedio}$ que se obtuvieron de la simulación.

3.5.1. Prueba de la correlación en modelación de referencia

La correlación obtenida en la ecuación 3.20 se evalúa en la modelación de referencia. Para ello, es necesario “comentar” aquellas ecuaciones que permitían calcular el coeficiente de transferencia (similar a lo que se plantea en la figura 3.7), teniendo precaución de no eliminar ningún termino involucrado en el cálculo de otras variables asociadas a la planta.

Con ello, se simula nuevamente el funcionamiento de la planta, analizando que los nuevos resultados obtenidos no muestren grandes diferencias de los entregados por Barraza [4], lo que implica que la nueva correlación no afectó el funcionamiento del código.

En la tabla 3.6 se muestran los valores para $U_{evaporador}$ obtenidos en la modelación de referencia, como también los calculados utilizando la correlación obtenida. Con ello, se calcula el error relativo entre ambos valores, de la forma que se muestra en la ecuación 3.21

$$Error \% = \frac{|Valor_{referencia} - Valor_{correlacion}|}{Valor_{referencia}} \cdot 100 \% \quad (3.21)$$

Tabla 3.6: Comparación del valor del coeficiente total de transferencia de la modelación de referencia y el obtenido al utilizar la correlación, con el error porcentual asociado.

	$U_{referencia} \frac{kW}{m^2C}$	$U_{correlacion} \frac{kW}{m^2C}$	Error %
Efecto 1	2,586	2,627	4,49
Efecto 2	2,562	2,629	6,83
Efecto 3	2,821	2,898	5,10
Efecto 4	2,761	2,868	6,88

Capítulo 4

Modelación planta MED

En este capítulo, se detalla la modelación que se realiza de la planta MED. Para ello, se utiliza nuevamente como referencia lo hecho por Barraza [4], además de lo obtenido en el capítulo anterior para simplificación del evaporador.

Respecto al modelo de Barraza para la planta MED, se establecieron dos principales diferencias:

- Se reemplaza todo lo relacionado al cálculo del coeficiente de transferencia del evaporador $U_{evaporador}$, por la regresión obtenida en el capítulo anterior (ecuación 3.22).
- En lo realizado por la referencia, se planteó como un “input” la cantidad de destilado a lograr, y a partir de ello, se calculaba un flujo de refrigeración que permitiera llegar a dicho valor. Para esta modelación, el flujo de refrigeración es una variable de entrada, mientras que determinar la cantidad de destilado producido es uno de los objetivos de la simulación.

En primer lugar, se analizarán los equipos necesarios para el funcionamiento de una planta MED, describiendo su función y consideraciones utilizadas para la modelación. Luego, se estudiará su desempeño ante distintas configuraciones, analizando como afecta ello la producción de destilado y los principales parámetros de rendimiento. Posteriormente, se realizará un análisis de sensibilidad que permita observar el comportamiento de los parámetros a variaciones de las variables operacionales de entrada. Finalmente, el modelo realizado es validado con respecto a los resultados obtenidos en la “Plataforma Solar de Almería” los cuales fueron recopilados por Saldivia [17].

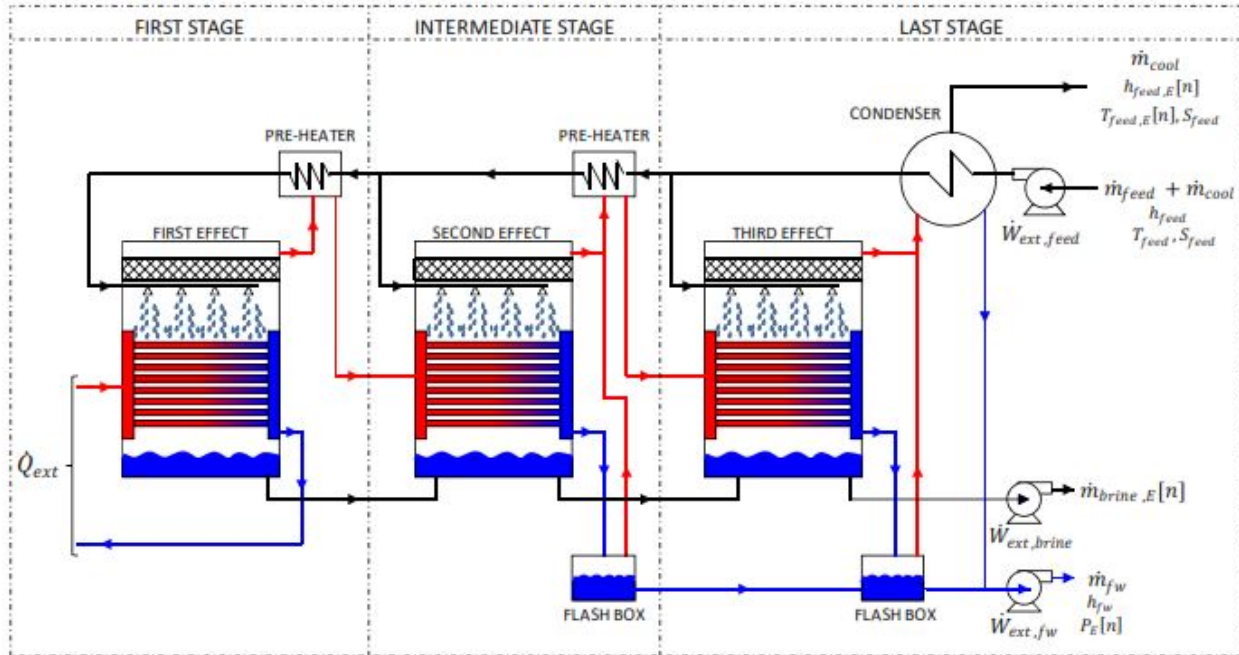


Figura 4.1: Esquema de una planta desalinizadora multi efectos (MED). Extraído de [4]

4.1. Descripción de los equipos

Se detallan los equipos considerados en la modelación de la planta MED, a excepción del evaporador, el cual fue descrito capítulo anterior.

Una planta MED opera por efectos, y según que efecto sea, son los equipos que tiene asociados. Se puede realizar la siguiente clasificación:

- Primer efecto: Consiste en un evaporador y un precalentador.
- Efectos intermedios: La cantidad de efectos intermedios dependerá de que tan grande sea la planta, estando asociados a ello sus correspondientes evaporadores, cajas flash y precalentadores.
- Último efecto: A diferencia de los efectos anteriores, el precalentador es reemplazado por un condensador.

4.1.1. Precalentadores

Corresponden a intercambiadores de calor. Su función es aumentar la temperatura del agua de alimentación, previo a que ingrese al evaporador, mediante el aporte térmico del vapor generado en el efecto.

El agua de alimentación ingresa al precalentador se divide en dos; una porción se dirige al evaporador correspondiente al efecto, mientras que la restante avanza hacia el siguiente precalentador, asociado a un efecto anterior (fluye aguas abajo). En el caso del primer efecto, todo el flujo que pasa por el precalentador, ingresa a su evaporador.

El cálculo de su coeficiente global de transferencia de calor, se realiza de manera análoga a lo planteado anteriormente para el evaporador (Capítulo 3), teniendo en cuenta que ahora la condensación ocurre al exterior de los tubos, mientras que el fluido que circula en su interior aumenta su temperatura. Las correlaciones utilizadas fueron las expuestas por Nusselt [18] y Wangnick [19] respectivamente (Ver anexo A).

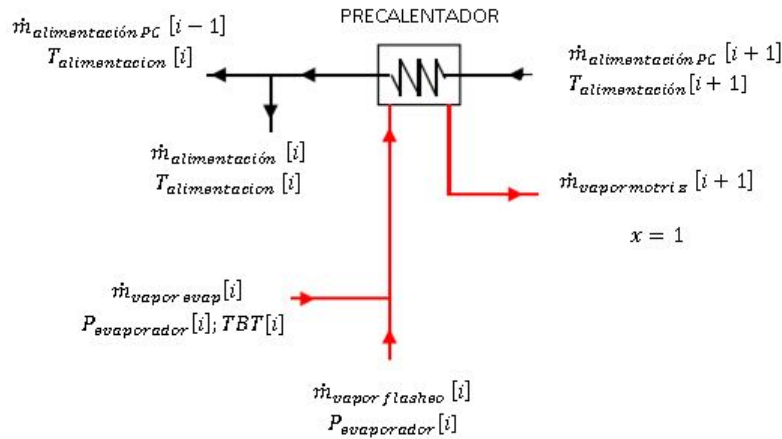


Figura 4.2: Esquema conceptual de un precalentador, indicando los flujos involucrados. Extraído de [4]

4.1.2. Caja Flash

Se le denomina así, por el fenómeno de “flasheo”¹ que ocurre en su interior. En el caso de esta modelación, se considera una caja flash posterior al evaporador, donde ingresa el condensado producido al interior de los tubos, como también un flujo proveniente de la caja flash del efecto anterior. El vapor producido, es guiado al precalentador del efecto, para aumentar la temperatura del flujo de alimentación.

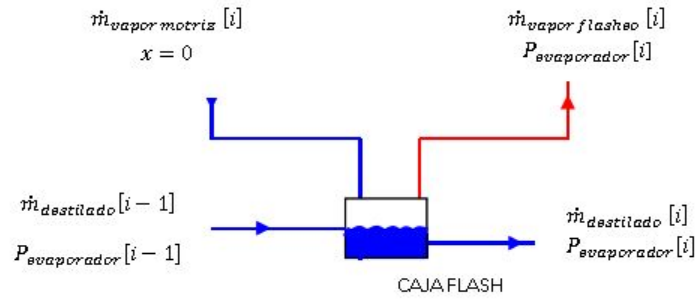


Figura 4.3: Esquema conceptual de una caja flash, indicando los flujos involucrados. Extraído de [4]

4.1.3. Condensador

La función principal de este equipo es condensar el vapor producido tanto en el último evaporador, como en la última caja flash (dado que no existe un efecto posterior para ser utilizado), para ello, se dispone de un exceso de agua de mar (flujo de enfriamiento), la cual es rechazada posteriormente. Adicionalmente, se precalienta el flujo de alimentación, antes de ser dirigido a los precalentadores posteriores.

4.2. Características planta MED

De acuerdo a lo mostrado en la figura 2.5, la planta MED se modeló teniendo en cuanto las siguientes consideraciones:

¹Tipo de evaporación que sucede cuando un líquido saturado ingresa a un tanque de menor presión, generando que una parte de él, se transforme en vapor.

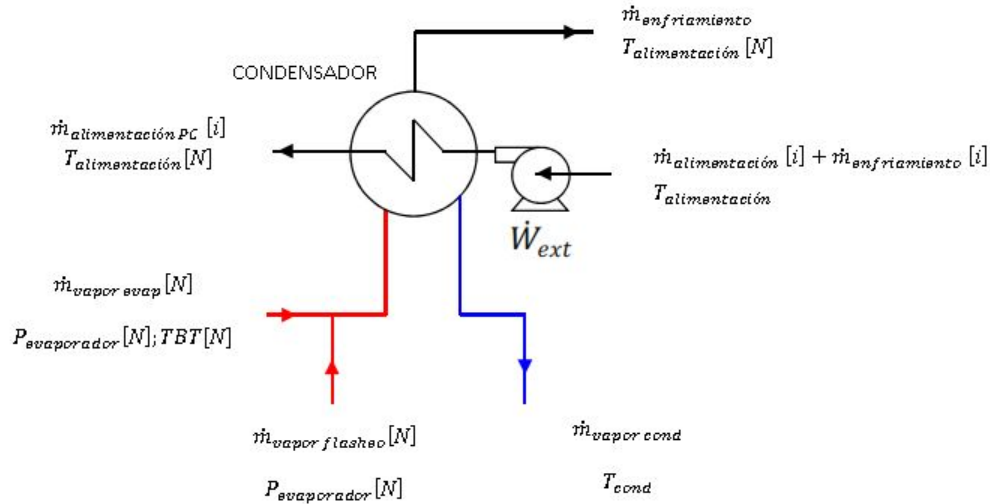


Figura 4.4: Esquema conceptual del condensador, indicando los flujos involucrados, donde el índice N hace referencia a variables correspondientes al último efecto de la planta. Extraído de [4]

- Temperatura máxima baja, es decir, el TBT no superará los $70^{\circ}C$, con lo que se disminuye la posibilidad de incrustaciones en los tubos del evaporador. Si bien no es una variable que se ingrese al modelo, está directamente relacionada con la temperatura de ingreso del vapor motriz en el primer efecto, siendo este, el parámetro a controlar.
- Para el evaporador, los tubos estarán dispuestos de forma vertical y su película será descendente, por ser la configuración más utilizada. Las correlaciones utilizadas en el capítulo anterior, ya consideraban este hecho.
- El agua de alimentación ingresará de forma paralela a los distintos efectos, es decir, del flujo que circula por los precalentadores, se extrae una porción y el resto continúa avanzando hasta llegar al primer evaporador.
- La disposición de los efectos será de manera horizontal. Si bien la principal implicancia de esto tiene que ver con la necesidad de equipos de bombeo, cuyo análisis se excluye de este estudio, se consideró dicha disposición, pues está relacionada con la forma de alimentación descrita anteriormente.

4.3. Casos de estudios

Se analiza el comportamiento de la planta desaladora a distintas variaciones que se le realizaron. Para ello, se consideran como las variables a observar el flujo de destilado producido y el vapor motriz externo requerido en el primer efecto, además de los parámetros de rendimiento GOR y RR.

Para el primer análisis, se varía la cantidad de efectos que componen la planta, con las condiciones iniciales planteadas en la modelación de referencia. Posteriormente, se repite el procedimiento, esta vez, modificando algún aspecto en el evaporador, tales como la cantidad de estos por efecto, su área total y la cantidad de flujo másico de alimentación.

Las condiciones iniciales utilizadas se presentan en la tabla 4.1.

Tabla 4.1: Condiciones iniciales para estudiar el comportamiento de una planta desaladora a variación de su número de efectos

Número evaporadores	2
Área evaporador m^2	5400
Área total m^2	10800
Flujo alimentación efectos kg/s	150
Flujo de enfriamiento kg/s	577,88
Temp. salida 1er efecto $^{\circ}C$	67

4.3.1. Variación número de efectos

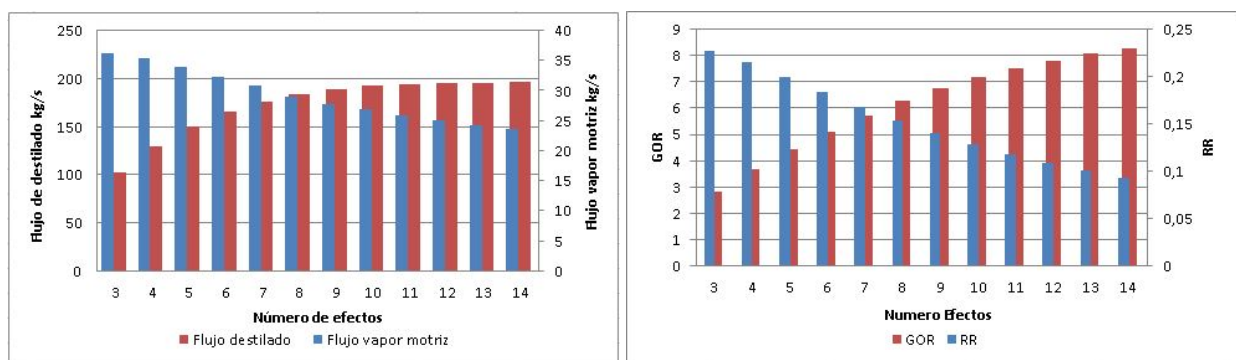
Para esta subsección, se presentan 4 casos de estudios del comportamiento de la planta para iteración del número de efectos. La cantidad de variaciones que se pudieron realizar está condicionada por la presión en el último evaporador, obteniéndose resultados correctos cuando esta no descendía más allá de los $6,7 \text{ kPa}$.

Caso inicial

Se utilizan las condiciones mencionadas en la tabla 4.1. De la figura 4.3.1, se observa que a partir del noveno efecto, el aumento en la producción de destilado es mínimo en comparación a la cantidad extra de agua de alimentación que se incluye. Lo mencionado también se refleja al observar la figura 4.3.1 para el parámetro RR, el cual disminuye al considerar un número mayor de efectos.

Respecto al flujo de vapor motriz en el primer, si bien disminuye al considerar un número mayor de efectos, es necesario que ingrese a una temperatura ligeramente mayor (para toda la simulación, se tuvo un aumento desde los 63,6 °C hasta los 64,3 °C).

Similar a lo planteado anteriormente, el valor del GOR aumenta a un mayor número de de efectos, lo que se produce al bajar la necesidad de vapor motriz, considerando que la producción de destilado se mantiene casi constante a partir del noveno evaporador.



(a) Destilado y vapor motriz variando efectos

(b) GOR y RR variando efectos

Figura 4.5: Resultados caso inicial

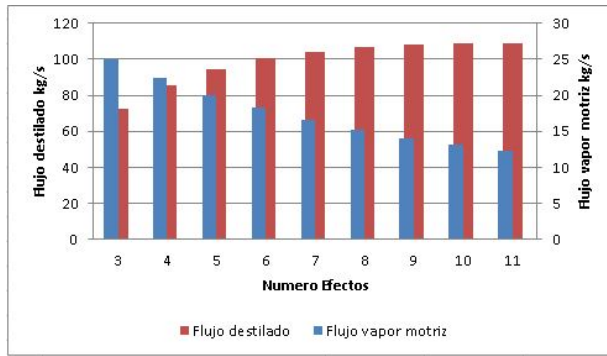
Un evaporador por efecto

Para este caso de estudio, se considera sólo un evaporador por efecto, y por lo tanto, la mitad del flujo de alimentación (75 kg/s).

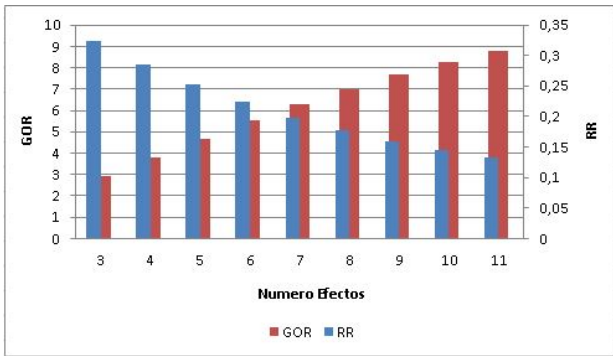
El comportamiento de las variables es similar al caso anterior, aunque se puede considerar que el flujo de destilado se estabiliza en el octavo efecto.

De los parámetros de rendimiento que se observan en la figura 4.3.1 se puede apreciar un aumento respecto al caso inicial. Si bien se tiene la mitad de agua de alimentación, la cantidad de destilado producido disminuyó un valor cercano al 45 %, es decir, se tiene un proceso más eficiente.

Finalmente, para este caso, se obtienen resultados considerando un máximo de 11 efectos.



(a) Destilado y vapor motriz variando efectos



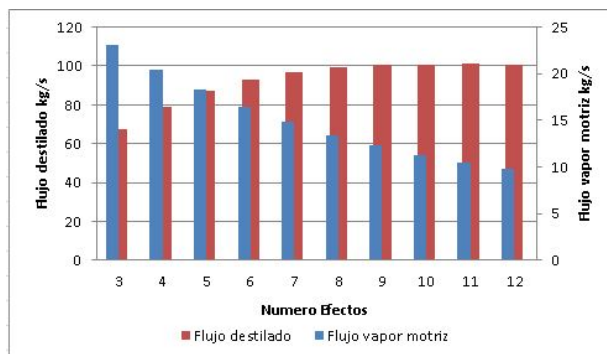
(b) GOR y RR variando efectos

Figura 4.6: Resultados considerando un evaporador por efecto

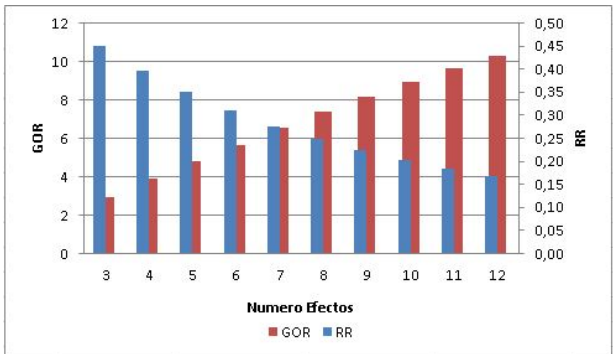
Menor flujo de alimentación

Para esta simulación, se consideran las condiciones utilizadas en la subsección anterior, pero con un flujo de alimentación de 50 kg/s , es decir, con un 33 % menos de agua.

Nuevamente, el compartimiento de las variables analizadas es similar a los casos anteriores. No obstante, esta configuración es la que ha mostrado un mejor rendimiento para el GOR y RR, como se observa en la figura 4.3.1. Se logran resultados para un máximo de 12 efectos.



(a) Destilado y vapor motriz variando efectos



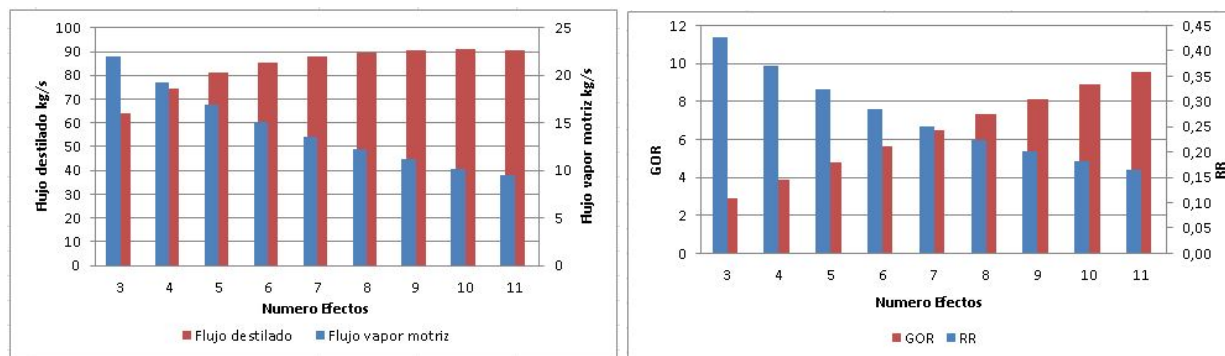
(b) GOR y RR variando efectos

Figura 4.7: Resultados considerando un flujo de alimentación de 50 kg/s

Menor área evaporador

Se mantienen las condiciones planteadas para el caso anterior, ahora, con un menor área en los evaporadores (4600 m^2).

Los resultados obtenidos siguen la tónica de las demás simulaciones, no obstante, el rendimiento de esta configuración es ligeramente peor al caso anterior.



(a) Destilado y vapor motriz variando efectos

(b) GOR y RR variando efectos

Figura 4.8: Resultados considerando un evaporador de 4600m²

4.3.2. Variación temperatura condensado primer efecto

Posterior a analizar la variación del número de efectos, se procede a estudiar el comportamiento de la planta ante cambios en otros parámetros.

Se establecen nuevas condiciones bases para el evaporador y planta, estableciendo un número de efectos constante para esta sección.

Tabla 4.2: Condiciones de simulación

Número de efectos	8
Número evaporadores	1
Área evaporador m ²	4600
Flujo alimentación efectos kg/s	50
Flujo de enfriamiento kg/s	577,88
Temp. salida 1er efecto °C	67

Los valores mostrados en la tabla 4.2 se seleccionaron a partir de los resultados obtenidos en la subsección anterior. Se considera que en todos los casos estudiados, a partir del octavo efecto la

producción de destilado se estabilizaba, por ende, se selecciona dicho tamaño de planta.

El parámetro a analizar es la temperatura de salida del condensado en el primer efecto, el cual es un “input” para el programa. Se varió entre $65\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $70\text{ }^{\circ}\text{C}$, con lo cual las temperaturas al interior del evaporador no excederán dichos valores, disminuyendo los problemas de incrustaciones.

Los resultados para este análisis se presentan en la figura 4.9, donde se observa el comportamiento de la producción de destilados, GOR y RR.

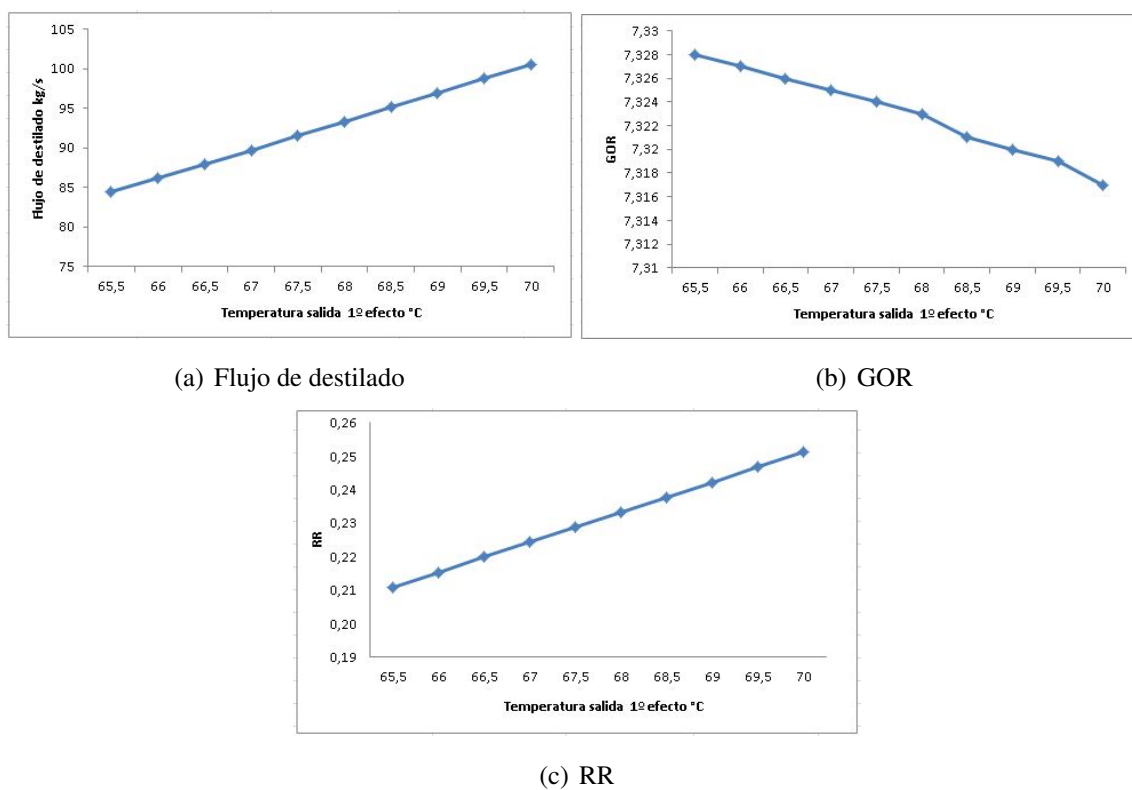


Figura 4.9: Flujo de destilado, GOR y RR en función de la variación de temperatura de salida del condensado en primer efecto.

De la figura 4.9 se observa que el flujo de destilado aumenta de forma lineal con la temperatura, llegando inclusive a una producción superior de los 100 kg/s , obteniendo un aumento del 19,18 % entre los valores mínimo y máximos analizados (figura (a)). El parámetro RR mantiene el mismo compartimiento recién descrito, teniendo un valor de 0,2514 para los $70\text{ }^{\circ}\text{C}$, lo que implica un mejor aprovechamiento del agua de alimentación (figura (c)).

En el caso del GOR, si bien en la figura (b) permite observar que su valor disminuye para una temperatura mayor, su variación es mínima. Aún cuando la cantidad de destilado aumenta, también es requerido una mayor cantidad de vapor motriz al interior de los tubos, siendo este aumento, sutilmente mayor a nivel porcentual, con respecto al del la producción de destilado (19,27 % vs 19,18 %)

4.3.3. Variación tamaño evaporador

Se itera el área del evaporador en cada efecto, entre 4600 y 5500 m^2 (todos los evaporadores de dicho tamaño en cada iteración). Los resultados se presentan en la figura 4.10.

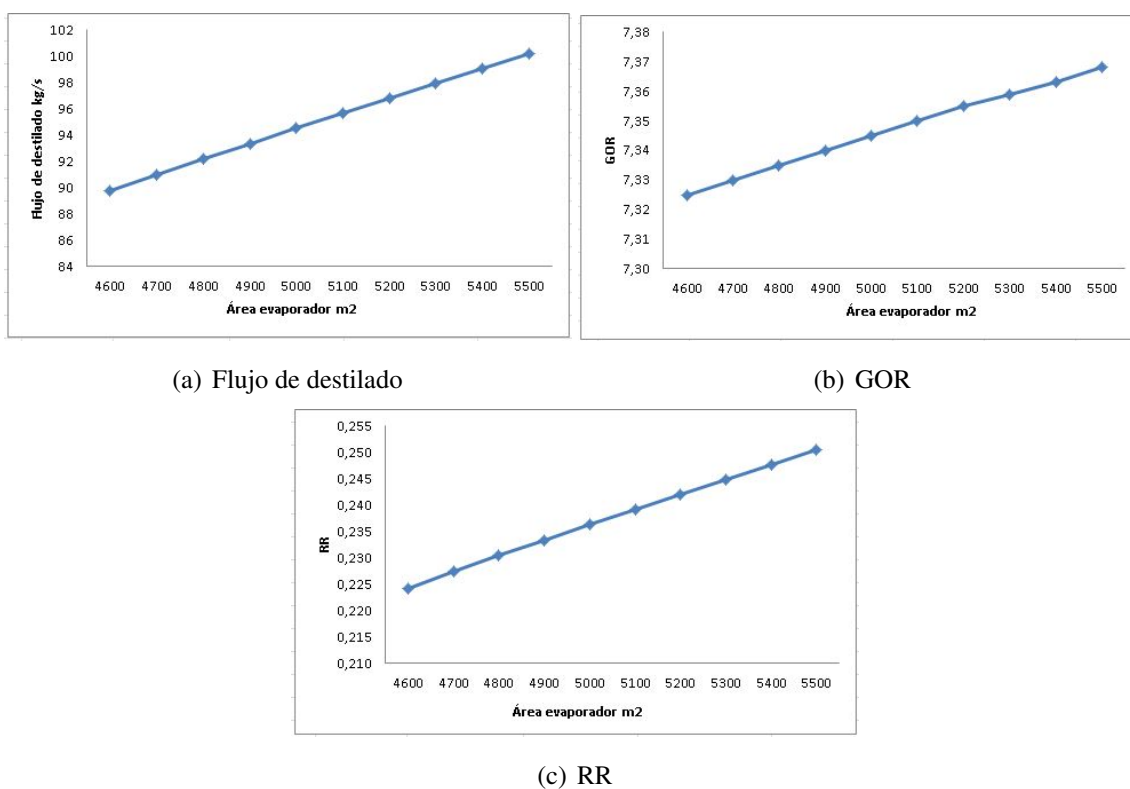


Figura 4.10: Flujo de destilado, GOR y RR en función de la variación del área del evaporador.

Como se consideran evaporadores de mayor área, se tiene que aumenta la cantidad de vapor motriz que circula en su interior, y por ende, también el aporte térmico en el primer evaporador, lo que implica una mayor generación de vapor que irá al segundo efecto; replicándose este comportamiento para los siguientes efectos.

A mayor cantidad de vapor al interior de los evaporadores, se tiene una mayor cantidad de destilado producido, la cual aumenta en un 10 % aproximadamente (figura (a)). Consecuencia de lo anterior, es de esperar que parámetro RR también aumente (figura (c)), dado que el flujo de alimentación se mantiene constante.

Respecto al GOR, si bien aumenta tanto la cantidad de destilado producido, como el vapor motriz requerido en el primer efecto, para este caso, el aumento porcentual es mayor en el destilado (11,65 % vs 10,93 %), siendo la razón del comportamiento de la curva en la figura (b). No obstante, el cambio en sus valores es mínimo, y no representan una mejoría significativa respecto al parámetro.

4.3.4. Variación flujo de alimentación

Para este análisis, se itera la cantidad de agua de alimentación que ingresa a cada evaporador, entre los 35 kg/s y 80 kg/s . Los resultados se presentan en la figura 4.11

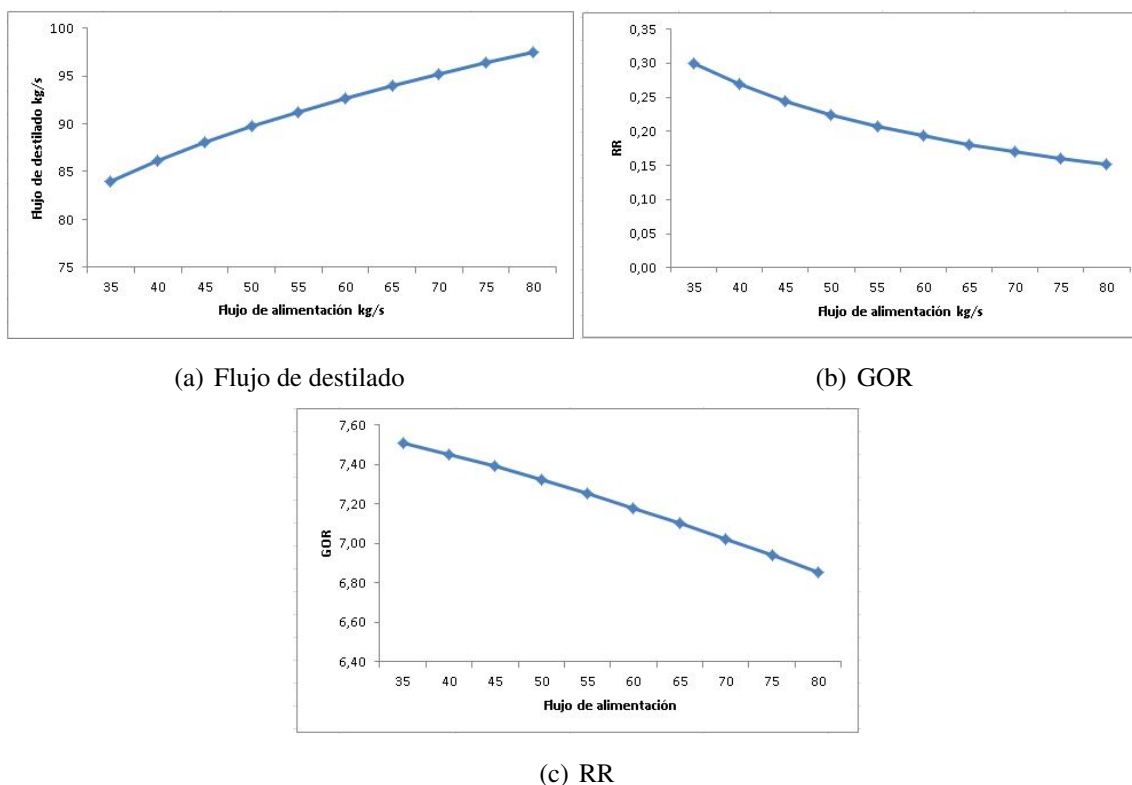


Figura 4.11: Flujo de destilado, GOR y RR en función de la variación del flujo de alimentación.

La cantidad de destilado producido aumenta a medida que ingresa más agua de alimentación (fi-

gura (a)). Es importante notar que al aumentar dicho flujo de 35 kg/s a 40 kg/s se obtuvieron $2,1 \text{ kg/s}$ más de destilado, mientras que en el intervalo 75 kg/s a 80 kg/s , la ganancia es de $1,1 \text{ kg/s}$, siendo esto la razón del tipo de curva que adopta el parámetro RR (figura (b)).

En el caso del GOR, es en este análisis donde se nota una mayor variación de su valor, el cual disminuye a medida que se consideran flujos mayores. Nuevamente, la cantidad de destilado extra producida es menor al extra de vapor que se requiere en el primer efecto, en terminos de porcentajes.

4.4. Análisis de sensibilidad

En esta sección, se analizará el comportamiento de la producción de destilado y GOR a variaciones en cuatro variables utilizadas para realizar la simulación. Para ello, se plantearon cuatro configuraciones distintas de la planta, las cuales se presentan en la tabla 4.3.

Tabla 4.3: Configuraciones de planta utilizadas para el análisis de sensibilidad

	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4
Número de efectos	8	8	4	10
Número evaporadores	2	1	1	2
Área evaporador m^2	5400	4600	3200	3800
Flujo alimentación efectos kg/s	150	75	50	100

Los parámetros utilizados, que se señalan en la tabla 4.4, se sensibilizan en un 10 %, y con ello, se obtiene la variación porcentual de las variables analizadas, y a su vez, se determina el impacto que tuvo cada uno de los parámetros en dicha variación.

Tabla 4.4: Parámetros a utilizar en el análisis de sensibilidad

Temperatura de enfriamiento $^{\circ}\text{C}$	38
Flujo de enfriamiento kg/s	577,8
Temperatura alimentación $^{\circ}\text{C}$	33
Temperatura salida condensado 1er efecto $^{\circ}\text{C}$	67

El análisis se realiza mediante la herramienta “uncertainty propagation” la cual es parte del software EES. Dado que el flujo de alimentación no es una variable a cambiar en esta sección, se optó

por no mostrar los resultados obtenidos para el parámetro RR, ya que son idénticos a los obtenidos para la producción de destilado.

Caso 1 En la figura 4.12 se aprecian los resultados obtenidos. Para esta configuración, el GOR prácticamente no varía respecto a los cambios en las variables a estudiar. No obstante, la cantidad de destilado posee una incertidumbre del 29,06 %, provocado principalmente por los cambios en la temperatura de salida del condensado del primer efecto, y en menor medida, la temperatura que ingresa el flujo de alimentación.

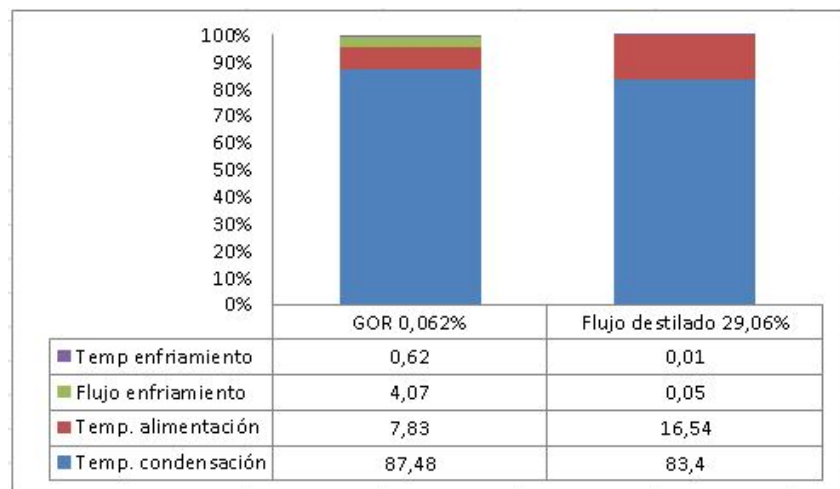


Figura 4.12: Resultados análisis de sensibilidad al variar en un 10 % parámetros del sistema, en configuración denominada “Caso 1”.

Caso 2 Para este caso, los resultados obtenidos a nivel de flujo de destilado son casi idénticos a los presentados anteriormente. La principal diferencia radica en un aumento en la incertidumbre del GOR (0,062 vs 0,2362 %) con una importante influencia en el flujo de enfriamiento, siendo la configuración donde tuvo el mayor impacto.

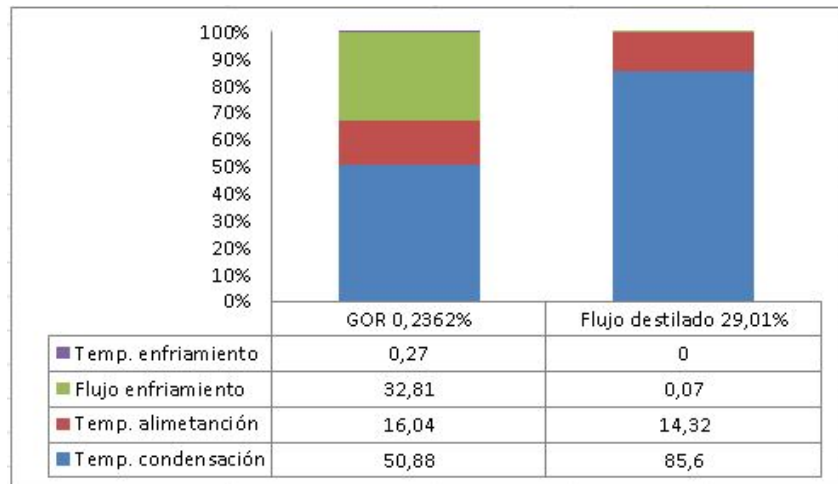


Figura 4.13: Resultados análisis de sensibilidad al variar en un 10 % parámetros del sistema, en configuración denominada “Caso 2”.

Caso 3 Esta es la configuración que presenta una mayor incertidumbre en el GOR, no obstante, sigue siendo un valor mínimo (0,44 %). A su vez, es la que presenta un menor variación respecto a la cantidad de destilado (25,80 %). Dichos resultados, se pueden deber a que es el caso donde se utilizaron los evaporadores más pequeños.

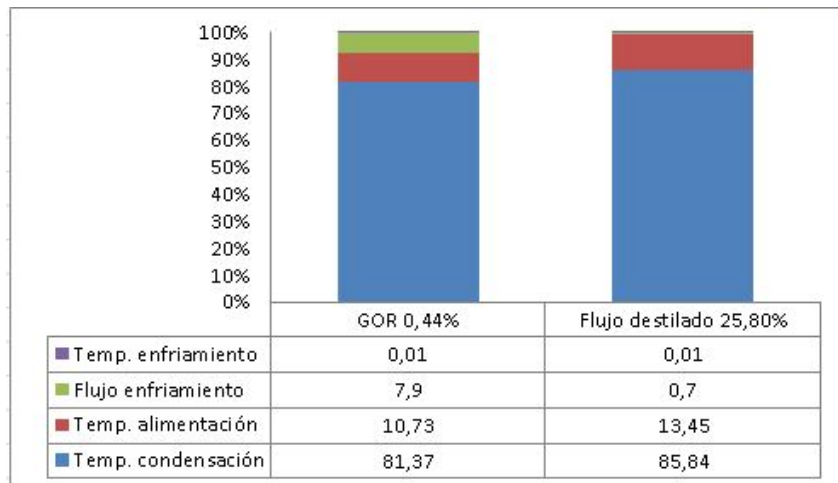


Figura 4.14: Resultados análisis de sensibilidad al variar en un 10 % parámetros del sistema, en configuración denominada “Caso 3”.

Caso 4 Este modelo de planta es el que cuenta con un mayor flujo de alimentación por evaporador en cada efecto, y a raíz de eso, la temperatura de condensación en el primer efecto tiene un

mayor impacto en la incertidumbre del GOR. Nuevamente, los resultados obtenidos para el flujo de destilado, son idénticos a los casos anteriores.

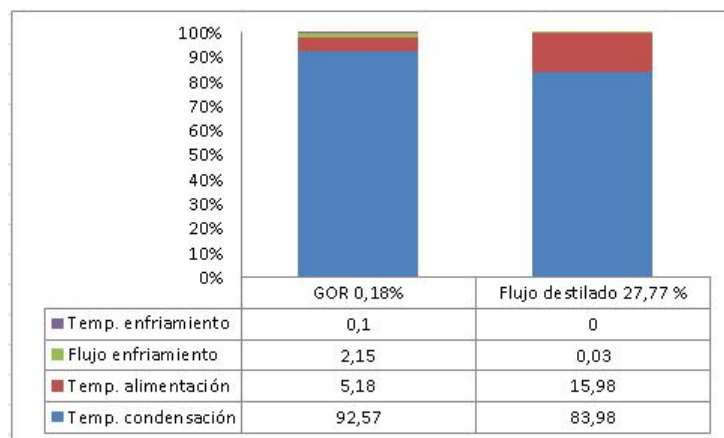


Figura 4.15: Resultados análisis de sensibilidad al variar en un 10 % parámetros del sistema, en configuración denominada “Caso 4”.

Finalmente, se tienen las siguientes observaciones generales respecto a estos análisis de sensibilidad:

- De los cuatro casos estudiados, en ninguno se obtienen grandes variaciones en la incertidumbre del GOR. Se tiene que su valor está directamente relacionado al número de efectos, de acuerdo a lo obtenido en la sección 4.3.
- El flujo de destilado mantuvo una incertidumbre entre 25-30 %, y siendo causada principalmente por la variación en la temperatura del condensado en el primer efecto ($\approx 85\%$), y en menor medida, la temperatura del agua de alimentación ($\approx 15\%$).
- Tanto el flujo como la temperatura de enfriamiento no tienen mayor impacto en las variables analizadas. Esto se puede deber a:
 - Se sobredimensiona el flujo de enfriamiento, es decir, su valor es tan elevado, que variarlo en un 10 % no afecta en los resultados.
 - A raíz de lo anterior, la temperatura de enfriamiento no influye, pues, mientras siga siendo menor a la temperatura del vapor en el último efecto, la cantidad de flujo es tal, que el vapor se terminará condensando de todas formas.

4.5. Adaptación - Plataforma Solar de Almería

La Plataforma Solar de Almería (por sus siglas, PSA) es un centro de investigación para tecnologías de concentración solar. Entre sus diversas áreas, cuentan con una planta desalinizadora por multi-efectos (MED) la cual ha sido objeto de distintos estudios en relación a esta tecnología de desalinización.

Los trabajos de Saldivia [17], Palenzuela [20] y De la Calle [21] detallan las características geométricas y de operación de dicha planta, además de entregar sus valores de funcionamiento.

Para poder realizar la validación de dicha planta, es necesario establecer algunas diferencias respecto a ciertos aspectos de operación del modelo que se desarrolló anteriormente (Ver sección 4.2), las cuales son principalmente:

- La forma de alimentación pasa a ser adelantada, es decir, la salmuera generada en el primer efecto, es la utilizada como flujo de alimentación para el segundo efecto, y así sucesivamente.
- Consecuencia del punto anterior, no existe extracción de una porción del agua que circula por los precalentadores, sino que el flujo que ingresa por el último efecto, es el mismo que llega al primero.
- Finalmente, la disposición de los efectos también se puede considerar distinta, estando ahora apilados, por ser esta, la disposición idónea para el tipo de alimentación utilizado. No obstante, esta característica no tiene mayores implicancias en la modelación desarrollada.

Se realizaron dos simulaciones y se comparan los valores obtenidos en cada efecto para temperatura de salmuera (TBT), flujo másico de salmuera y flujo másico de vapor formado, con los obtenidos en la Plataforma Solar de Almería (PSA).

Para la primera simulación se estableció que el vapor motriz desde el segundo efecto en adelante será el proveniente del precalentador anterior, es decir, considerando tanto el aporte de lo formado en el evaporador como la caja flash.

Adicional a lo mencionado, se utilizó un “Factor de Corrección (FC)” para el cálculo de $U_{\text{evaporador}}$ según lo planteado por la ecuación 3.20. Este factor responde a un ajuste considerando que la correlación se obtuvo con diferencias de temperatura en simulación de una planta de 4 efectos.

$$\dot{m}_{vapor\ motriz}[i] = \dot{m}_{precalentador}[i - 1]$$

$$\dot{m}_{precalentador}[i - 1] = \dot{m}_{vapor\ evaporacion}[i - 1] + \dot{m}_{caja\ flash}[i - 1]$$

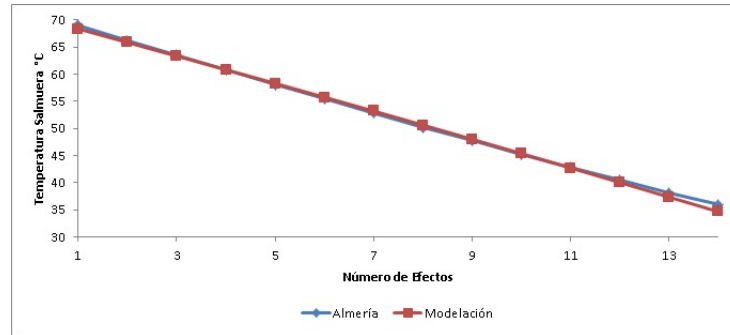


Figura 4.16: Muestra de valores obtenidos para temperatura de salmuera en modelación en primera configuración, y comparación con valores referenciales de la Plataforma Solar de Almería.

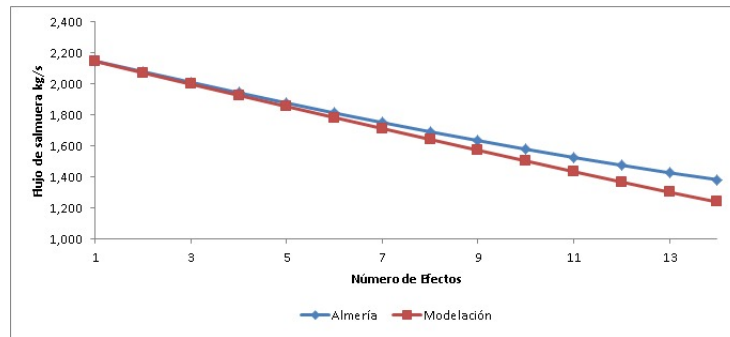


Figura 4.17: Muestra de valores obtenidos para flujo másico de salmuera en modelación en primera configuración, y comparación con valores referenciales de la Plataforma Solar de Almería.

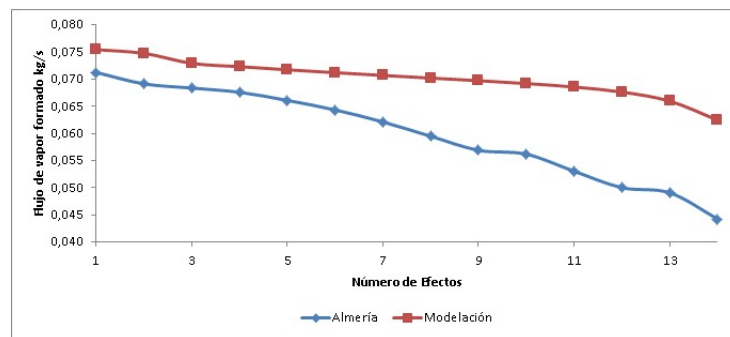


Figura 4.18: Muestra de valores obtenidos para flujo másico de vapor formado en modelación en primera configuración, y comparación con valores referenciales de la Plataforma Solar de Almería.

Las figuras 4.16, 4.17 y 4.18 muestran el desempeño de la modelación al compararla con los valores que se obtienen de la PSA. Respecto al perfil de temperatura de salmuera, se observa que los resultados obtenidos poseen gran similitud con los esperados, siendo el último efecto donde se aprecia la mayor diferencia, la cual corresponde a 3,81 %.

Del flujo de salmuera, se observan que la modelación obtuvo valores menores en todos los efectos, es decir, en cada efecto se estaba evaporando una porción mayor del flujo de alimentación, lo que se comprueba en la figura 4.18. Lo anterior se explica, es que al tener una mayor cantidad de vapor motriz (y por ende, más aporte térmico), aumenta la cantidad de vapor producido, lo que se acrecienta a medida que se avanza por cada efecto. La mayor diferencia alcanza un valor aproximado del 40 %, lo cual sugiere que ciertas consideraciones se realizaron de manera incorrecta.

Mientras que para la segunda simulación, se consideró el vapor motriz desde el segundo efecto en adelante, como exclusivamente el formado en el evaporador anterior. El hecho de realizar ambos análisis responde a la configuración especial que posee la PSA, la cual no involucra cajas flash, sino que son reemplazadas por cámaras de mezclas donde parte del destilado producido en el efecto es devuelto al mismo.

$$\dot{m}_{vapor\ motriz}[i] = \dot{m}_{vapor\ evaporacion}[i - 1]$$

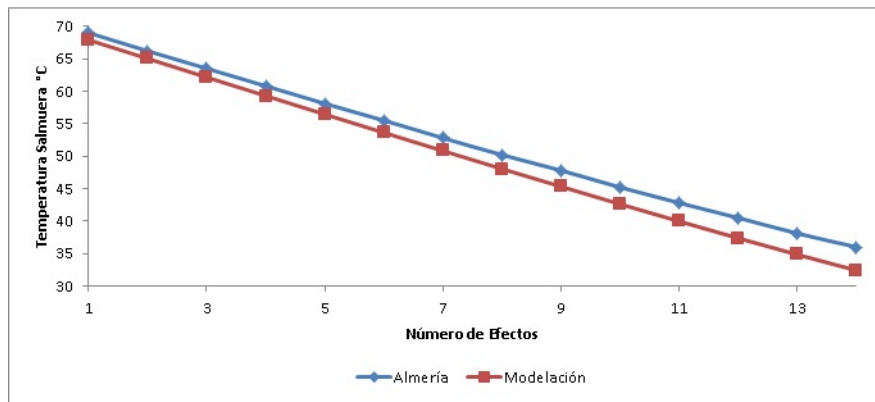


Figura 4.19: Muestra de valores obtenidos para temperatura de salmuera en modelación en segunda configuración, y comparación con valores referenciales de la Plataforma Solar de Almería.

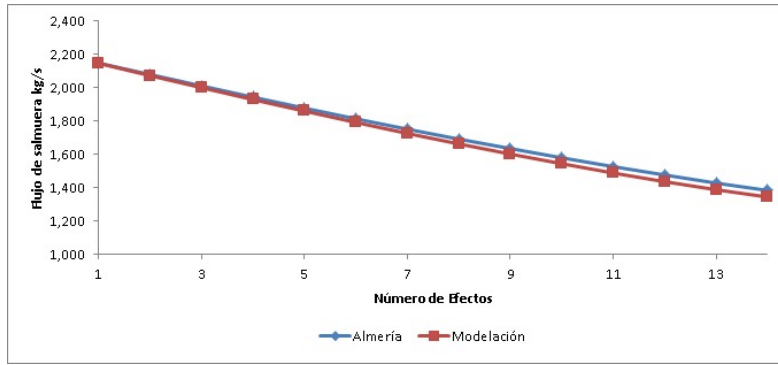


Figura 4.20: Muestra de valores obtenidos para flujo másico de salmuera en modelación en segunda configuración, y comparación con valores referenciales de la Plataforma Solar de Almería.

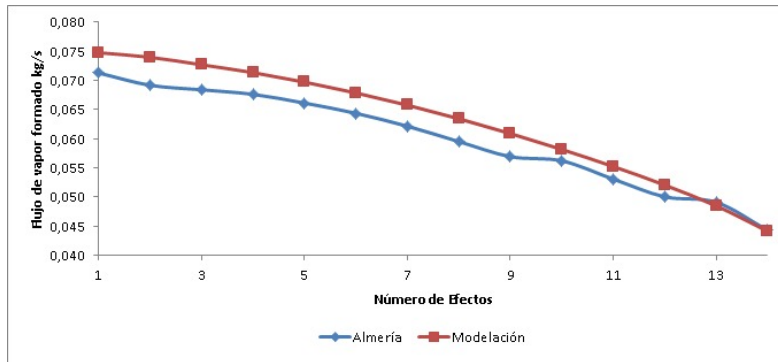


Figura 4.21: Muestra de valores obtenidos para flujo másico de vapor formado en modelación en segunda configuración, y comparación con valores referenciales de la Plataforma Solar de Almería.

Análogo a lo descrito anteriormente, las figuras 4.19, 4.20 y 4.21 reflejan el comportamiento de esta configuración, con la consideración antes mencionada. Para el perfil de temperatura de salmuera, se obtuvieron valores ligeramente menores en cada efecto, siendo en el último donde se existe la mayor diferencia, cercana al 10 %.

Para el caso de flujo de salmuera, los valores de la modelación son bastante cercanos a los obtenidos en la PSA, donde la diferencia no supera el 3 % para ningún efecto. Mientras que para el flujo de vapor formado, si bien se pueden apreciar diferencias (figura 4.21), estas son de un orden mucho menor respecto a las obtenidas en el análisis anterior. Lo anterior se explica con la consideración que se realizó esta simulación, sobre no considerar el aporte de las cajas flash al vapor motriz que ingresará al efecto posterior, lo que hace que como configuración, sea más similar a lo que efectivamente es la plataforma solar de Almería.

Capítulo 5

Conclusiones

En relación a cada uno de los capítulos estudiados, revisión bibliográfica, metodología y resultados obtenidos, es posible mencionar las siguientes conclusiones:

- Ante la escasez de agua dulce, la desalinización es la opción que a nivel mundial se ha utilizado para solventar la necesidad de este recurso. Las tecnologías térmicas poseen una posición importante en esta industria, siendo la alternativa idónea para el aprovechamiento del calor residual proveniente de otros procesos productivos. Adicional a lo mencionado, también existe la posibilidad de operar por medio de energías renovables, lo que se suma a las amplias ventajas comparativas que posee en relación a las otras tecnologías.
- Respecto a la modelación del evaporador, se vuelve necesario realizar un análisis exhaustivo de los fenómenos que ocurren en su interior, para posteriormente poder comparar aquellos parámetros que tienen mayor injerencia en el funcionamiento de la planta. De este análisis, se destaca la correlación obtenida para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor (ecuación 3.20) con la cual se pueden generar modelos numéricamente más estables, al omitir el cálculo de los coeficientes de condensación y evaporación, los cuales requerían variables que solo se podían conocer a través de métodos iterativos. El cálculo del coeficiente por este método está limitado a la diferencia de temperatura ΔT (ecuación 3.17), donde el rango para ser utilizada se establece entre los 1 y 7 °C. El error porcentual obtenido al utilizar esta correlación en la modelación de referencia no supera el orden de los 7 %, y la diferencia es aún menor al comparar los parámetros de rendimiento.
- Con lo anterior, se desarrolló un modelo que permitió estudiar diversas configuraciones de la planta MED, ya sea, variando su número de efectos, tamaño de los evaporadores, cantidad de flujo de alimentación o temperatura de salida del condensado en el primer efecto.

Con todas ellas, se analizó su comportamiento tanto en la producción de destilado como en los parámetros de rendimiento GOR y RR, demostrando un correcto funcionamiento, con resultados dentro de los rangos esperados.

- La adaptación a la Plataforma Solar de Almería, permitió generar un modelo que considera un tipo de alimentación distinta (adelantada), mientras que los resultados obtenidos difieren según el caso de análisis. Cuando se consideró que el vapor motriz era el proveniente del precalentador anterior, los resultados del perfil de flujo y temperatura de salmuera eran similares a los reportados por la PSA, pero difieren considerablemente los correspondientes al flujo de vapor formado. La segunda configuración, en la cual el vapor motriz es el proveniente solo el evaporador anterior, mostró ciertas diferencias con la temperatura de salmuera, pero mejores resultados respecto al vapor formado. Se concluye que la configuración especial de la PSA, con la inclusión de mezcladores por sobres cajas flash, es la que provoca las diferencias obtenidas.
- Respecto a la sensibilidad del modelo, se tiene que a pequeñas variaciones, los resultados pueden tener importantes cambios, lo que principalmente se evidencia con el “factor de corrección”, el cual a fluctuaciones pequeñas, reporta cambios en los perfiles de temperatura de salmuera, flujo de salmuera y flujo de vapor formado en cada efecto. Lo importante a destacar en este punto, es que el modelo se adapta a dichos cambios, obteniendo resultados que reflejan una correcta operación de la planta, mientras que la modelación de referencia no lograba obtener resultados cuando se modificaban sus variables iniciales. Esto es debido a la simplificaciones realizadas, especialmente las correspondiente al coeficiente global de transferencia de calor en los evaporadores.

Capítulo 6

Recomendaciones

En las sugerencias para los futuros trabajos que sigan esta línea investigativa, se puede mencionar:

- Incluir un análisis económico, considerando aspectos como costos de los equipos, energía necesaria para producir el vapor motriz en primer efecto, y los correspondientes a operación y mantenimiento.
- A su vez, sería interesante poder diseñar un prototipo de evaporador a escala con la instrumentación necesaria para controlar las variables necesarias en el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor.

Bibliografía

- [1] M. Auge, “Agua fuente de vida,” Buenos Aires: Universidad de Buenos Aires, p. 31, 2007.
- [2] E. Jones, M. Qadir, M. T. van Vliet, V. Smakhtin, and S.-m. Kang, “The state of desalination and brine production: A global outlook,” *Science of the Total Environment*, vol. 657, pp. 1343–1356, 2019.
- [3] I. A. Hassan, A. Sadikin, and N. M. Isa, “Numerical simulation of falling film thickness flowing over horizontal tubes,” 2017.
- [4] R. Barraza, “Solar desalination systems research and modeling process,” Master’s thesis, University of Wisconsin–Madison, 2011.
- [5] X. Mayer, J. Ruprecht, and M. A. Bari, Stream salinity status and trends in south-west Western Australia. Natural Resource Management and Salinity Division, Department of Environment, 2005.
- [6] MOP, “Estrategia nacional de recursos hídricos 2012-2025. resumen ejecutivo,” 2013.
- [7] D. G. de Aguas (DGA, “Atlas del agua chile 2016,” tech. rep., Ministerio de Obras Públicas, 2016.
- [8] M. N. del Agua, “Primer informe,” tech. rep., Ministerio de Obras Públicas, 2020.
- [9] B. D. Richter, D. Abell, E. Bacha, K. Brauman, S. Calos, A. Cohn, C. Disla, S. F. O’Brien, D. Hodges, S. Kaiser, et al., “Tapped out: how can cities secure their water future?,” *Water Policy*, vol. 15, no. 3, pp. 335–363, 2013.
- [10] E. E. E. Mercurio, “Desalinización y usos del agua de mar,” *El Mercurio*, 2020.
- [11] M. Al-Shammiri and M. Safar, “Multi-effect distillation plants: state of the art,” *Desalination*, vol. 126, no. 1-3, pp. 45–59, 1999.

- [12] H. Müller-Steinhagen and K. Heck, “A simple friction pressure drop correlation for two-phase flow in pipes,” *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, vol. 20, no. 6, pp. 297–308, 1986.
- [13] K. G. Nayar, M. H. Sharqawy, L. D. Banchik, et al., “Thermophysical properties of seawater: a review and new correlations that include pressure dependence,” *Desalination*, vol. 390, pp. 1–24, 2016.
- [14] M. Dobson and J. Chato, “Condensation in smooth horizontal tubes,” 1998.
- [15] M. Asadi and R. H. Khoshkhoo, “Investigation into fouling factor in compact heat exchanger,” *International Journal of Innovation and Applied Studies*, vol. 2, no. 3, pp. 238–249, 2013.
- [16] W. Parken, L. Fletcher, V. Sernas, and J. Han, “Heat transfer through falling film evaporation and boiling on horizontal tubes,” 1990.
- [17] D. Saldivia, C. Rosales, R. Barraza, and L. Cornejo, “Computational analysis for a multi-effect distillation (med) plant driven by solar energy in chile,” *Renewable energy*, vol. 132, pp. 206–220, 2019.
- [18] T. L. Bergman, F. P. Incropera, D. P. DeWitt, and A. S. Lavine, *Fundamentals of heat and mass transfer*. John Wiley & Sons, 2011.
- [19] K. Wangnick, “How incorrectly determined physical and constructional properties in the seawater and brine regimes influence the design and size of an msf desalination plant—stimulus for further thoughts,” in *Proceedings of the IDA World congress on desalination and water science*, vol. 2, pp. 201–218, 1995.
- [20] P. Palenzuela, A. S. Hassan, G. Zaragoza, and D.-C. Alarcón-Padilla, “Steady state model for multi-effect distillation case study: Plataforma solar de almería med pilot plant,” *Desalination*, vol. 337, pp. 31–42, 2014.
- [21] A. de la Calle, J. Bonilla, L. Roca, and P. Palenzuela, “Dynamic modeling and simulation of a solar-assisted multi-effect distillation plant,” *Desalination*, vol. 357, pp. 65–76, 2015.

Anexo A

Correlaciones y ecuaciones utilizadas en modelamiento de equipos

Tabla A.1: Correlaciones utilizadas en modelación de Evaporador y Precalentador para el cálculo de coeficiente global de transferencia de calor.

Correlación	Uso	Ecuaciones utilizadas
Parkes & Fletcher [16]	Cálculo del coeficiente de evaporación al exterior de un tubo. Evaporador	$T_{promedio} = \frac{T_{pared;out} + T_{BT}}{2}$ $\nu = SW_{Viscosity}(T_{promedio}; S_{agua})$ $k = SW_{Conductivity}(T_{promedio}; S_{agua})$ $Pr = SW_{Prandtl}(T_{promedio}; S_{agua})$ $\mu = SW_{Viscosity}(T_{promedio}; S_{agua})$ $Re = \frac{4\dot{m}}{\mu}$ $\Gamma = \frac{\dot{m}}{\pi \cdot D_{ext}}$ $H_{evap;ext} \cdot \left(\frac{\nu^2}{g \cdot k^3}\right)^{1/3} = 0,00082 \cdot Re^{0,1} \cdot Pr^{0,65} \cdot q^{0,4}$
Dobson & Chato [14]	Cálculo del coeficiente de condensación al interior de un tubo. Evaporador	$H_{cond;int} = 0,555 \cdot \left(\frac{\rho_{av} \cdot g \cdot k_{av}^3 \cdot \lambda^* \cdot (\rho_{av} - \rho_{sat})}{D_{int} \cdot \mu_{av} \cdot (T_{av} - T_w)}\right)^{0,25}$ $\lambda^* = \lambda_s + 0,68 \cdot Cp_{av} \cdot (T_{sat} - T_w)$
Nusselt [18]	Cálculo del coeficiente de condensación al exterior de un tubo. Precalentador	$H_{cond;ext} = 0,729 \cdot \left(\frac{\rho_l \cdot g \cdot k_l^3 \cdot \lambda^* \cdot (\rho_l - \rho_{sat})}{D_{ext} \cdot \mu_l \cdot (T_l - T_w)}\right)^{0,25}$ $\lambda^* = \lambda_s + 0,68 \cdot Cp_{av} \cdot (T_{sat} - T_w)$
Wangnick [19]	Cálculo del coeficiente de convección para salmuera al interior de un tubo. Precalentador	$H_{conv,salm} = \frac{3293,5 + T_s \cdot (84,24 - 0,1714 \cdot T_s) - S_s \cdot (8,471 - 0,1161 \cdot S_s + 0,2716 \cdot T_s)}{\left(\frac{D_{int}}{0,17272}\right)^{0,2} \cdot (0,656 \cdot V)^{0,8} \cdot \frac{D_{int}}{D_{ext}}}$

Anexo B

Código EES - Validación PSA

```
1
2 "GEOMETRA_EVAPORADOR"
3 A_total = 28,3 [m^2]
4 Largo = 1,86[m]
5 D_ext = 14 [mm]*convert(mm;m)
6 Espesor = 0,7 [mm]*convert (mm;m)
7 D_int = D_ext - 2*Espesor
8 A_tubo_ext = pi# * D_ext * Largo
9 A_tubo_int = pi# * (D_int^2)/4
10 N_tubos = A_total / A_tubo_ext
11
12 N = 14 "Numero_de_efectos"
13 FC = 1,0 "Factor_correci_n_correlaci_n"
14
15 P_agua = 100 *convert (kPa;MPa) "INPUT" "presi_n_del_flujo_de_alimentaci_n"
16
17 Duplicate i = 1;1
18
19 x_in[i]=1 "calidad_de_ingreso"
20 x_out[i] = 0 "calidad_de_salida"
21
22 "EVAPORADOR_1"
23
24 m_dot_agua[i] =8000 *convert(kg/h;kg/s) "INPUT" "Flujo_de_alimentacion"
25 S_agua[i] = 35 [g/kg] "INPUT" "Salinidad_flujo_de_alimentacion"
26 TBT[i] = T_vapor[i] + BPE[i] "Temperatura_de_salmuera"
27 BPE[i] = SW_BPE(TBT[i] ; S_salmuera[i] ) "Elevaci_n_punto_de_ebullici_n"
28
```

```

29 DELTAQ[i] = U_E[i] * A_total * DELTAT[i] "Ecuacion_transferencia_de_calor"
30 DELTAT[i] = T_avg[i] - TBT[i] "Diferencia_de_temperatura_en_evaporador"
31 T_avg[i] = (T_vapor_out[i] + T_vapor_in[i])/2 "Temperatura_promedio_al_
    interior_de_los_tubos"
32 DELTAT2[i] = T_vapor_in[i] - TBT[i] "Diferencia_de_temperatura_para_
    correlacion_de_U"
33 U_E[i] = FC*(8,72129255E+02+6,01652235E+02*DELTAT2[i] - 6,21358778E+00*DELTAT2[
    i]^2-1,15755999E+01*DELTAT2[i]^3+9,77376784E-01*DELTAT2[i]^4) "Correlacion
    para_coeficiente_de_transferencia_evaporador"
34
35
36 DELTAQ[i] = m_dot_vapor[i] * (h_vapor_in[i] - h_vapor_out[i])
37 h_vapor_in[i] = Enthalpy(Steam;T=T_vapor_in[i];x=x_in[i]) "Entalpia_del_vapor
    ingresado_en_tubos"
38 h_vapor_out[i] = Enthalpy(Steam;T=T_vapor_out[i];x=x_out[i]) "Entalpia_del_
    condensado_saliedo_de_los_tubos"
39
40 m_dot_vapor[i] = 0,082 [kg/s] "INPUT" "Flujo_de_vapor_motriz_primer_efecto"
41 T_vapor_in[i] = 70,8 [C] "Temperatura_ingreso_vapor_motriz"
42 T_vapor_out[i] = T_sat(Water;P=P_out[i]) "Temperatura_salida_del_condensado"
43
44 h_agua[i] = SW.Enthalpy(T_agua[i]; S_agua[i];P_agua) "Entalpia_flujo_de_
    alimentacion"
45 h_salmuera[i] = SW.Enthalpy(TBT[i]; S_salmuera[i];P_agua) "Entalpia_de_
    salmuera_de_rechazo"
46 h_vapor_evaporacion[i] = Enthalpy(Steam;T=T_vapor[i];x=1) "Entalpia_vapor_
    formado"
47
48 m_dot_agua[i] = m_dot_salmuera[i] + m_dot_vapor_evaporacion[i] "Balance_de_
    masa"
49 m_dot_agua[i]*S_agua[i] = m_dot_salmuera[i] * S_salmuera[i] "Balance_de_sal"
50 m_dot_agua[i] * h_agua[i] + DELTAQ[i] = m_dot_salmuera[i]*h_salmuera[i] +
    m_dot_vapor_evaporacion[i]*h_vapor_evaporacion[i] "Balance_de_energ_a"
51
52 P_evaporador[i] = P_sat(Water;T = T_vapor[i]) "Presion_interior_del_
    evaporador"
53 P_evaporador_vapor[i] = P_sat('Steam';T = T_vapor_in[i]) "Presion_ingreso_
    interior_de_los_tubos"
54 DELTAP[i] = DELTAP_2phase_horiz('Steam';G[i]; P_evaporador_vapor[i]; D_int;
    Largo; x_in[i]; x_out[i]) "Cada_de_presion"

```

```

55 G[i] = (m_dot_vapor[i]/N_tubos)/A_tubo_int "Flujo_de_vapor_por_secci_n_
    transversal"
56 P_out[i] = P_evaporador_vapor[i] - DELTAP[i] "Presi_n_de_salida_en_los_tubos"
57
58 end
59
60 Duplicate i = 2;N
61
62 x_out[i] = 0 "calidad_de_salida"
63
64 "Evaporador_2_al_14"
65
66 m_dot_vapor[i] = m_dot_vapor_evaporacion[i-1] "Vapor_formado_efecto_anterior_
    es_motriz_en_efecto_i" "revisar_utilizar_m_dot_vapor_PC_seg_n_
    configuraci_n"
67 T_vapor_in[i] = T_vapor[i-1] "Temperatura_vapor_motriz_es_la_temperatura_del_
    vapor_formado_en_evaporador_anterior"
68
69 DELTAQ[i] = U_E[i] * A_total * DELTAT[i]
70 DELTAT[i] = T_avg[i] - TBT[i]
71 T_avg[i] = (T_vapor_out[i] + T_vapor[i-1])/2
72 DELTAT2[i] = T_vapor[i-1] - TBT[i]
73 U_E[i] = FC*(8,72129255E+02+6,01652235E+02*DELTAT2[i] - 6,21358778E+00*DELTAT2
    [i]^2-1,15755999E+01*DELTAT2[i]^3+9,77376784E-01*DELTAT2[i]^4)
74
75 DELTAQ[i] = m_dot_vapor[i] * (h_vapor_in[i] - h_vapor_out[i])
76
77 h_vapor_in[i] = Enthalpy(Steam;T=T_vapor_in[i];x=x_in[i])
78 h_vapor_out[i] =Enthalpy(Steam;T=T_vapor_out[i];x=x_out[i])
79 T_vapor_out[i] =T_sat(Water;P=P_out[i])
80
81 TBT[i] = T_vapor[i] + BPE[i]
82 BPE[i] = SW_BPE(TBT[i] ; S_salmuera[i])
83
84 h_salmuera[i] = SW_Enthalpy(TBT[i]; S_salmuera[i];P_agua)
85 h_vapor_evaporacion[i] = Enthalpy(Steam;T=TBT[i];P=P_evaporador[i])
86
87 "Ecuaciones_para_alimentacion_adelantada"
88 m_dot_salmuera[i-1] = m_dot_salmuera[i] + m_dot_vapor_evaporacion[i] "Balance_
    de_masa"

```

```

89 m_dot_salmuera[i-1]*S_salmuera[i-1] = m_dot_salmuera[i] * S_salmuera[i] "
    Balance_de_sal"
90 m_dot_salmuera[i-1]*h_salmuera[i-1] + DELTAQ[i] = m_dot_salmuera[i]*h_salmuera
    [i] + m_dot_vapor_evaporacion[i]*h_vapor_evaporacion[i] "Balance_de_
    energia"
91
92 P_evaporador[i] = P_sat(Water;T = T_vapor[i])
93 P_evaporador_vapor[i] = P_sat(Water;T = T_vapor[i-1])
94 DELTAP[i]= DELTAP_2phase_horiz('Steam';G[i]; P_evaporador_vapor[i]; D_int;
    Largo; 1{x_in[i]}; x_out[i])
95 G[i] = (m_dot_vapor[i]/N_tubos)/A_tubo_int
96 P_out[i] = P_evaporador_vapor[i] - DELTAP[i]
97
98 end
99
100 "*****"
101 "Caja_Flash"
102 "*****"
103 m_dot_vapor_CJ[1] = 0 "Condicion_de_borde"
104 m_dot_destilado[1] = 0 "Condicion_de_borde"
105 h_destilado[1] = 0 "Condicion_de_borde"
106
107 duplicate i = 2;N
108 m_dot_d_PC[i-1] + m_dot_destilado[i-1] + m_dot_vapor[i] = m_dot_vapor_CJ[i]
    + m_dot_destilado[i] "balance_de_masa_caja_flash"
109 m_dot_d_PC[i-1] * h_destilado[i-1] + m_dot_destilado[i-1] * h_destilado[i-1]
    + m_dot_vapor[i] * h_vapor_out[i]= m_dot_vapor_CJ[i] * h_vapor_CJ[i] +
    m_dot_destilado[i] * h_destilado[i] "balance_de_energ_a_caja_flash"
110 h_destilado[i] = Enthalpy(Water;x=0;P=P_evaporador[i]) "entalp_a_flujo_
    condensado_en_caja_flash"
111 h_vapor_CJ[i] = Enthalpy(Water;x=1;P=P_evaporador[i]) "entalp_a_del_vapor_
    producido_en_caja_flash"
112 end
113
114 "*****"
115 "PRE-HEATER"
116 "*****"
117 A_PC = 5[m^2] " rea_de_los_Precalentadores"
118 m_dot_agua_PC[N] = m_dot_agua[1] "Balance_de_masa"
119 T_agua[1] = T_agua_PC[1] "Condicion_de_salida_del_precalentador_primer_efecto"
120

```

```

121 Duplicate i=1;N-1
122
123 Cp_agua_sh_PC[i] = SW_SpcHeat(T_agua_PC[i]; S_agua[1]; P_agua)
124
125 m_dot_vapor_PC[i] = m_dot_vapor_evaporacion[i] + m_dot_vapor_CJ[i] "balance
    de_masa_flujos_de_vapor"
126 m_dot_agua_PC[i] = m_dot_agua[1] "balance_de_masa_flujo_de_agua"
127 {m_dot_vapor_PC[i] * (x_in[i+1]) = m_dot_vapor[i+1] "input_para_siguiente
    evaporador"}
128 m_dot_vapor_PC[i] * (1 - x_in[i+1]) = m_dot_d_PC[i] "porcion_de_destilado
    generado_en_precalentador , por_cada_de_calidad"
129
130 "saturation_section"
131
132 epsilon_sat_PC[i] = HX('counterflow{shell&tube_1}'; Ntu_sat_PC[i];
    C_min_sat_PC[i]; 999999[W/K]; 'epsilon') "funcion_para_efectividad_por
    m_todo_NTU"
133 epsilon_sat_PC[i] = Q_sat_PC[i] / Q_sat_PC_max[i] "efectividad"
134
135 C_min_sat_PC[i] = m_dot_agua_PC[i] * Cp_agua_sat_PC[i] "capacitancia_minima"
136 Cp_agua_sat_PC[i] =SW_SpcHeat(T_agua_PC[i+1]; S_agua[1]; P_agua)
137 Q_sat_PC_max[i] = C_min_sat_PC[i] * (T_vapor[i] - T_agua_PC[i+1]) "maximo
    calor_transferible_en_precalentador"
138
139 Q_sat_PC[i] = m_dot_agua_PC[i] * Cp_agua_sh_PC[i] * (T_agua_PC[i] - T_agua_PC[
    i+1]) "calor_transferido_en_precalentador"
140 Q_sat_PC[i] = m_dot_vapor_PC[i] * ( h_vapor_PC[i] - h_vapor_out_PC[i])
141
142 NTU_sat_PC[i] = UA_sat_PC[i] / C_min_sat_PC[i] "NTU"
143
144 h_vapor_PC[i] = Enthalpy(Water;P=P_evaporador[i];x=1) "entalpia_vapor
    saturado_en_PC"
145 h_vapor_out_PC[i] = Enthalpy(Steam;P = P_evaporador[i];x=x_in[i+1]) "
    Entalpia_vapor_saliendo_del_PC"
146
147 U_sat_PC[i] = 6,73217302E+01+7,43464506E+01*T_vapor[i]-1,16534474E+00*T_vapor[
    i]^2+7,33381317E-03*T_vapor[i]^3 "Correlacion_para_coeficiente_U"
148 UA_sat_PC[i] =U_sat_PC[i] *A_PC
149
150 end
151

```

```

152
153 "*****"
154 "CONDENSER"
155 "*****"
156 A_cond = 18,3 [m^2] " rea _condensador"
157 m_dot_agua = m_dot_agua[1] "flujo _m sico _de _alimentaci n"
158 T_agua = 25 [C] "Input" "Temperatura _de _ingreso _de _agua _al _condensador _ (y _
    sistema)"
159
160 Cp_agua_C = (Cp_agua_in_C + Cp_agua_out_C)/2 "CP _promedio"
161 Cp_agua_in_C = SW_SpcHeat(T_agua; S_agua[1]; P_agua)
162 Cp_agua_out_C = SW_SpcHeat(T_agua_PC[N]; S_agua[1]; P_agua)
163
164 T_agua_PC[N] = T_agua_sh_C "Condici n _de _acople _ ltimo _precalentador _y _
    condensador"
165
166 epsilon_C = HX('counterflow{shell&tube_1}'; Ntu_C; C_min_C; 999999[kW/K]; '
    epsilon') "efectividad _por _m todo _NTU" "probar _epsilon _fijo _en _caso _de _
    error"
167 epsilon_C = Q_C / Q_C_max "Efectividad"
168
169 Q_C_max = C_min_C * (T_vapor[N] - T_agua) "m ximo _calor _transferible _en _
    condensador"
170 C_min_C = (m_dot_agua + m_dot_enfriamiento) * Cp_agua_C "Capacitancia _m nima"
171
172 Q_C = (m_dot_agua + m_dot_enfriamiento) * Cp_agua_C * (T_agua_sh_C - T_agua)
    "Calor _transferido _secci n _de _saturaci n"
173 Q_C = (m_dot_vapor_evaporacion[N] + m_dot_vapor_CJ[N]) * (h_vapor_C - h_cond)
174
175 h_vapor_C = Enthalpy(Water; P=P_evaporador[N]; x=1) "Entalp a _vapor _saturado"
176 h_cond = Enthalpy(Water; T=T_vapor[N]; x=0) "Entalp a _l quido _saturado"
177
178 NTU_C = UA_Cond / C_min_C "NTU"
179 U_Cond = 6,73217302E+01 + 7,43464506E+01 * T_vapor[N] - 1,16534474E+00 * T_vapor[N]
    ^2 + 7,33381317E-03 * T_vapor[N]^3 "Correlaci n _para _coeficiente _de _
    transferencia _precalentador"
180 UA_Cond = U_Cond * A_cond
181
182 GOR = m_dot_destilado / (m_dot_vapor[1]) "gain _output _ratio"
183 RR = m_dot_destilado / m_dot_agua "recovery _ratio"

```

```
184 | m_dot_destilado = m_dot_destilado[N] + m_dot_vapor_evaporacion[N] +  
    | m_dot_vapor_CJ[N] "Flujo_de_destilado_producido"
```