

Trabajo Fin de Grado

Ingeniería Química

Diseño de una planta desalinizadora de 20.000 m³/día basada en una tecnología de destilación multiefecto (MED)

Autor: Manuel Pérez Gómez

Tutora: Custodia Fernández Baco

Dep. de Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2017



Proyecto Fin de Grado
Ingeniería Química

**Diseño de una planta desalinizadora de
20.000 m³/día basada en una tecnología de
destilación multiefecto (MED)**

Autor:

Manuel Pérez Gómez

Tutor:

Custodia Fernández Baco

Profesora Colaboradora

Dep. de Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2017

A mi familia

A mis maestros

Agradecimientos

*La realización de este documento ha sido realizada en gran parte a la ayuda de mi Familia y profesores que he ido teniendo a lo largo de los cuatro años de universidad.
Y especial mención a mi Tutora Custodia, por todo el tiempo y la dedicación empeñada en este documento.*

*Manuel Pérez Gómez
Estudiante de Ingeniería Química
Sevilla, 2017*

Resumen

En el presente documento se realiza el diseño de una planta desalinizadora de una producción 20.000 metros cúbicos diarios basada en una tecnología de destilación multiefecto. Donde se es capaz de abastecer a una población de 140.000 habitantes. Se realizará un estudio para comprobar su viabilidad o no, comparando el precio al que se debe de vender el agua potable.

Posteriormente se realizará un estudio económico sobre la viabilidad de la implantación conjunta de una planta termosolar y la planta desalinizadora. Ya que la desalinización, se puede realizar con el calor residual producido a la salida de la turbina de vapor de la planta termosolar.

Abstract

In this document is performed the design of a desalination planta for a production of 20.000 cubic meters per day, based on a multi-effect distillation technology. Where it is able to supply a population of 140.000 habitants. A study will be carried out to verify its feasibility or not, comparing the price at which the potable water must be sold.

Later, an economic study will be carried out on the viability of the implantation of a thermosolar plant and the desalination plant. As the desalination plant can operate with the residual heat produce at the outlet of the steam turbine of the thermosolar plant.

Índice

Agradecimientos	vii
Resumen	vii
Abstract	viii
Índice	ix
Índice de Tablas	xiii
Índice de Figuras	xv
Notación	xvii
1. OBJETIVOS	1
2.INTRODUCCIÓN	4
2.1. Características del agua de mar	
5 2.2. La desalación en España	6
2.3. Pretratamientos	8
2.3.1. Inscrustaciones	9
2.3.2. Desgasificación y decarbonatación	9
2.3.3. Materia en suspensión	9
2.3.4. Corrosión	11
2.4. Desalinización	11
2.4.1. Clasificación de técnicas de desalinización según principio	11
2.4.2. Clasificación de técnicas de desalinización según energía utilizada	12
2.4.3. Principales técnicas de desalinización	13
2.4.3.1. Destilación Flash Multi-etapa (MSF)	13
2.4.3.2. Destilación Multi-efecto (MED)	13
2.4.3.3. Destilación de Vapor Comprimido (VC)	14
2.4.3.4. Osmosis Inversa (RO)	15
2.4.3.5. Comparativa de las distintas tecnologías	16
2.5. Postratamiento	17
2.5.1 Técnicas para la remineralización de las aguas desaladas	18

3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	20
3.1 Sistemas de Evaporación / Destilación	21
3.2. Destilación multiefecto (MED)	22
3.3. Diagramas de flujo, Balances de Materia y Energía	23
3.3.1 Balance de materia global	24
3.3.2. Parámetros relevantes	24
3.3.3. Procesos en etapas	25
3.3.4. Balance de energía	26
3.4 Características típicas de las instalaciones	27
3.5. Disposición de la salmuera restante	28
4 ESTIMACIÓN DE COSTES	30
4.1. Datos económicos	31
4.2 Listas de equipos y su coste	32
4.2.1 Evaporadores	32
4.2.2. Intercambiadores de Calor	33
4.2.4. Tanques	35
4.2.4. Servicios	35
5. CÁLCULOS	37
5.1. Datos de partida	37
5.2. Balance de Materia	40
5.3. Captación del Agua de mar	40
5.3.1. Emisario submarino	41
5.3.2. Tubería de conducción	41
5.3.3. Cántara de Bombeo	41
5.4. Pretratamiento	41
5.4.1. Cloración	41
5.4.2. Coagulación	42
5.4.3. Acidificación	42
5.4.4. Filtros de Arena Horizontales	43
5.4.5. Anti-incrustante y Anti-oxidante	44
5.5. Dimensionamiento evaporadores	44
5.5.1. Procedimiento de cálculos en EES para el número óptimo de evaporadores	51

5.5.2. Valor de la función objetivo con coste del agua fijo	54
5.5.3. Comparación del área de los evaporadores	54
5.5.4. Coste total de los evaporadores	55
5.5.5. Caudal producto del último evaporador	57
5.5.6. Consumo de vapor vivo	58
5.5.7. Coste de operación anual del vapor vivo	58
5.5.8. Comparativa entre la inversión realizada y el coste de operación	59
5.5.9. Punto muerto de la inversión a partir del coste del agua producto	61
5.5.10. Características de los evaporadores elegidos	62
5.6. Recuperación energética	63
5.6.1. Características del condensador	65
5.6.2. Variación del consumo de vapor vivo	66
5.6.3. Coste del agua	67
5.7. Remineralización	69
5.8 Depósitos de Agua potable	70
5.9 Normativa utilizada	71
6. COGENERACIÓN CON CENTRAL TERMOSOLAR	72
6.1. Sistemas que componen una Planta Termosolar	74
6.1.1. Campo solar	74
6.1.2. Sistema HTF - Sales Térmicas	74
6.1.3. Ciclo Agua - Vapor	75
6.1.4. Turbina de Vapor	75
6.2. Implantación de una planta desalinizadora en una planta Termosolar	75
6.3. Especificación química de agua y vapor para el funcionamiento de la turbina de vapor	77
6.3.1. Tratamiento de agua de alimentación	77
6.3.2. Tratamiento de agua de calderas	78
6.3.3. Requerimientos de agua de alimentación y de atemperación de vapor de agua	78
6.4. Implantación de la planta desalinizadora diseñada en la planta termosolar de VALLE 1 Y VALLE 2	79
6.5. Simulación de la planta termosolar y la planta desalinizadora	80
6.5.1. Producción de agua desalada adaptada a la planta termosolar	81
6.5.2. Coste del agua potable obtenida en simbiosis con la planta termosolar	82
6.5.3. Comparación de la planta desalinizadora de tres evaporadores adaptada a la planta termosolar y la planta desalinizadora diseñada de tres evaporadores de	

producción 20.000 m ³ /día	83
7. PLANOS Y PERSPECTIVA DE MAQUETA 3D	85
8. CONCLUSIONES	88
9. REFERENCIAS	90
ANEXO 1: CÓDIGOS EES	92
ANEXO 2: CÁLCULO “U” CONDENSADOR	116

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Características típicas del agua de mar	5
Tabla 2.2 Clasificación del tipo de agua según los sólidos disueltos totales	6
Tabla 2.3 tipos de materiales más usados típicamente en tecnologías de desalinización	10
Tabla 2.4 Clasificación de procesos de desalación por las distintas formas de energía	12
Tabla 2.5: Comparación de las distintas tecnologías de desalinización.	16
Tabla 2.6: Técnicas para la remineralización de las aguas desaladas.	19
Tabla 4.1. Índices CEPCI	30
Tabla 4.2. Factores de corrección para evaporadores	32
Tabla 4.3. Factores de corrección por material para evaporadores	33
Tabla 4.4. Factores de corrección para intercambiadores de calor.	34
Tabla 4.5. Factores de corrección por material para intercambiadores de calor.	34
Tabla 4.6. Factores de corrección para tanques	35
Tabla 4.7: Coste indicativo medio de los servicios en Europa	36
Tabla 5.1. Resumen de los requisitos del nivel del servicio de agua para promover la salud	37
Tabla 5.2. Sustancias y propiedad químicas influyentes en la aceptabilidad del agua para uso doméstico	38
Tabla 5.3. Comparación de la función objetivo obtenida en cada distinto evaporador	54
Tabla 5.4. Comparación del área total de los evaporadores frente al número de evaporadores	55
Tabla 5.5. Comparación del coste total de los evaporadores actualizado frente al número de evaporadores	56
Tabla 5.6: Comparación del caudal producto del último evaporador frente al número de evaporadores	57
Tabla 5.7. Comparación del caudal de vapor vivo necesario frente al número de evaporadores	58
Tabla 5.8. Comparación del coste de vapor vivo anual frente al número de evaporadores	59
Tabla 5.9. Valor de las diferentes presiones que minimizan el valor del coste del agua	61
Tabla 5.10. Valor del agua producto para los distintos números de evaporadores	62
Tabla 5.11. Resumen de los principales datos obtenidos	63
Tabla 5.12. Calor que se transmite al condensar la última corriente.	65
Tabla 5.13. Comparación del área de condensador necesaria frente al número de evaporadores.	66
Tabla 5.14. Comparación del consumo de vapor vivo frente al número de evaporadores.	67
Tabla 5.15. Comparación del coste del agua para el distinto número de evaporadores con condensador	67

Tabla 6.1. Requerimientos de agua de alimentación y agua para la atemperación del vapor	78
Tabla 6.2. Caudal de agua potable producido para un distinto número de evaporadores.	81
Tabla 6.3. Porcentaje de agua producto destinado a la planta termosolar	82
Tabla 6.4. Coste del agua potable para un distinto número de evaporadores.	82
Tabla 6.5. Comparación de datos tras simular con y sin planta termosolar	83

ÍNDICE DE FIGURAS Y GRÁFICAS

Figura 2.1. Porcentaje de Agua dulce en el mundo	2
Figura 2.2. WSI en los distintos países.	3
Figura 2.3. Porcentaje de cada tipo de agua dulce	4
Figura 2.4. Plantas desalinizadores en la península ibérica	7
Figura 2.5. Producción de agua desalada en España	8
Figura 2.6. Esquema de Destilación Flash Multi-etapa	13
Figura 2.7 Esquema de destilación multi efecto	14
Figura 2.8 Esquema de Vapor Comprimido	15
Figura 2.9 Esquema de Osmosis Inversa	16
Figura 2.10. Aspectos del equilibrio $CO_2 \leftrightarrow HCO_3^-$ en el proceso de remineralización.	18
Figura 3.1. Esquema de destilación.	22
Figura 3.2, Esquema de una planta de desalinización tipo MED	23
Figura 3.3. Diagrama de bloques de una planta desalinizadora	23
Figura 3.4. Diagrama de bloques de varias etapas	25
Figura 5.1. Esquema del Balance de Materia de la planta desalinizadora	40
Figura 5.2. Filtro de arena horizontal	43
Figura 5.3. Planta desalinizadora de Zaia Derna Sussa.	45
Figura 5.4. Planta desalinizadora de Abutaraba	45
Figura 5.5. Esquema de alimentación directa o isocorriente.	46
Figura 5.6. Esquema de alimentación a contracorriente.	47
Figura 5.7. Diagrama de bloques de una planta med en varias etapas isocorriente.	47
Gráfica. 5.8. Variación del EPE frente a la temperatura y la salinidad	49
Gráfica.5.9. Variación de la entalpía frente a la temperatura y la salinidad	50
Figura 5.10. Esquema de variables afectadas al variar la presión.	51
Figura 5.11. Función Min/Max del EES.	52
Figura 5.12. Resultado obtenido tras la función Min/Max.	53
Figura 5.13. Tabla paramétrica para optimizar los valores de las presiones.	53

Gráfica 5.14. Comparación de la función objetivo obtenida en cada distinto evaporador	54
Gráfica 5.15. Comparación del área total de los evaporadores frente al número de evaporadores	55
Gráfica 5.16. Comparación del coste total de los evaporadores actualizado frente al número de evaporadores	56
Gráfica 5.17. Comparación del caudal producto del último evaporador frente al número de evaporadores	57
Gráfica 5.18. Comparación del caudal de vapor vivo necesario frente al número de evaporadores	58
Gráfica 5.19. Comparación del coste de vapor vivo anual frente al número de evaporadores	59
Gráfica 5.20. Comparación del coste de vapor vivo anual y de los evaporadores actualizados frente al número de evaporadores	60
Gráfica 5.21. Comparación del coste de vapor vivo total y de los evaporadores actualizados frente al número de evaporadores	61
Gráfica 5.22. Comparación del coste del agua para el distinto número de evaporadores	62
Figura 5.23. Intercambiador carcasa y tubo con deflectores transversales.	64
Figura 5.24. Planta desalinizadora de Ras Laffan C situada en Qatar.	64
Gráfica 5.25. Calor que se transmite al condensar la última corriente.	65
Gráfica 5.26. Comparación del área de condensador necesaria frente al número de evaporadores.	66
Gráfica 5.27. Comparación de los caudales de vapor vivo con y sin condensador.	67
Gráfica 5.28. Comparación del coste del agua para el distinto número de evaporadores con condensador	68
Gráfica 5.29. Comparación del coste inicial y coste de vapor total en los 30 años frente al número de evaporadores.	68
Figura 6.1. Esquema de funcionamiento básico de una central termosolar	73
Figura 6.2. Planta termosolar mediante concentración puntual en torre, mediante campo de espejos	73
Figura 6.3: Esquema de concentración mediante espejo cilindro parabólicos.	74
Figura 6.4. Extracciones de una turbina de vapor	76
Figura 6.5: diagrama de asociación de la planta desalinizadora y una la turbina de vapor.	77
Figura 6.6. Planta termosolar de Valle 1 y 2.	80
Figura 6.7. Esquema de la simbiosis de la planta termosolar y la planta desalinizadora	81
Gráfica 6.8. Caudal de agua potable producido para un distinto número de evaporadores.	82
Gráfica 6.9. Coste del agua potable para un distinto número de evaporadores.	82
Figura 7.1. Planta de la planta desalinizadora.	85
Figura 7.2. Alzado de la planta desalinizadora	86
Figura 7.3. Perspectiva la planta desalinizadora	86
Figura 7.4. Perspectiva la planta desalinizadora	87

Notación

Area 1, 2, 3, 4, 5, 6	Área de los evaporadores
Atotal	Área total del condensador
Cop	Coste de operación
CosteAgua_producto	Beneficio de vender el agua potable anualmente
Coste Agua	Precio del metro cúbico de agua potable
Costecond	Precio del condensador
Costeevap1, 2, 3, 4, 5, 6	Coste inicial de cada evaporador
Coste evaporadores	Suma del coste inicial de todos los condensadores
Coste inicial	Coste inicial de la inversión
Coste Vapor	Coste anual de vapor vivo
DTLM cond	Temperatura media logarítmica en el condensador
EPE 1, 2, 3, 4, 5, 6	Elevación del punto de ebullición en el evaporador en cada evaporador
FO	Función objetivo
FSVP	Actualización del precio del dinero que sufre tras la depreciación
Hfa 0, 1, 2, 3, 4, 5, 6	Entalpía del agua de mar kJ/kg
Hfw 0, 1, 2, 3, 4, 5, 6	Entalpía del agua J/kg
HLmp 1, 2, 3, 4, 5, 6	Entalpía del vapor condensado kJ/kg
HMp 1, 2, 3, 4, 5, 6	Entalpía del vapor kJ/kg
HVV	Entalpía del vapor vivo kJ/kg
Hfg	Entalpía de cambio de fase en el condensador
Ma0	Caudal de entrada de agua de mar en el primer evaporador
Mp1, 2, 3, 4, 5, 6	Caudal de agua producto en cada evaporador
Ms1, 2, 3, 4, 5, 6	Caudal de salmuera a la salida de cada evaporador

N	Número de años de la inversión
$p_{1, 2, 3, 4, 5, 6}$	Presión en el interior de cada evaporador kilo Pascales
PVV	Presión del vapor vivo kilo Pascales
Q	Calor transmitido en el condensador
R	Rendimiento global de la planta desalinizadora
$S_{1, 2, 3, 4, 5, 6}$	Concentración de sal en el agua en g/kg
T_0	Temperatura de entrada del agua de mar en el primer evaporador
$T_{eb1, 2, 3, 4, 5, 6}$	Temperatura de ebullición en cada evaporador
$T_{sat1, 2, 3, 4, 5, 6}$	Temperatura de saturación en cada evaporador
T_{vvSat}	Temperatura de saturación de vapor vivo
U	Coficiente de transferencia de calor en el condensador
U_{evap}	Coficiente de transferencia de calor en los evaporadores
VV	Caudal de vapor vivo
$X_{0, 1, 2, 3, 4, 5, 6}$	Concentración de sal en el agua en kg/kg

1 OBJETIVOS

El objetivo del presente proyecto es el diseño de una planta desalinizadora para la producción de, al menos, unos 20.000 m³/día de agua potable para poder abastecer una población de hasta 140.000 habitantes. Donde se realizará una comparativa del precio obtenido mediante el agua desalada obtenida y el agua de consumo general.

También se realizará la implantación de la planta diseñada en una planta termosolar, para así aprovechar el calor residual producido en la salida de la turbina de la planta termosolar. Posteriormente, se comparará la planta desalinizadora y la termosolar, con la planta desalinizadora solamente. Para analizar las ventajas y desventajas que tiene realizar la cogeneración entre una planta termosolar y una planta desalinizadora.

2 INTRODUCCIÓN

“No se aprecia el valor del agua hasta que se seca el pozo”

- Proverbio inglés -

El agua es un recurso natural de vital importancia para el ser humano y para el medio ambiente. Es el elemento más importante en la naturaleza. En el mundo, aproximadamente hay 1370 millones de kilómetros cúbicos (mil millones de m^3) de agua. Donde sólo una pequeña parte de estos recursos corresponde a agua dulce, 35 millones de kilómetros cúbicos (equivalentes a un 3% del agua total, como se puede apreciar en la Figura 1.1). Corresponde a agua dulce entre ríos, lagos, agua subterránea y el agua congelada existente en los icebergs. Además de ser el elemento más abundante, es imprescindible para todos los seres vivos, y es el mayor constituyente de los mismos.

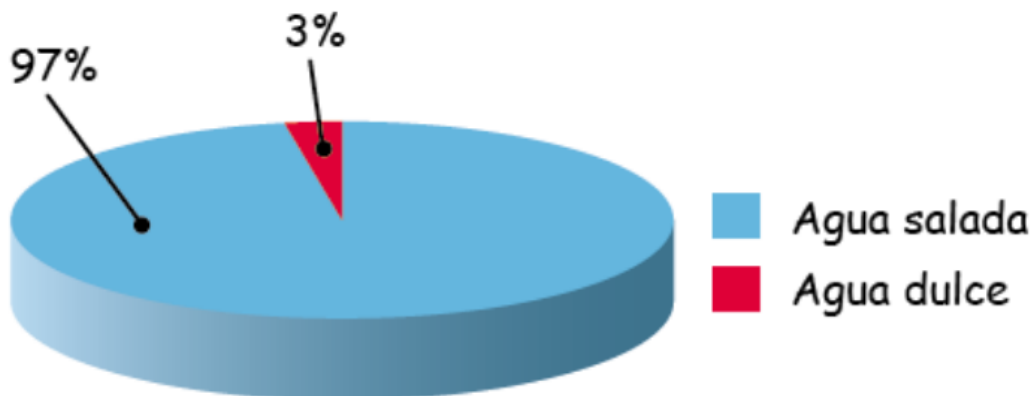


Figura 2.1. Porcentaje de Agua dulce en el mundo

En determinadas zonas geográficas donde se produce una situación de escasez de recursos hidráulicos convencionales, se requiere la adopción de ciertas medidas para cubrir las necesidades de la población, o del sector industrial o del agrícola. Ya que la distribución de esta masa de agua dulce en la Tierra es muy heterogénea, existiendo regiones que están sometidas a sequías. Ésta escasez de recursos puede ser debida a la falta de lluvias (el ciclo del agua, y la lluvia como forma principal de aportación de agua), o incluso a circunstancias como puede ser el incremento demográfico en una zona.

La demanda de agua dulce cada vez es mayor, ya que cada vez hay un mayor índice de población. Una medida que se utiliza para tener un control del agua dulce en el mundo, es el Índice de escasez de Agua “WSI” [2] (*Water Scarcity Index*). Donde si:

- WSI > 1 las cuencas están sobreexplotadas
- WSI: 0,6 - 1, las cuencas están fuertemente explotadas

- WSI: 0,3 - 0,6, las cuencas están moderadamente explotadas
- WSI < 0,3 poco explotado

En la Figura 2.2. se puede observar el índice de escasez de agua en toda la tierra, donde las zonas más rojizas tienen índice superior a 1 y están sobreexplotadas, hasta las zonas que se muestran con un color claro donde son zonas inexploradas.

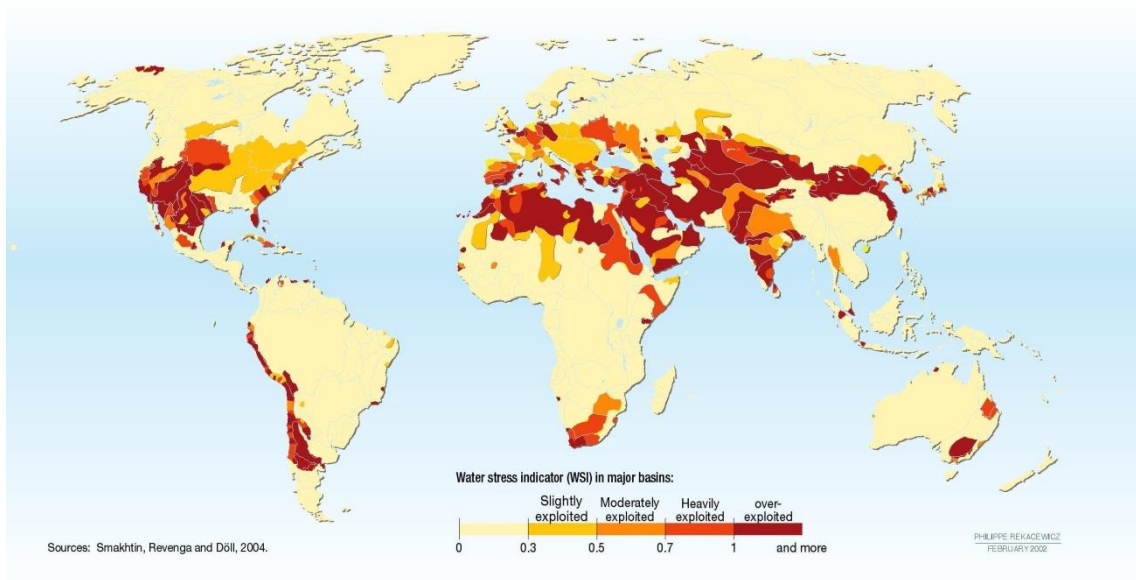


Figura 2.2. WSI en los distintos países.

Las principales fuentes de agua dulce que existen son [3]:

- Vapor de agua:

La cantidad de vapor de agua en el aire varía desde cantidades ínfimas hasta aproximadamente un 4 por ciento, dependiendo de la aridez y la temperatura de la región. Tiende a ser menor en las zonas más frías con poca agua superficial y mayor en las regiones tropicales húmedas. Cuando la concentración supera el 4 por ciento, el vapor se condensa y cae a la tierra en forma de lluvia o nieve. Esto es esencial para la reposición de aguas superficiales y de aguas subterráneas.

- Agua de la superficie:

Las aguas superficiales están constituidas por los arroyos, ríos, lagos, que discurren naturalmente en la superficie terrestre, como puede ser ríos pantanos o lagos. Estas fuentes no son tan deseables como el agua de lluvia, especialmente si existen zonas habitadas aguas arriba. Sin embargo a veces no existe otra fuente alternativa en la comunidad, siendo necesario para su utilización, contar con información detallada y completa que permita visualizar su estado sanitario, caudales disponibles y calidad de agua. Agua del subsuelo:

El agua que cae al suelo en forma de lluvia o nieve empapa hasta almacenarse en la arena y la grava por debajo de la superficie, los acuíferos y ríos subterráneos. El filtrado del agua llena gradualmente el material poroso por debajo de la superficie, aumentando gradualmente el nivel de saturación hacia la superficie. Se hacen pozos para extraer agua del suelo perforando por debajo del nivel freático y se bombea las aguas subterráneas a la superficie, o

también mediante manantiales, galerías filtrantes. La filtración natural de la Tierra mantiene el agua subterránea limpia y utilizable.

- Hielo

Los dos polos de la Tierra están cubiertos de hielo, donde la Antártida tiene la mayor cantidad de hielo del mundo, casi el 90 por ciento, mientras que el hielo del casquete glacial de Groenlandia representa casi un 10 por ciento. La fusión de la capa de hielo del Polo Norte alimenta de agua dulce los océanos y los ríos que a su vez alimentan de agua dulce los sistemas lacustres como los Grandes Lagos. Los glaciares cubren el 10 por ciento de toda la masa terrestre del planeta y representan el pequeño porcentaje restante de hielo del mundo.

A parte de las principales fuentes de agua dulce, que mayoritariamente es el hielo en los glaciares, como se muestra en la Figura 2.4 (donde 1 son Glaciares, 2 agua de subsuelo, 3 vapor de agua y 4 el agua superficial), existen alternativas a estas como por ejemplo la desalación.

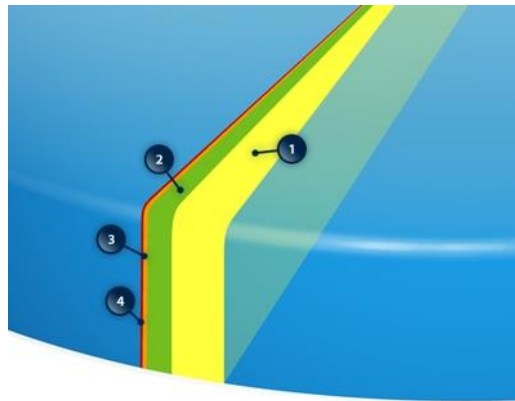


Figura 2.3. Porcentaje de cada tipo de agua dulce

2.1. Características del Agua de mar

Las características del agua que se va a tratar mediante desalación determinan en buena parte el proceso más adecuado a utilizar. Estas características se refieren al contenido de sal principalmente, pero abarcan además mucho más componentes.

Dado el diferente origen del agua a tratar para ser desalada, hay que tener en cuenta las distintas características físico-químicas que pueden presentar. Ya que, algunos aspectos de la misma pueden cambiar la forma del diseño y las precauciones que se deben tomar, para poder lograr un funcionamiento continuo y sin problemas.

Entre las características físicas a tener en cuenta destaca los sólidos en suspensión y la temperatura. El agua de mar puede contener sólidos disueltos o sólidos en suspensión, los cuales se determinan mediante gravimetría. Este proceso no distingue entre los sólidos de origen inorgánico o los orgánicos, como por ejemplo microorganismos como bacterias, algas, etc. La cantidad de sólidos presentes está muy relacionada con el tipo de captación o toma de agua de mar. La temperatura del agua de mar es un factor de cierta relevancia, que afecta especialmente al crecimiento biológico de los microorganismos, por lo que tiene un efecto indirecto en el funcionamiento de la planta.

Además, hay otros parámetros que deben ser tenidos en cuenta desde el punto de vista químico, ya sea por ejemplo la conductividad eléctrica o salinidad, la dureza, el pH y el dióxido de carbono libre. Las cuatro características están relacionadas con la composición química del agua, donde la conductividad eléctrica es la característica más general, mientras que las otras tres características recogen aspectos más específicos, que se deben tener en cuenta también en el diseño y operación de las instalaciones. En la Tabla 2.1 se muestran las características típicas del agua de mar.

Tabla 1.1 Características típicas del agua de mar

Parámetro	Intervalos de Referencia
Temperatura, °C	15 – 35
Ph	7,9 - 8,1
Sales disueltas, mg/L	30.000 - 45.000
Conductividad (a 20°C)	44.000 - 58.000
Bicarbonatos, mg/L	120 – 170
Sulfatos, mg/L	2.425 - 3.000
Cloruros, mg/L	17.500 - 21.000
Bromuros, mg/L	59 – 120
Nitratos, mg/L	0,001 - 4,0
Fluoruros, mg/L	1
Boro, mg/L	4,0 - 6,0
Amonio, mg/L	0,005 - 0,05
Sodio, mg/L	9.600 - 11.700
Potasio, mg/L	350 – 500
Calcio, mg/L	375 – 525
Magnesio, mg/L	1.025 - 1.400
Estroncio, mg/L	12,0 - 14,0
Sílice (SiO ₂), mg/L	0,01 - 7,4
Carbono orgánico total, mg/L	1,2 - 3,0
Nitrógeno orgánico, mg/L	0,005 - 0,03

Como se puede observar en la Tabla 2.1, los principales cationes que se encuentran en el agua son calcio (Ca^{++}), magnesio (Mg^{++}), sodio (Na^+) y potasio (K^+), mientras los aniones más abundantes son el cloruro (Cl^-), sulfato (SO_4^-), bicarbonato (HCO_3^-) y en las aguas subterráneas además suelen aparecer en mayores cantidades PO_4^{3-} o NO_3^- . En menor cuantía aparecen otros como hierro, manganeso, aluminio o nitrato, fosfato, fluoruro, etc.

En relación a la salinidad (SD) de los diferentes tipos de aguas que son susceptibles de ser desalados, se toma como base la definición dada por la International Desalination Association [4] (IDA); donde la salinidad (SD) es el contenido de sales minerales disueltas en un cuerpo de agua. En la tabla 2.2 se realiza una clasificación el agua según los sólidos disueltos.

Tabla 2.2: clasificación del tipo de agua según los sólidos disueltos totales

Agua pura	SD < 500 mg/L
Agua de río o baja concentración	500 mg/L < SD < 3000 mg/L
Agua salobre	3000 mg/L < SD < 20.000 mg/L
Agua marina	20.000 mg/L < SD < 50.000 mg/L
Salmuera	SD > 50.000 mg/L

Para todos estos tipos de agua existen en la actualidad tecnologías para desalarlas y ejemplos a nivel mundial de su aplicación industrial. El tipo de sales en cada una de estas aguas es diferente en función de su procedencia, únicamente se puede hablar de una cierta composición “standard” para el agua de mar y aún ésta es variable de unos mares a otros. Así pues, se puede encontrar agua de mar con una concentración próxima a los 35.000 mg/l en las Islas Canarias, hasta agua de mar con concentraciones del orden de los 47.000 mg/l en el Golfo Pérsico. La temperatura como se comentó anteriormente es también un factor determinante a la hora de definir y calcular una planta de desalación de agua. Este factor también es muy variable en función de su procedencia, variando desde temperaturas de 10°C hasta temperaturas próximas a los 43°C en las aguas del Golfo Pérsico.

2.2. La desalación en España

La desalación se introdujo en España sobre los años setenta. Aquellas primeras instalaciones desaladoras, se ven hoy casi con aspecto arqueológico pero fueron las que abrieron este camino de suma importancia. Produjeron un cambio cualitativo fundamental, en la calidad de vida de los usuarios de este agua. Fue en Lanzarote y Fuerteventura e inmediatamente en Gran Canaria y Ceuta en el año 70 donde se construyeron las primeras desaladoras basadas en el proceso de evaporación. Desde entonces, la desalación ha evolucionado en España de forma continua, debido principalmente al grave desequilibrio entre los recursos hídricos (motivado por la irregular pluviometría de nuestra geografía) y los consumos soportados en ciertas zonas con agricultura intensiva de regadío e infraestructura turística que además consume en la época de menores precipitaciones, justifica la instalación de estas plantas desaladoras.

La desalación de agua de mar es una forma clara de incrementar los recursos disponibles. Una planta desaladora puede ser una solución magnífica dentro de un sistema hidráulico, pero también puede convertirse en un serio problema.

En la Figura 2.5 se muestran las principales plantas de desalación en España [5] en el año 2006, donde se aprecia que las Islas Canarias no son las únicas zonas secas del país que necesitan nuevas fuentes de agua. La costa mediterránea, en especial el litoral meridional, ha sufrido prolongados períodos de sequía y carece de acceso adecuado al agua. Por lo que la mayoría de plantas están situadas en la península en la zona de Murcia y Alicante debido a la derogación del trasvase del Ebro, y a la creciente oposición a los trasferencias desde el Tajo y la reducción de los caudales y calidad del agua inicialmente previstos desde el Júcar. Por lo que se determinó que la desalación y reutilización de aguas residuales son imprescindibles para mantener y favorecer el desarrollo de esta zona. Donde, a pesar de la escasez de agua, la instalación de miles de invernaderos que aprovechan el sol y el clima, ha convertido a esta región en la de mayor productividad agrícola de España y de gran parte de Europa.

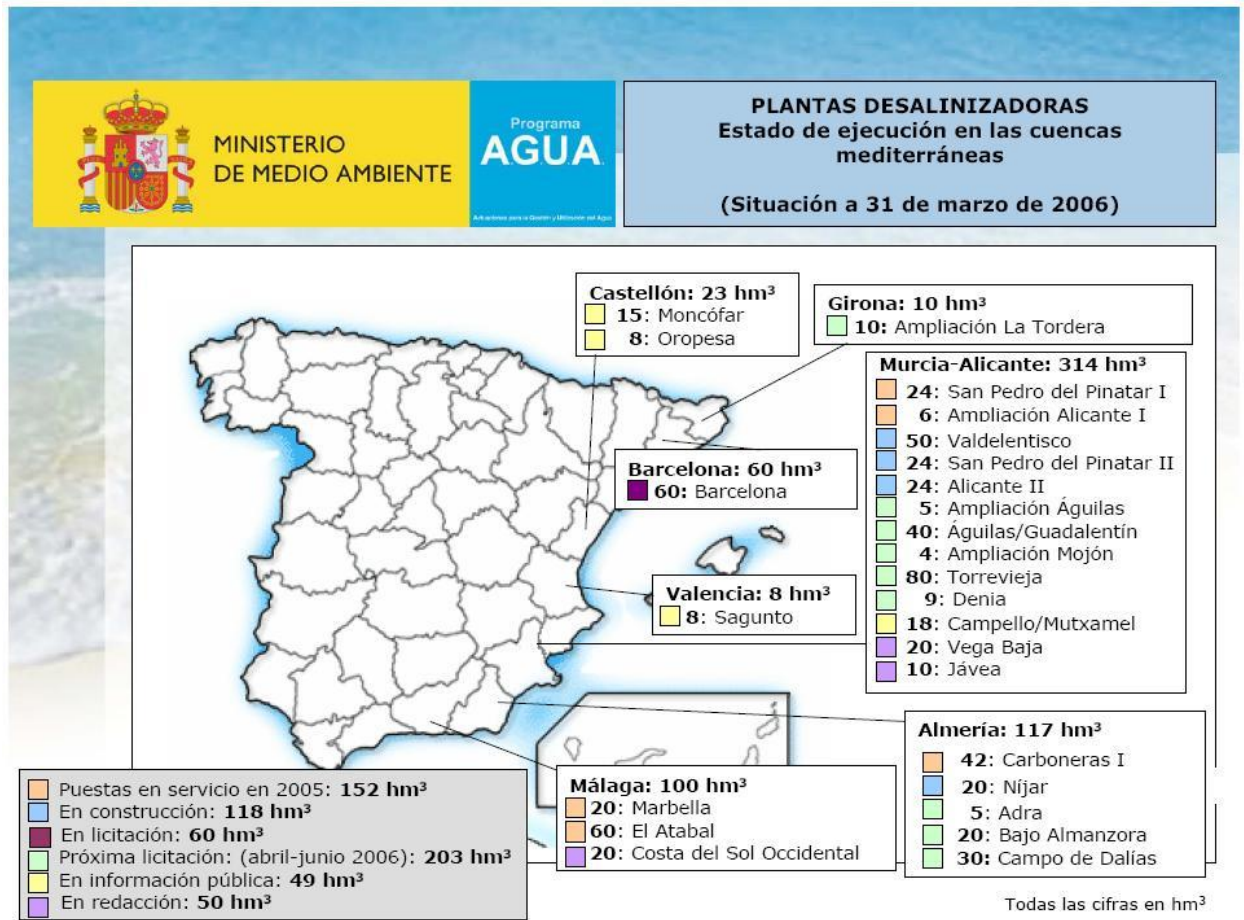


Figura 2.4. Plantas desalinizadores en la península ibérica

La evolución reciente de los acontecimientos ha favorecido esta tendencia a la desalinización en España, tal y como se muestra en la Figura 2.6. En la cual se observa, lo que se comentó con anterioridad que último gobierno había elaborado un plan para trasvasar agua del caudaloso río Ebro, situado al norte del país, una región rica en agua, hacia las regiones más secas de la costa meridional, situadas a más de 480 kilómetros al sur y que al final no se ejecutó.

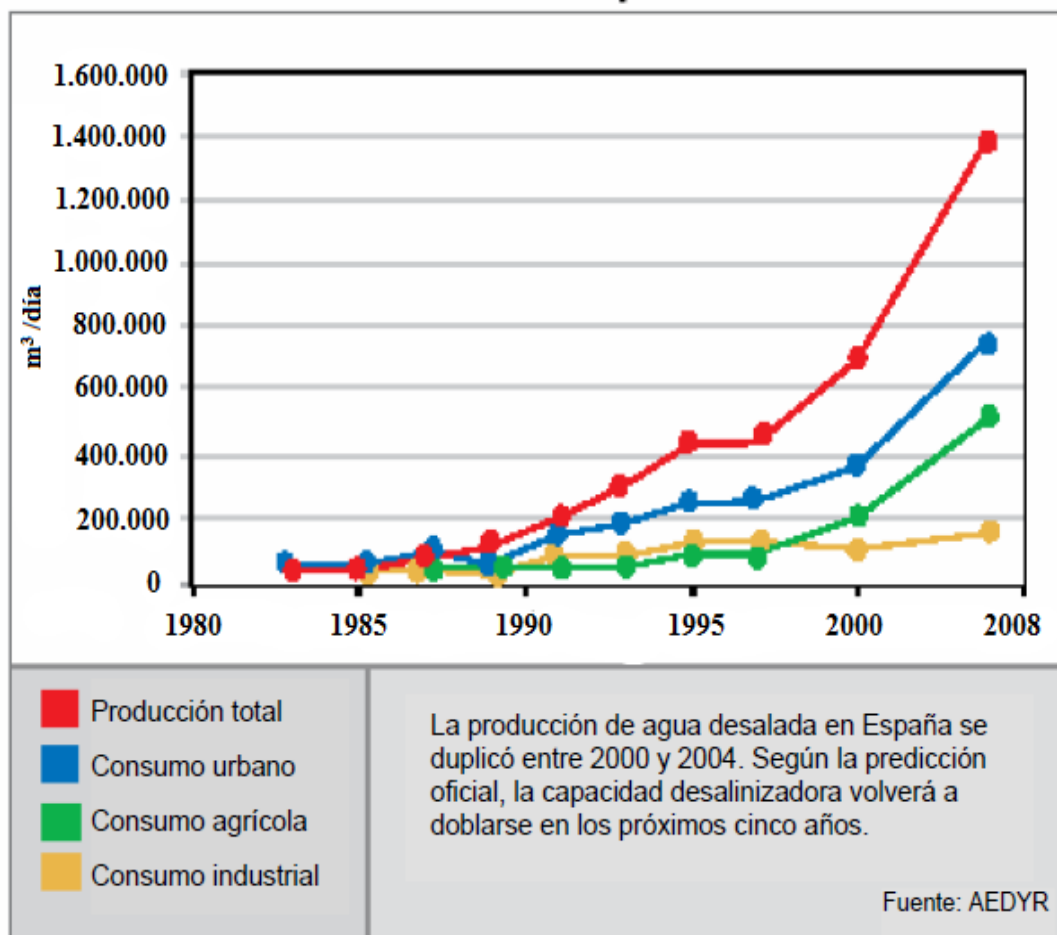


Figura 2.5. Producción de agua desalada en España [6]

2.3. Pretratamientos del agua de mar

El objetivo de los pretratamientos [7] es acondicionar el agua bruta a las condiciones del proceso de desalación. Este pretratamiento depende del tipo de agua y del tipo de proceso de desalación que se vaya a utilizar.

Una de las características del agua de mar, es que contienen sales con tendencia a precipitar por el efecto del calor, a mayor temperatura menor solubilidad. Por lo que la concentración en el agua no evaporada aumenta, ya que al iniciarse el proceso de desalación, la corriente de agua en la que las sales permanecen (se concentra en ellas), pudiendo superar el producto de solubilidad de algunas de las sales, con lo cual podrían precipitar. Otro de los problemas del agua de mar son los gases disueltos, aire principalmente, ya que este tipo de gases se desprenden en los procesos de evaporación y se acumulan sobre las superficies de transferencia de calor, disminuyendo el coeficiente de transferencia y llegando incluso a paralizar el proceso, por lo que se hace necesario eliminarlos antes de introducir el agua en los evaporadores.

En los procesos de desalación por destilación, el objetivo del pretratamiento es eliminar o reducir al máximo posible el riesgo de precipitación de sales insolubles en las superficies de intercambio de calor, y la eliminación de gases no condensables capaces de reducir el coeficiente de transmisión de calor, y provocando serios problemas de corrosión en los evaporadores y en los

equipos de la planta.

En general, hace falta un buen conocimiento de la composición del agua que se va a utilizar, con el fin de prever todos los tratamientos que son precisos y diseñar correctamente la planta de desalación. Muchas plantas han fracasado por no partir de unos datos correctos de análisis del agua de partida.

A modo resumen, se comentará en el siguiente apartado los principales pretratamientos usados habitualmente:

2.3.1. Incrustaciones:

Las sales que pueden precipitar con el aumento de la temperatura son principalmente el sulfato cálcico y los bicarbonatos de calcio.

Con el fin de evitar la precipitación de estas sales, se destruyen previamente mediante la adición de un ácido (se reduce el pH), donde el más económico es el ácido sulfúrico al 98%. Ahora bien, hay que tener en cuenta que la adición de este ácido provoca un incremento en el contenido de sulfatos del agua inicial, por lo que hay que tener un control sobre la dosificación de este ácido y sobre la temperatura máxima. Ya que al calentar, se separa el CO₂ del agua y se rompe el equilibrio CO₂, CO₃⁼, HCO₃.

Otra forma de evitar la precipitación de los carbonatos, sulfatos, sílice, etcétera es mediante la adición de un inhibidor, llamado también anti-incrustante. Donde este tipo de sustancias actúa sobre la formación de los cristales, impidiendo su formación y manteniendo en sobresaturación en el agua los iones. Para calcular los límites de utilización de estos productos hay que consultar con el fabricante de los mismos, el cual dirá en cada caso hasta donde garantiza, qué concentración se puede alcanzar y qué temperatura, pues se hidrolizan dejando de ser activos, todos estos límites hay que conocerlos y en el mercado están apareciendo constantemente productos nuevos.

2.3.2. Desgasificación y descarbonatación:

La presencia de gases en el agua puede influir muy negativamente en los procesos de destilación, por ello se hace necesaria una eliminación de los mismos mediante un desgasificador térmico, donde una corriente de vapor y en condiciones de máximo vacío, produce el desprendimiento de los gases los cuales son evacuados por el sistema de vacío a la atmósfera. La eficacia de estos equipos llega a extraer hasta el 98% de los gases contenidos en el agua.

Si el tratamiento para la eliminación de los bicarbonatos ha sido de adición de ácido, se producirá una gran cantidad de CO₂, el cual queda en disolución. Como se comentó en el apartado anterior. Este gas, en ocasiones, se elimina previamente a la desgasificación, para evitar la sobrecarga y el sobredimensionamiento del equipo de vacío, por medio de un descarbonatador atmosférico.

2.3.3. Materia en suspensión:

Con el fin de evitar la materia suspendida y no disuelta en el agua, se procederá a una filtración de ésta. Para ello se emplean filtros de arena o filtros de cartucho. No obstante, a veces es preciso utilizar antes un floculante que aglomere y flocule los coloides

presentes y las partículas en suspensión. También a veces hay presencia de iones férricos y de metales pesados, estos precipitan con bastante facilidad en forma de hidróxidos, por lo que en caso de que estén presentes hay que eliminarlos previamente por precipitación química. Para ello se añade hidróxido cálcico subiendo el pH del agua hasta valores próximos a 12, floculándolos y decantándolos y luego volver a bajar el pH del agua mediante la adición de un ácido.

2.3.4. Corrosión:

En numerosas plantas de desalación es frecuente la aparición de problemas debidos a la corrosión de los materiales [4]. Esto es debido a que las plantas desalinizadoras operan en unas condiciones desfavorables, ya sea por ejemplo la ubicación en zonas costeras (con presencia de humedad, nieblas salinas). Se emplean distintos medios para reducir la corrosión:

- Evitar la presencia de oxígeno disuelto, y evitar condiciones de pH ácido eliminando el CO₂ disuelto.
- Uso de materiales no metálicos, si es posible. Plásticos para baja presión y baja temperatura (PVC, PE) y poliéster reforzado con fibra de vidrio (PRFV), en casos de alta presión.
- Uso de materiales metálicos nobles o de alta calidad:
 - Reducción al mínimo del acero al carbono
 - Aceros inoxidable
 - Latones, aleaciones cuproníquel (Cu/Ni), Monel
 - Titanio
 - Chapados de dos materiales, uno para la resistencia externa y otro de protección interna.
- Uso de recubrimientos internos, como goma y ebonitado o pinturas anticorrosivas (resina epoxy).

A continuación, se muestra en la Tabla 2.3 los principales materiales usados en tecnologías de desalinización.

Tabla 2.3: tipos de materiales más usados típicamente en tecnologías de desalinización [8]

Material	Costo	Vida útil	Posibilidad de Fabricación
Titanio	Alto	Larga	Difícil
Hastalloy	Alto	Larga	Difícil
Inconel 62,5	Alto	Larga	Difícil
70/30 CuNi	Alto	Larga	Media
Acero inoxidable 316L	Medio	Media	Media
Bronce Ni-Al	Medio	Media	Media
PVC	Bajo	Media	Fácil

2.4. Desalinización

El filósofo Aristóteles observando la naturaleza captó los principios físicos para separar el agua y la sal en los que se basan las tecnologías modernas de la desalación. En la superficie del mar se produce una evaporación por la que el vapor de agua se separa, dejando la sal en el mar y pasando el vapor a la atmósfera, que después a su vez dará origen a la lluvia que caerá a la tierra y volverá al mar, completando el ciclo del agua en la naturaleza. De ahí surge uno de los procesos de desalación consistente en evaporar el agua del mar y después condensar el vapor, obteniendo agua en estado líquido. Otro fenómeno que también observa en la naturaleza es la captación del agua de la tierra, que hacen las plantas. El agua pasa a la planta mediante la raíz, pasando a la savia. Es decir, existen membranas que separan la sal del agua, lo que se conoce con el término científico de ósmosis. Estos fenómenos naturales de evaporación y ósmosis son la base de los procesos de desalación.

En la actualidad, hay una gran diversidad de configuraciones de plantas desaladoras de aguas de mar, esto es debido a que hay diferentes tipos de utilidades, por lo que el contenido en sales y conductividad varía para cada utilización. Por ejemplo para el uso industrial, para riego o para el consumo humano. Los diferentes sistemas empleados para la disminución del contenido de sal de aguas marinas están relacionados con el volumen de agua a tratar y su grado de salinidad.

El agua para el consumo humano no debe tener más de 0,5 gramos por litro ni ser agua destilada, en ambos casos no son provechosas para el organismo. Por tanto, si se quiere obtener agua potable a partir del agua del mar se tendrá que separar las sales que contiene hasta llegar al agua potable (< 0,5 gramos por litro).

Hablar de desalación o eliminación de sales es hablar de los procesos de separación que buscan la eliminación de los elementos que contiene un agua, sean de naturaleza física o química, y que plantean dificultades para su utilización con unos u otros fines.

2.4.1. Clasificación de técnicas de desalinización según principio

Las principales técnicas de desalación se pueden clasificar en tres grandes grupos según el principio que aplican:

a) Cambio de Fase:

1- Evaporación

- Evaporación súbita múltiple etapa (ESME o MSF)
- Evaporación Múltiple Efecto (EME o MED)
- Compresión vapor (CV)

2- Congelación

Se basa en los diferentes puntos de fusión del agua dulce y del agua salada. Los cristales de hielo obtenidos se separan en la salmuera, posteriormente se lavan para extraer la sal y se derriten convirtiéndose en agua dulce.

b) Membranas Selectivas

- Ósmosis Inversa (OI o RO)
- Electrodialisis (ED)

c) Enlace Químico

- Intercambio Iónico (CI)
- Extracción por disolvente

2.4.2. Clasificación de técnicas de desalinización según energía utilizada

Otra forma de clasificar los distintos procesos de desalación sería aquella que tuviera en cuenta las diversas formas de energía que se utiliza, como la térmica, mecánica, eléctrica o química. La utilidad de esta clasificación estaría relacionada con los costos relativos de energía de los diferentes procesos, ya que la energía térmica es la más barata, mientras la energía química es la más cara. La evaporación se puede realizar con energía térmica o mecánica, la ósmosis inversa requiere energía mecánica, la electrodialisis requiere energía eléctrica, y el intercambio iónico requiere energía química. En la Tabla 2.4 se muestra una clasificación de procesos de desalación mediante las distintas formas de energía.

Tabla 2.4: Clasificación de procesos de desalación por las distintas formas de energía

Energía	Proceso	Método	Simbología
Térmica	Evaporación	Destilación súbita (Flash)	MSF
		Destilación multiefecto	MED
		Termo compresión de vapor	TVC
		Destilación solar	DS
	Cristalización	Congelación	CO
		Formación de hidratos	FH
Filtración y evaporación	Destilación con membranas	DC	
Mecánica	Evaporación	Compresión mecánica de vapor	CV
	Filtración y evaporación	Ósmosis inversa	OI

Aproximadamente la mitad de toda el agua pura obtenida por desalinización es producida por procesos térmicos a través de la destilación del agua de mar. Para abaratar los costos, este proceso se realiza en una planta de destilación controlando el punto de ebullición, reduciendo la presión del agua, ya que la temperatura necesaria para alcanzar el punto de ebullición disminuye a medida que se reduce la presión. La reducción del punto de ebullición es fundamental en los procesos de desalación para conseguir una ebullición múltiple y para controlar las incrustaciones.

2.4.3. Principales técnicas de desalinización

A continuación, en este apartado se muestran las principales técnicas usadas en desalinización [9][10][11]:

2.4.3.1. Destilación Flash Multi-etapa (MSF)

En este proceso, el agua de mar es calentada en un tanque por medio de un serpentín o tubos en paralelo que contienen algún fluido caliente; después se pasa a otro tanque, llamado etapa, donde la presión reducida permite que el agua hierva. El agua vaporizada es enfriada y condensada para obtener el producto. Esta introducción rápida del agua caliente en la cámara causa una evaporación rápida, casi explosiva.

El vapor generado por evaporación súbita se transforma en agua potable condensándose al atravesar los tubos intercambiadores de calor, como se puede observar en la Figura 2.7.

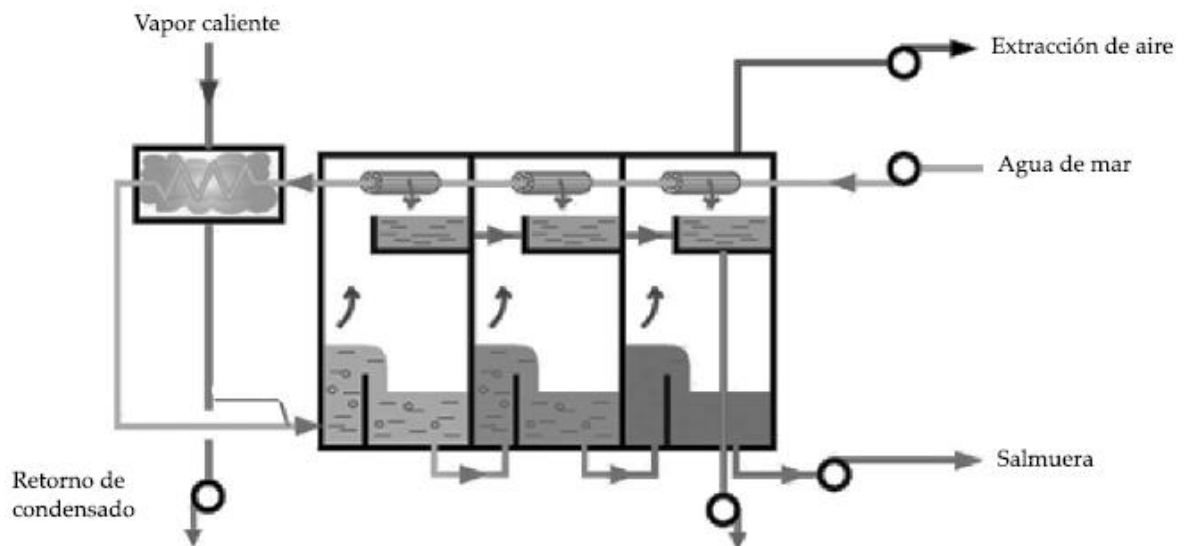


Figura 2.6. Esquema de Destilación Flash Multi-etapa

2.4.3.2. Destilación Multi-efecto (MED)

Al igual que el método anterior, consiste en una serie de recipientes cuya temperatura desciende en el sentido del flujo del agua, lo que permite la reducción del punto de ebullición del agua de mar de alimentación sin necesidad de calentarla después del primer efecto.

En general, un efecto consiste en un contenedor, un intercambiador de calor y dispositivos para transportar los fluidos entre estos contenedores. En el proceso se tienen una serie de efectos de condensación y evaporación, siendo la presión más baja en cada efecto sucesivo. En la Figura 2.8 se observa lo explicado con anterioridad.

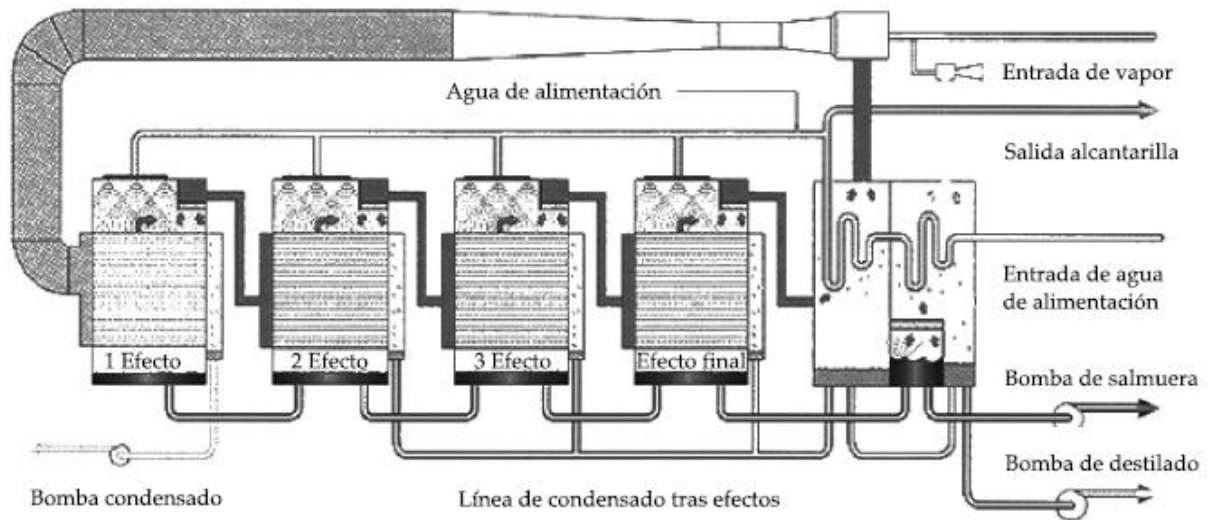


Figura 2.7 Esquema de destilación multi-efecto

2.4.3.3. Destilación de Vapor Comprimido (VC)

Esta tecnología generalmente se utiliza en combinación con otros procesos, cuando se utiliza por sí misma es sólo en casos de aplicaciones a pequeña y mediana escala. La energía necesaria para evaporar el agua proviene de la compresión suministrada al vapor, en lugar de intercambio de calor directo con el vapor producido en una caldera.

Los sistemas MVC funcionan comprimiendo vapor de agua, lo que causa condensación sobre una superficie de transferencia de calor (un tubo), lo cual permite al calor de la condensación ser transferido a la salmuera del otro lado de la superficie, resultando en la vaporización de ésta. El compresor es el requerimiento de energía principal. El compresor aumenta la presión en el lado del vapor y baja la presión del lado del agua salada para bajar su temperatura de ebullición.

En la Figura 2.9 se tiene un esquema del funcionamiento de un equipo que desaliniza agua marina por medio de compresión de vapor, donde se utiliza un elemento calefactor en una caldera y se comprime el vapor para obtener agua con una disminución considerable de sales.

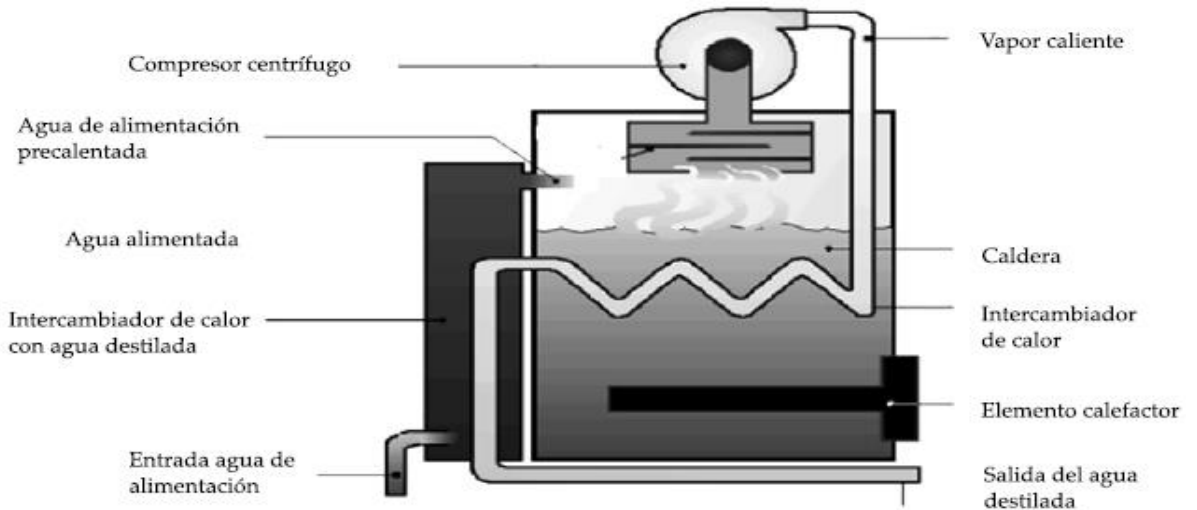


Figura 2.8 Esquema de Vapor Comprimido

2.4.3.4. Osmosis Inversa (RO)

Este proceso aplica presión para superar la presión osmótica del agua a tratar. El proceso de ósmosis inversa es quizá el método más sencillo para desalar y en el que se obtienen mejor rendimiento energético. El sistema toma su nombre por realizarse el paso de las soluciones en forma contraria a los procesos osmóticos normales. Es decir, las soluciones menos concentradas se desplazan, por diferencia de energía potencial, hacia las más concentradas, a través de una membrana semipermeable, con la necesidad de aplicar una fuerza externa para lograr la separación del agua y la sal.

Por tanto, cuanto mayor sea la salinidad del agua, mayor será su presión osmótica a superar. Consta de un sistema de captación de agua de mar, seguido de un sistema de pretratamiento físico y químico, consistente en filtros de arena y filtros de carbón activado (físico); dosificación (química) para regular el pH del agua de alimentación, y adición de anticrustantes para evitar depósitos de sal en las membranas; así como bastidores de membranas de ósmosis inversa para eliminar las sales, como se puede observar en la Figura 2.10. Desalinizada el agua, se conecta un tren de postratamiento para desinfectar el agua, usando de manera individual y de acuerdo con el uso final del agua producto, lámparas UV, cloración y ozonación, lo que permite asegurar la calidad del agua en líneas de distribución y almacenamiento.

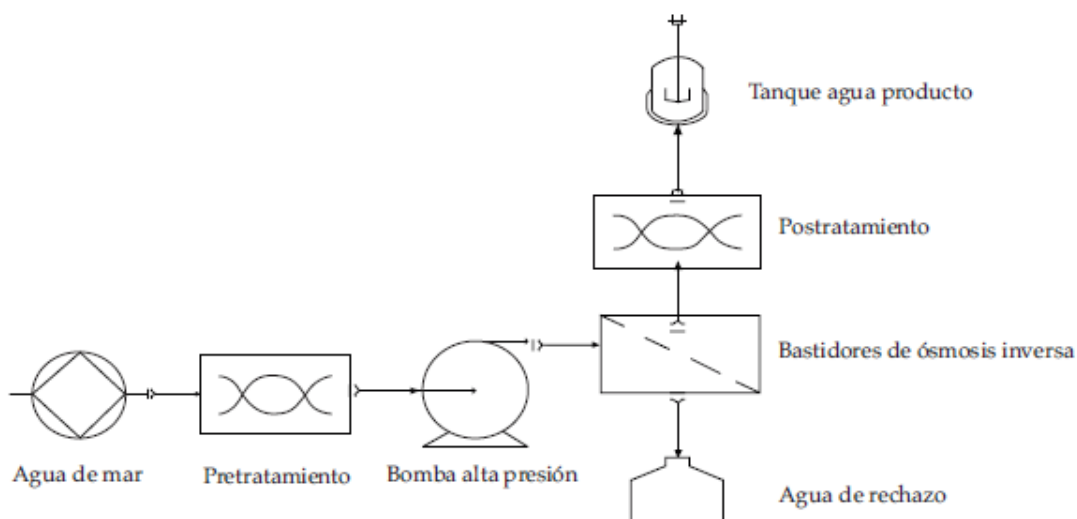


Figura 2.9 Esquema de Osmosis Inversa

2.4.3.5. Comparativa de las distintas tecnologías

En la siguiente tabla se adjuntan los procesos más importantes de desalación, así como sus principales características. Donde se puede observar que el método de osmosis inversa es el más barato, pero en él se obtiene una calidad de agua menor que en los otros métodos de desalinización. En la actualidad, se utiliza más el método de Osmosis Inversa, debido a que su consumo energético es menor.

Tabla 2.5: Comparación de las distintas tecnologías de desalinización.

Características	MSF	MED	CV	OI
Tipo de energía	Térmica	Térmica	Eléctrica	Eléctrica
Consumo energético (kJ/kg)	Alto (>200)	Alto/Medio (150-200)	Medio (100-150)	Bajo(<80)
Costo instalaciones	Alto	Alto/Medio	Alto	Medio
Capacidad producción (m ³ /día)	Alta (>50000)	Media (<25000)	Baja (<5000)	Alta (>50000)
Posibilidad de ampliación	Difícil	Difícil	Difícil	Fácil
Fiabilidad de operación	Alta	Media	Baja	Alta
Calidad del agua desalada (ppm)	Alta (<50)	Alta (<50)	Alta (<50)	Media (300-500)
Superficie de terreno requerida para la instalación	Mucha	Media	Poca	Poca

2.4. Post tratamiento (Remineralización) [12]

Se entiende por remineralización el conjunto de técnicas que logran aumentar la dureza y la alcalinidad del agua hasta valores que procuran un índice de saturación, también llamado índice de Langelier (LSI), igual o próximo a cero y en equilibrio con la atmósfera.

Es uno de los sistemas más utilizados y está citado en el Real Decreto 140/2003 sobre la calidad del agua de consumo humano. Se basa en el cálculo del valor del pH de saturación o de equilibrio (pH_{sat}), el cual comparado con el pH real del agua (pH), permite determinar el carácter del agua.

$$LSI = pH - pH_{sat}$$

- $LSI = 0$ el pH real del agua es igual al de saturación. El agua tiene carácter equilibrado. La concentración de CO_2 de un agua en equilibrio con el CO_2 de la atmósfera define de forma natural el pH y la combinación de carbonatos y bicarbonatos que corresponde a dicho pH.
- $LSI > 0$ el pH real del agua es superior al de saturación. El agua tiene carácter incrustante. Donde en sistemas abiertos donde el contenido en CO_2 del agua es superior al que debiera estar en equilibrio con el aire, el CO_2 se escapa a la atmósfera y el pH aumenta.
- $LSI < 0$ el pH real del agua es inferior al de saturación. El agua tiene carácter agresivo. Al contrario que en el caso anterior, si el contenido en CO_2 es inferior al que debiera estar en equilibrio con la atmósfera el agua absorberá CO_2 de la atmósfera y el pH disminuirá.

En la práctica se establece un cierto margen; donde si $LSI > 0,5$ el agua tiene un carácter incrustante, o $LSI < 0,5$ que equivale a un agua agresiva.

El objetivo de la remineralización es por un lado, alcanzar el punto de equilibrio calcocarbónico, es decir donde el pH, el calcio y la alcalinidad no varían o varían muy poco. Y por otro lado hacerlo de la forma más precisa posible con el fin de minimizar el consumo de energía y productos químicos, en especial el de CO_2 .

En la Figura 2.11 se ilustra el principio de la remineralización de las aguas desaladas, desde el punto de vista del equilibrio $CO_2 \leftrightarrow HCO_3^- \leftrightarrow CO_3^{2-}$ y para un agua desalada normal a temperatura de 20°C. Tal como se muestra en el diagrama, el proceso de la remineralización hace aumentar el contenido en bicarbonatos hasta unos 75 mg/L consumiendo el CO_2 hasta dejarlo a 0,7 mg/L. Por tanto, en equilibrio con la atmósfera. Este aumento en bicarbonatos va acompañado de un aumento en el pH. En el caso supuesto hasta pH 8,2. La remineralización no aporta sólo bicarbonatos, sino también calcio.

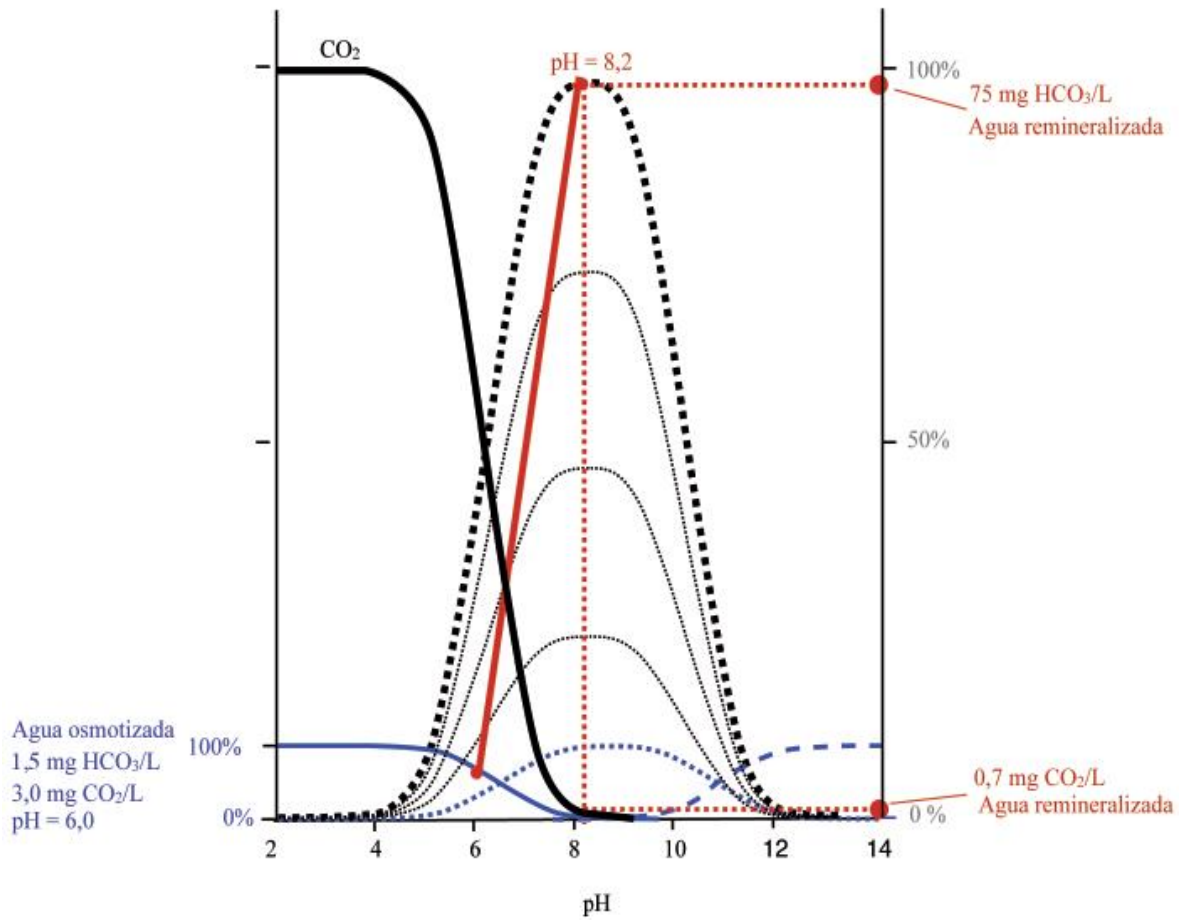


Figura 2.10. Aspectos del equilibrio $\text{CO}_2 \leftrightarrow \text{HCO}_3^-$ en el proceso de remineralización.

2.5.1 Técnicas para la remineralización de las aguas desaladas

En la tabla 2.6 se muestra las distintas técnicas de remineralización, donde las más utilizadas en la práctica son la técnica 1 y 2.

Tabla 2.6: Técnicas para la remineralización de las aguas desaladas.

Proceso de Remineralización	Reacción del proceso	Consumo de químicos por incremento 1 mmol de HCO_3^- (61 mg HCO_3^-)	Incremento del contenido en cationes y aniones por 1 mmol de HCO_3^- (61 mg HCO_3^-)
1 Carbonato cálcico + Dióxido de carbono	$CaCO_3 + CO_2 + H_2O = Ca(HCO_3)_2$	50,1 mg $CaCO_3$ 22 mg CO_2	20 mg Ca^{2+}
2 Hidróxido Cálcico + Dióxido de carbono	$Ca(OH)_2 + 2CO_2 = Ca(HCO_3)_2$	37,1 mg $Ca(OH)_2$ 44 mg CO_2	20 mg Ca^{2+}
3 Dolomita + Dióxido de carbono	$MgOCaCO_3 + 3CO_2 + H_2O$ $= Mg(HCO_3)_2 + Ca(HCO_3)_2$	35,1 mg $MgOCaCO_3$ 33 mg CO_2	6,1 mg Mg^{2+} 10 mg Ca^{2+}
4 Carbonato cálcico + Ácido sulfúrico	$2CaCO_3 + H_2SO_4 = Ca(HCO_3)_2 + Ca(SO_4)$	100,1 mg $CaCO_3$ 49 mg H_2SO_4	40,1 mg Ca^{2+} 48 mg SO_4^{2-}
5 Cloruro Cálcico + Bicarbonato Sódico	$CaCl_2 + 2NaHCO_3 = Ca(HCO_3)_2 + 2NaCl$	55,5 mg $CaCl_2$ 84 mg $NaHCO_3$	23 mg Na^+ 20 mg Ca^{2+} 35,5 mg Cl^-

3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Al mar no se le añade sal, simplemente se devuelve la misma que tenía pero en menor cantidad de agua

3.1 Sistemas de evaporación / destilación

La desalación obtenida por destilación consiste en evaporar agua para conseguir vapor que no contiene sales, las cuales son volátiles a partir de 300° C. El vapor se condensa posteriormente en el interior o exterior de los tubos de la instalación. Los sistemas de desalación suelen funcionar por debajo de la presión atmosférica, por lo que necesitan un sistema de vacío, además de extracción del aire y gases no condensables.

La destilación como proceso de desalación es efectiva porque la mayoría de las especies químicas que se encuentran en las aguas saladas son no volátiles a las temperaturas habitualmente empleadas, y por tanto permanecen en la salmuera no evaporada. Habría que aclarar en el aspecto terminológico, el término destilación no se emplea aquí en el sentido habitual en ingeniería química, de separación de dos o más líquidos volátiles que son mutuamente solubles. Para la separación del agua de una solución acuosa con componentes no volátiles se suele emplear el término “evaporación” en ingeniería química. Sin embargo, en desalación a esta operación se le denomina habitualmente destilación.

El proceso de destilación implica tres pasos discretos para alcanzar el objetivo:

- Formación de vapor debido a la adición de calor a una masa de agua salada.
- Separación de este vapor del contacto con el líquido del que proviene.
- Condensación del vapor por eliminación del calor, normalmente por contacto con una superficie fría.

En la Figura 3.1 se representa de forma esquemática un proceso de destilación simple para recuperar agua dulce de agua salada, y que ilustra un medio práctico de efectuar estos tres pasos. Aparecen dos cámaras, un evaporador en el que se forma vapor a partir del agua de mar caliente, y un condensador para condensar el vapor a destilado. Cada cámara consiste en un haz de tubos, con cajas de agua a los extremos de los tubos para permitir la conducción de fluidos hacia y desde aquellos.

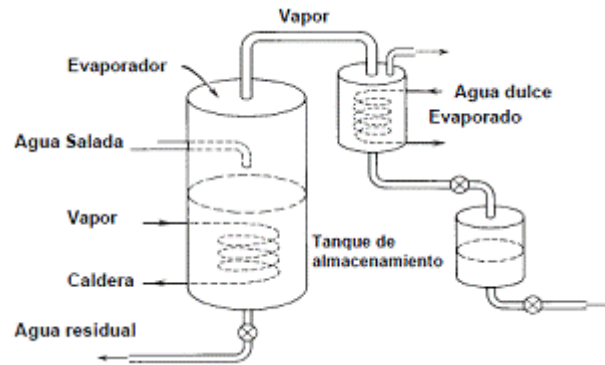


Figura 3.1. Esquema de destilación

El vapor formado sale del evaporador y entra al lado del condensador, donde se licúa en contacto con la superficie fría de los tubos del condensador, y se descarga como destilado.

Como se comentó en el apartado anterior, los principales procesos térmicos en uso son la destilación flash multietapa, la destilación múltiple efecto y la destilación con compresión de vapor.

3.2. Destilación multiefecto (MED)

El proceso de destilación conocido como Destilación de Efecto Múltiple (MED) es uno de los principales procesos de desalinización, que junto con el de membrana de Osmosis Inversa (RO) prometen un mayor potencial de desarrollo tecnológico en el futuro.

En el proceso MED, el agua de mar es calentada hasta producir vapor de agua pura el cual es subsecuentemente condensado. La energía térmica requerida para esta destilación es suministrada por vapor saturado a baja presión, el cual se produce por medio del calor de una caldera (o cogeneración u otro).

La cantidad y calidad de vapor, requerido para producir una determinada cantidad de agua pura, dependerá de la temperatura del agua de mar, de la temperatura máxima de la salmuera y del tipo de diseño de la planta de destilación. Usualmente, la eficiencia de una planta de destilación es expresada en kilogramos de agua pura producida por kilogramos de vapor empleados en su producción; esta relación es conocida como la “razón de ganancia de producción” (GOR), la cual es proporcional al número de etapas MED efectuadas.

Los diseños de procesos MED con mejor proyección técnica y económica son los procesos multi-etapa de baja temperatura con tubos horizontales (LT-HTME) y los procesos de evaporización con tubos verticales (VTE) que operan a temperaturas más altas.

En la Figura 3.2 se muestra el diagrama esquemático del proceso MED a modelar, el cual utiliza tubos de evaporización horizontales. Donde inicialmente se utiliza vapor a media presión para calentar la primera etapa, posteriormente se utiliza el vapor producido en el evaporador para aportar el calor necesario para que se de la evaporación en la siguiente etapa, donde cada vez la temperatura de saturación es menor. De este modo, se consigue reducir el calor residual que nos queda y se consigue una gran eficiencia energética.

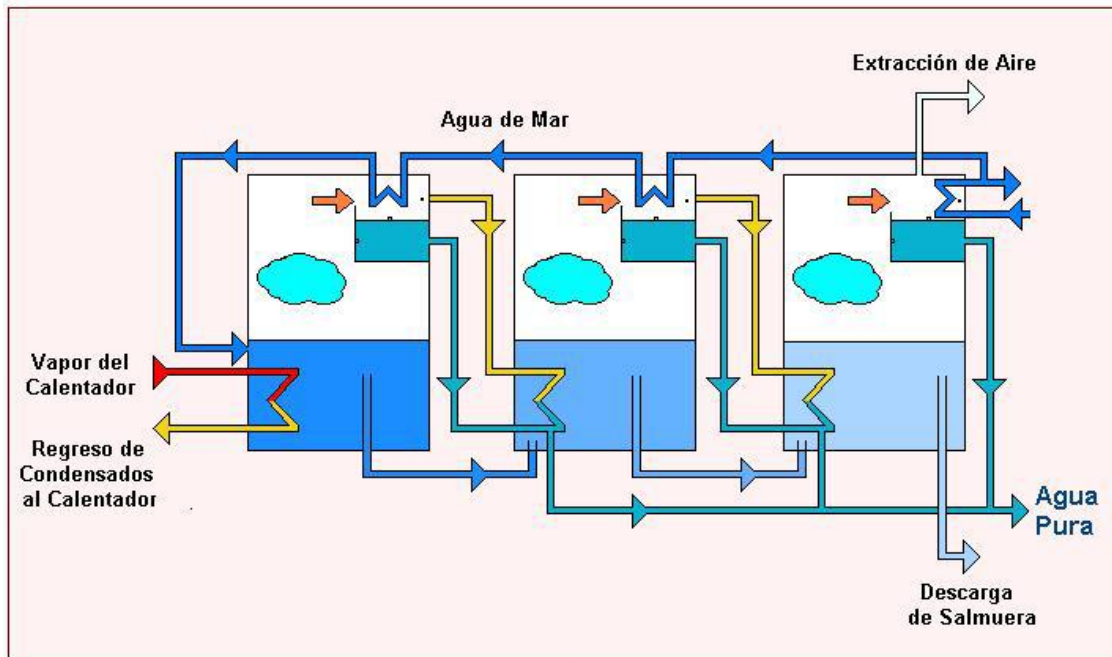


Figura 3.2, Esquema de una planta de desalinización tipo MED

Este proceso de evaporación es repetido sucesivamente en cada etapa del sistema, esto origina que haya una progresiva pérdida de presión y temperatura en el sistema por lo que la última etapa del proceso tendrá la presión y temperatura más baja. El agua que se evapora de los tanques de salmuera es condensada por la misma agua de mar que se va a desalar, la cual circula por tubos condensadores en cada etapa. El condensado final de la destilación, colectado en todas las etapas, constituye la producción de agua desalada.

Para poder tener una significativa producción de agua pura, el proceso de destilación térmica MED requerirá de flujos de calor contenidos en vapor de agua a temperaturas de entre 70° C y 110° C.

3.3. Diagramas de flujo, Balances de Materia y Energía

Un posible diagrama de flujo simplificado del conjunto de una instalación sería:

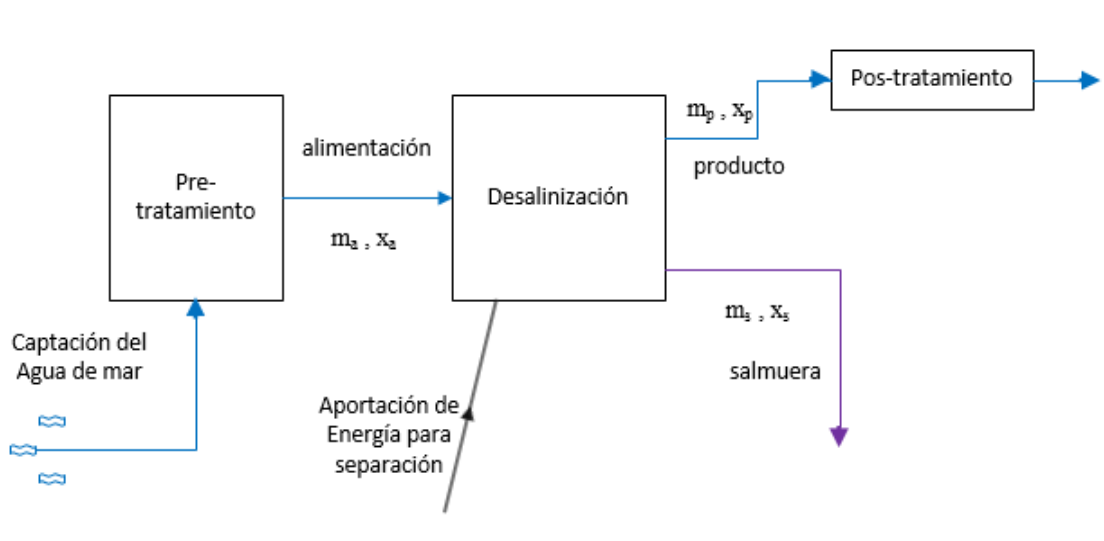


Figura 3.3. Diagrama de bloques de una planta desalinizadora

En este diagrama (Figura 3.3) se pueden apreciar las distintas fases o subprocesos, como son los de captación del agua bruta, pretratamiento o acondicionamiento del agua bruta, la separación de sales o desalación. Y finalmente, el pos-tratamiento necesario antes de proceder a distribuir el agua producto. Una captación de agua en condiciones adecuadas, o un tratamiento previo que sea el idóneo, facilitará mucho la operación de la fase de desalación, evitando muchos problemas en los encargados de la explotación.

3.3.1 Balance de materia global

Del diagrama anterior se deduce que la obtención del caudal de agua producto exige introducir en el sistema un mayor caudal de alimentación. Esto implica que todo el caudal de alimentación debe ser extraído del mar mediante bombeo. Las relaciones entre los caudales y concentraciones salinas aparecen en los balances de materia [13]. Un balance global de materia sobre los caudales de alimentación (m_a), producto (m_p) y salmuera de rechazo o purga (m_s), será

$$m_a = m_p + m_s \quad (3-1)$$

Donde m representa el caudal, y los subíndices a , p y s , representan a la alimentación, producto y salmuera, respectivamente.

Un balance de materia sobre las sales totales, denominando a las concentraciones x , será

$$m_a x_a = m_p x_p + m_s x_s \quad (3-2)$$

Si se supone que el agua producto es de salinidad suficientemente baja, despreciable frente a la alimentación ($x_p \approx 0$), se puede simplificar a

$$m_a x_a \approx m_s x_s \quad (3-3)$$

3.3.2. Parámetros relevantes

En todo sistema de desalación se utilizan algunos parámetros característicos de la instalación.

3.3.2.1. Factor de conversión

Representa la fracción de la alimentación que es obtenida como producto (relación m_p/m_a), y da una medida del rendimiento de la planta en términos de caudales de agua.

$$R = \frac{m_p}{m_a} \quad (3-4)$$

Donde R es el factor de conversión. Tiene unos valores típicos que oscilan entre un 35 y 50 %.

3.3.2.2. Factor de concentración

De las ecuaciones anteriores puede deducirse lo que se define como Factor de Concentración de la salmuera

$$FC = \frac{x_s}{x_a} = \frac{m_a}{m_a - m_p} \quad (3-5)$$

Este factor es el número de veces que la salmuera se concentra respecto a la alimentación, y tiene gran importancia desde el punto de vista de posible precipitación de sales por superarse la solubilidad de alguna de ellas.

Si se trabaja con las ecuaciones anteriores se obtiene

$$FC = \frac{\frac{m_a}{m_p}}{\frac{m_a}{m_p} - 1} = \frac{\frac{1}{R}}{\frac{1}{R} - 1} \quad (3-6)$$

En el caso más simple, donde $R = 50\%$, el factor de conversión asciende a 2, de forma que la salmuera abandona la unidad a una concentración doble que el agua de entrada.

3.3.3. Procesos en etapas

El proceso de desalación en este caso se desarrolla por etapas, por lo que es necesario conocer la evolución de los caudales y concentraciones en cada una de ellas. En la Figura 3.4 se muestra un esquema simplificado.

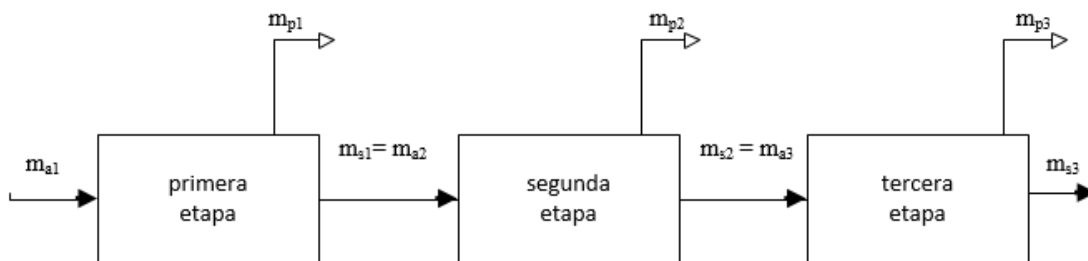


Figura 3.4. Diagrama de bloques de varias etapas

El balance global de la primera etapa sería:

$$m_{a1} = m_{p1} + m_{s1} \quad (3-7)$$

Y la relación entre etapas

$$m_{s1} = m_{a2} \quad (3-8)$$

De forma general, para todas las etapas, el balance global es

$$m_{ai} = m_{pi} + m_{si} \quad (3-9)$$

Mientras que el balance de un componente i

$$m_{ai} x_{ai} = m_{pi} x_{pi} + m_{si} x_{si} \quad (3-10)$$

Y la relación entre etapas

$$m_{si} = m_{a,i+1} \quad (3-11)$$

El caudal total de producto obtenido es la suma de los caudales productos de todos los evaporadores

$$m_{producto} = \sum_{i=1}^n m_{p,i} \quad (3-12)$$

3.3.6. Balance de energía

Para evaluar el balance de energía [14], se tomarán las mismas variables usadas en el balance de materia.

Primero se calcula el calor transmitido por el vapor residual en el primer evaporador, y el calor que transmite el agua de mar al entrar en el evaporador.

$$Q_i = m_{vap} * (h_{vap,in} - h_{vap,out}) + m_{a,0} * Cp_a * (T_{a,i} - T_{ref}) \quad (3-13)$$

Donde m_{vap} es el caudal de vapor que usas para calentar el primer calentador, $h_{vap,in}$ es la entalpía del vapor a la temperatura que entra en el evaporador, y $h_{vap,out}$ es la entalpía del vapor una vez condensado a la temperatura de salida del evaporador. $m_{a,0}$ es el caudal de entrada de agua de mar, como se explica en el apartado anterior. Posteriormente, para los siguientes evaporadores se utilizará el caudal del agua evaporada en lugar del caudal de vapor proveniente del exterior, y su correspondiente entalpía a la temperatura de ebullición. Suponiéndose que no hay pérdidas de transmisión de calor, de un evaporador a otro.

$$Q_i = m_{s,i} * Cp_s * (T_{s,i} - T_{ref}) + m_{p,i} * h_{fg,T_{sat,i}} \quad (3-14)$$

Al igual que en la ecuación anterior, ahora se trata los caudales de salidas de salmuera y del vapor producido en el evaporador, $m_{s,i}$ y $m_{p,i}$ respectivamente.

Para calcular el área necesaria para cada evaporador se utiliza la ecuación

$$Q_i = A * U * \Delta T_{DTLM,i} \quad (3-15)$$

3.3.6. Relación de economía

La relación de economía (RE) es un parámetro que se utiliza sólo en las plantas de destilación que utilizan vapor como fuente principal de energía. Su definición en unidades del Sistema Internacional es el número de kilogramos de agua obtenidos por cada 2330 kJ de energía aportada en el vapor, que corresponden a la entalpía de condensación del vapor a unos 70 °C. De forma analítica se puede expresar como

$$RE = \frac{m_p}{\left(\frac{q}{h_{fg}}\right)} \quad (3-20)$$

Donde q es la carga térmica del condensador y h_{fg} es la entalpía de condensación.

Otra definición sería que RE es el número de kilogramos de agua producidos por kilogramo de vapor aportado.

$$RE = \frac{\text{kg de agua producto}}{\text{kg de vapor motriz}} = \frac{m_p}{m_v} \quad (3-21)$$

Sus valores típicos oscilan entre 6 y 12 kg agua/ kg vapor.

Este parámetro se puede usar como medida de la eficiencia energética pues la inversa de RE es el consumo de vapor por unidad de agua producida.

3.4 Características típicas de las instalaciones de desalinización

3.4.1. Agua de alimentación y de producto

Dado que se evapora el agua, el proceso es insensible a la salinidad de la alimentación. La necesidad de energía es prácticamente la misma para cualquier salinidad de la alimentación. Como se comenta en el primer apartado de este documento, el agua de mar tiene una salinidad total estándar de 30.000 y 45.000 ppm. El agua producto es agua destilada, de calidad muy buena, de menos de 50 ppm.

3.4.2. Presión y temperatura

Inicialmente se operaba a alta temperatura, alrededor de 100°C para la temperatura máxima de agua de mar. Sin embargo como la relación de economía es independiente de la temperatura máxima, esta se ha reducido y actualmente se suele trabajar entre 65-75 °C. En estas condiciones, los problemas de incrustaciones se reducen considerablemente, y así el pretratamiento es más sencillo. El rango de presiones en los distintos evaporadores suele oscilar entre los 0,6 bares y los 0,05 bares absolutos, siempre en condiciones de vacío, por lo que se requiere eyectores de vapor.

3.4.3 Conversión

Por razón de las incrustaciones, hay una limitación en el factor de concentración, y por tanto en la conversión, que es típicamente del 50 %.

3.4.4. Consumo energético

En comparación con otros sistemas de desalinización térmicos, en la destilación multiefecto el consumo de vapor es algo menor. La relación de economía está directamente relacionada con el número de efectos. Aumentando el número de efectos, se pueden alcanzar relaciones de economía de hasta 13 y 14 kg agua/ kg vapor, aunque lo habitual es un valor entre 10 y 12. No sólo hay que considerar el vapor de calefacción, sino también la electricidad auxiliar empleada en equipos de bombeo.

3.4.5. Campo de aplicación

Por las características señaladas, la utilización de la destilación multiefecto es más propia en plantas de unidades medias (mínimo de unos 2000 m³/h y máximo de unos 25.000 m³/h por unidad). Como se comentó con anterioridad, el agua producto es agua de alta calidad (destilada). Por lo que para hacer este agua apta para el consumo humano, será conveniente la mezcla posterior del producto con aguas algo más salinas para proceder a su distribución.

El sistema requiere vapor de baja presión, típicamente procedente de una turbina, por lo que una idea sensata sería plantear una planta dual o de cogeneración, con producción simultánea de electricidad.

El tipo de evaporadores empleados son de gran tamaño, por lo que esta tecnología implica calderería de gran envergadura, en espacios amplios.

3.5. Disposición de la salmuera restante

La corriente de salmuera tiene una alta concentración en sales, a veces incluso superior a 100.000 ppm. Estas corrientes tienen una concentración baja en oxígeno y en cobre debido a la corrosión de los intercambiadores. Por lo que estas corrientes son muy peligrosas para la vida marina, por lo que hay que tener cuidado de no verter la salmuera causando impacto medioambiental.

Hay tres métodos para tratar esta salmuera restante:

3.5.1 Eliminación en aguas superficiales

Para plantas localizadas cerca del mar, esta eliminación no causa serios problemas. Donde las líneas de salmuera son canalizadas directamente al mar, esto reduce rápidamente la temperatura y la salinidad de la salmuera, por el rápido mezclado con el agua de mar. Se debe enviar lo más lejos que se pueda del área de captación de agua.

3.5.2 Estanques de evaporación

Otro método común usado es la evaporación en estanques al aire libre. Los problemas que tiene este método, es que se requiere una alta área y peligros por filtración.

3.5.3 Traslado a un proceso industrial para su recuperación

Si un proceso industrial está localizado cerca de la planta, la salmuera puede ser bombeada para recuperar subproductos. Un ejemplo sería una planta de cloro y sal en Abu Dhabi la cual usa salmuera concentrada como materia prima.

4. ESTIMACIÓN DE COSTES

Para llevar a cabo la optimización del problema, es fundamental calcular los costes [15] de las diferentes alternativas posibles. Para este problema, se estudiarán los distintos casos descritos con anterioridad.

Para obtener un cálculo más exacto (Coste de adquisición), será necesario corregir el valor $Coste_{equipo}^0$ en cuanto al tiempo, tipo de material, temperatura y presión.

Generalmente, los precios conocidos están obsoletos y para actualizarlos en el año en el que se realiza la estimación económica, se utilizan los índices de costes:

$$\frac{Coste_{año\ x}}{Coste_{año\ y}} = \frac{I_{año\ x}}{I_{año\ y}} \quad (4-1)$$

Siendo:

- $C_{año\ x}$ y $I_{año\ x}$ respectivamente el coste y el índice de costes para el equipo a estimar
- $C_{año\ y}$ y $I_{año\ y}$ respectivamente el coste y el índice de costes del equipo de información conocida

El índice utilizado será los índices Cepci, los utilizados se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 4.1. Índices CEPCI

CEPCI	Año
395.6	2002
468.2	2005
541.7	2016

En el caso de que la presión de operación del equipo sea distinta a la presión ambiental, el valor del coste del equipo se debe corregir aplicando un factor de corrección, F_p :

$$\log_{10} F_p = C_1 + C_2 \cdot \log_{10} P + C_3 \cdot (\log_{10} P)^2 \quad (4-2)$$

Dónde:

- F_p es un factor de corrección que depende de la presión
- P es la presión de operación del equipo y C_i son parámetros característicos del equipo. Tanto P como C_i tienen unidades bares manométricos

En el caso de que el material de construcción del equipo sea distinto al acero al carbono, el valor del coste del equipo se debe corregir aplicando un factor de corrección, FM

Una vez conocido los factores F_p y F_m , la correlación del coste dependerá del tipo de equipo. Donde cada equipo variará su coste dependiendo de “A” que es la capacidad o parámetro del tamaño del equipo.

$$\log_{10} C_{equipo} = K_1 + K_2 \cdot \log_{10}(A) + K_3 \cdot (\log_{10}(A))^2 \quad (4-3)$$

Una vez conocido el coste de adquisición de todos los equipos, otro factor a tener en cuenta es el valor del coste total que se obtiene en la operación. Donde se debe diferenciar entre costes iniciales y costes variables. Los costes iniciales son el coste de bombas y de los evaporadores que se obtiene mediante tablas, como se ha explicado con anterioridad.

El coste variable, es el coste de operación anual, es el coste del caudal de vapor y de la electricidad usada para las bombas. Se procede a calcular el coste total de inversión de la planta. Se usará el método de Lang, que es múltiplo del coste del equipo

$$Coste\ Total = F * \sum Coste_{equipos} \quad (4-4)$$

Donde F es el factor de Lang. Que toma valores de 3,10 para plantas de sólidos, 3,63 para plantas mixtas y 4,74 para plantas de fluidos.

4.1. Datos económicos

Una vez determinado el precio que tendría cada equipo es necesario realizar un estudio económico para determinar si alguna de las alternativas propuestas es viable, o si por el contrario, hay que buscar una cuarta alternativa que sea la solución óptima del problema.

Se calcula una función de costes a optimizar con los datos obtenidos de tablas y mediante el EES se determina que implantación es la más rentable. Esto se debe a que se produce un mínimo entre coste del número de evaporadores y el coste del caudal de vapor.

Lo primero es elegir el método para calcular la inversión, en este caso vamos a utilizar el VAN (Valor Actual Neto) o también llamado VPN (Valor Presente Neto), en lugar del TIR (Tasa de Rentabilidad Interna). Ya que, para calcular si la inversión es rentable mediante el método TIR, habría que calcular todos los flujos de cajas sin actualizar. Y posteriormente, comparar el resultado obtenido con el coste de inversión supuesto. Método más complejo, que calcular únicamente el sumatorio que ofrece el coste de capital de la inversión para comprobar si la inversión es rentable en cierto tiempo.

Para poder calcular la inversión, hay que partir de unos valores supuestos. Por ejemplo, se toma que la vida útil de la planta (N) va a ser 30 años, por lo que será el dato en el que se basa el estudio. Para la tasa de descuento o interés (i) toma el valor del 5% y para la inflación (inf) el valor del 2%. Finalmente, FSVF es el valor que toma el dinero a lo largo de los años, se calcula como se muestra en la Ecuación 4-6. Donde se tiene en cuenta el interés y la inflación producida en la inversión.

$$FSVP = \sum_{K=1}^N \frac{1}{(1 + ief)^i} \quad (4-6)$$

Para poder calcular FSVP se necesita obtener el valor del interés efectivo (ief), que es calculado como se muestra en la Ecuación 5.

$$ief = \frac{1 + i}{1 + inf} \quad (4-7)$$

4.2. Listas de equipos y su coste

Los costes de los equipos presentados a continuación, se refieren al año 2005, por lo que habrá que utilizar un factor de multiplicación para actualizar su precio.

4.2.1. Evaporadores

El diseño de los evaporadores se realizará con el material de acero inoxidable, para así evitar cualquier problema de corrosión. Debido a esto, su precio será mayor que cualquier diseño con acero al carbono. El coste de los evaporadores se realiza mediante la ecuación:

$$Coste_{Final} = Coste_{equipo} \cdot F_M \cdot F_p \quad (4-8)$$

En la siguiente tabla se muestran los factores de corrección para el coste de los evaporadores:

Tabla 4.2. Factores de corrección para evaporadores

Evaporator Types	K ₁	K ₂	K ₃	A _{min(m2)}	A _{max(m2)}	P _{max(barg)}	C ₁	C ₂	C ₃
Forced Circulation	5,0238	0,3475	0,0703	5	1000	150	0,1578	-0,2992	0,1413
Falling Film	3,9119	0,8627	-0,0088	50	500	150	0,1578	-0,2992	0,1413
Agitated (Scraped Wall)	5	0,149	-0,0134	0,5	5	150	0,1578	-0,2992	0,1413
Short Tube	5,2366	-0,6572	0,35	10	100	150	0,1578	-0,2992	0,1413
Long Tube	4,642	0,3698	0,0025	100	10000	150	0,1578	-0,2992	0,1413

En la siguiente tabla se muestran los factores de corrección por material (F_M):

Tabla 4.3. Factores de corrección por material para evaporadores

Evaporator Types	Bare Module Factors, F_{BM}				
	CS	Cu Alloy	SS	Ni Alloy	Ti
Forced Circulation	2,9	3,63	5,08	9,66	14,5
Falling Film	2,25	2,81	3,94	7,49	11,25
Agitated (Scraped Wall)	2,25	2,81	3,94	7,49	11,25
Short Tube	2,9	3,63	5,08	9,66	14,5
Long Tube	2,9	3,63	5,08	9,66	14,5

El material elegido como se comentó con anterioridad es acero inoxidable, en la tabla llamado SS (*Stainless Steel*).

A modo resumen, los valores obtenidos para el coste de los evaporadores son:

$K1$	$K2$	$K3$	$C1$	$C2$	$C3$	F_M
4,642	0,3698	0,0025	0,1578	-0,2992	0,1413	5,08

Quedando todo como una única ecuación, donde A_i es el área de cada evaporador en unidades de metros cuadrados y P_i es la presión interior que se da en cada evaporador en unidades de bares manométricos.

$$\begin{aligned}
 Coste_{evaporador,i} &= \left(10^{4,642 + 0,3698 \cdot \log_{10}(A_i) + 0,0025 \cdot (\log_{10}(A_i))^2} \right) \cdot 5,08 \cdot \\
 &\cdot \left(10^{0,1578 - 0,2992 \cdot \log_{10}P_i + 0,1413 \cdot (\log_{10}P_i)^2} \right)
 \end{aligned}$$

De este modo se puede calcular el coste para cada intercambiador, sabiendo solamente el área y la presión de cada evaporador.

4.2.2 Intercambiadores de calor (Condensador)

El intercambiador de calor que hay en la planta aparte de los evaporadores, es el condensador que se utiliza en el último evaporador para como su propio nombre indica, condensar el vapor del último efecto.

El coste de los intercambiadores de calor se rige por la siguiente ecuación:

$$Coste_{Final} = Coste_{equipo} \cdot (B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_p) \tag{4-9}$$

En la siguiente tabla se muestran los factores de corrección para el coste de los intercambiadores:

Tabla 4.4. Factores de corrección para intercambiadores de calor.

Exchanger Type	K ₁	K ₂	K ₃	C ₁	C ₂	C ₃	B ₁	B ₂	A _{min} (m ²)	A _{max} (m ²)	P _{max} (barg)
Double Pipe	3,3444	0,2745	-0,0472	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	1	10	300
40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
P < 40 barg				0	0	0					
Multiple Pipe	2,7652	0,7282	0,0783	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	10	100	300
40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
P < 40 barg				0	0	0					
Fixed tube, sheet, or U tul tubes only > 5 barg	4,3247	-0,303	0,1634	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
Floating Head tubes only > 5barg	4,8306	-0,8509	0,3187	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
Bayonet tubes only > 5 barg	4,2768	-0,0495	0,1431	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
Kettle Reboiler tubes only > 5 barg	4,4646	-0,5277	0,3955	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	100	140
Scraped Wall 40 barg < P < 100 barg	3,7803	0,8569	0,0349	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	2,0	20	300
P < 40 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
Teflon Tube	3,8062	0,8924	-0,1671	0	0	0	1,63	1,66	1,0	10	15
Air Cooler	4,0336	0,2341	0,0497	-0,125	0,15361	-0,02861	0,96	1,21	10	10000	100
Spiral Tube - shell and tube only	3,9912	0,0668	0,243	-0,4045	0,1859	0	1,74	1,55	1	100	400
Spiral Plate	4,6561	-0,2947	0,2207	0	0	0	0,96	1,21	1	100	19
Flat Plate	4,6656	-0,1557	0,1547	0	0	0	0,96	1,21	10	1000	19

En la siguiente tabla se muestran los factores de corrección por material (F_M):

Tabla 4.5. Factores de corrección por material para intercambiadores de calor.

Exchanger Type	Shell - CS	CS	Cu	CS	SS	CS	Ni	CS	Ti
	Tube - CS	Cu	Cu	SS	SS	Ni	Ni	Ti	Ti
Double Pipe	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Multiple Pipe	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Fixed tube, sheet, or U tul	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Floating Head	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Bayonet	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Kettle Reboiler	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Scraped Wall	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Spiral Tube	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38

A modo resumen, los valores obtenidos para el coste de los evaporadores son:

K ₁	K ₂	K ₃	C ₁	C ₂	C ₃	B ₁	B ₂	F _M
3,9912	0,0668	0,243	-0,4045	0,1589	0	1,74	1,55	2,73

Quedando todo como una única ecuación, donde A_i es el área del condensador en unidades de metros cuadrados y P_i es la presión interior que se da en el condensador en unidades de bares manométricos.

$$\begin{aligned}
 \text{Coste}_{\text{intercambiador},i} &= \left(10^{\left(3,9912 + 0,0668 * \log_{10}(A_i) + 0,243 * (\log_{10}(A_i))^2 \right)} \right) * \\
 & * \left(1,74 + 1,55 * 2,68 * (10^{(-0,4045+0,1589*\log_{10}P_i)}) \right)
 \end{aligned}$$

De este modo se puede calcular el coste para cada intercambiador, sabiendo solamente el área y la presión del condensador.

4.2.3. Tanques

El coste de los tanques se rige por la siguiente ecuación; la cual coincide con la de intercambiadores de calor y las bombas:

$$Coste_{Final} = Coste_{equipo} \cdot (B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_p) \quad (4-11)$$

En la siguiente tabla se muestran los factores de corrección para el coste de los tanques:

Tabla 4.6. Factores de corrección para tanques.

Tank Type	K ₁	K ₂	K ₃	B ₁	B ₂	V _{min} (m ³ /s)	V _{max} (m ³ /s)
Fixed Roof	4,8509	-0,3973	0,1445	1,10	0	90	30000
Floating Roof	5,9567	-0,7585	0,1749	1,10	0,00	1000	40000

No se muestran los factores de corrección por material, ya que el valor de B₂ es 0 y anula el valor de corrección por material y presión. Todos los tanques diseñados serán de techo fijo (*fixed roof*) y no de techo flotante (*floating roof*)

A modo resumen, los valores obtenidos para el coste de los tanques son:

K1	K2	K3	B1	B2
4,8509	0,3973	0,1445	1,10	0

Quedando todo como una única ecuación, donde V_i es el volumen en metros cúbicos que tiene el tanque el tanque.

$$Coste_{tanque,i} = \left(10^{\left(4,8509 - 0,3973 \cdot \log_{10}(V_i) + 0,1445 \cdot (\log_{10}(V_i))^2 \right)} \right) \cdot (1,10)$$

4.2.4. Servicios

A continuación, se muestra una tabla con los costes medios de los servicios en Europa. Serán los datos que se utilizarán para la simulación posteriormente en el EES.

Tabla 4.7: Coste indicativo medio de los servicios en Europa

Servicio	Coste (2002)
Electricidad (para la industria)	4€/GJ
Vapor de caldera	11,5 €/tn

5. CÁLCULOS

No creo que haya alguna emoción más intensa para un inventor que ver alguna de sus creaciones funcionando. Esa emoción hace que uno se olvide de comer, de dormir, de todo.

Nikola Tesla

En este capítulo se realizan los pertinentes cálculos para poder diseñar la planta desalinizadora al completo. [16]

5.1 Datos de partida

La cantidad de agua que se provee y que se usa en las viviendas es un aspecto importante de los servicios de abastecimiento de agua domiciliar que influye en la higiene y, por lo tanto, en la salud pública. [17]

En la Tabla .1 se indica la cantidad de agua que se usa en los diferentes niveles del servicio. Las cantidades estimadas de agua en cada nivel pueden ser menores si el abastecimiento de agua es intermitente, lo que incrementará el riesgo de que ingrese agua contaminada a los sistemas de abastecimiento de agua. Si el acceso es óptimo pero el abastecimiento es intermitente, la operación de los sistemas de saneamiento relacionados con el abastecimiento de agua podría verse afectada y generar mayores riesgos de salud.

Tabla 5.1. Resumen de los requisitos del nivel del servicio de agua para promover la salud

Nivel del servicio	Medición del acceso	Necesidades atendidas	Nivel del efecto en la salud
Sin acceso (menor de 5 l/d)	Más de 1.000 m ó 30 minutos de tiempo total de recolección	Consumo – no se puede garantizar Higiene – no es posible (a no ser que se practique en la fuente)	Muy alto
Acceso básico (la cantidad promedio no puede superar 20 l/d)	Entre 100 y 1.000 m o de 5 a 20 minutos de tiempo total de recolección	Consumo – se debe asegurar Higiene – el lavado de manos y la higiene básica de la alimentación es posible; es difícil garantizar la lavandería y el baño a no ser que se practique en la fuente	Alto
Acceso intermedio (cantidad promedio de aproximadamente 50 l/d)	Agua abastecida a través de un grifo público (o dentro de 100 m ó 5 minutos del tiempo total de recolección)	Consumo – asegurado Higiene – la higiene básica personal y de los alimentos está asegurada; se debe asegurar también la lavandería y el baño	Bajo
Acceso óptimo (cantidad promedio de 100 l/d y más)	Agua abastecida de manera continua a través de varios grifos	Consumo – se atienden todas las necesidades Higiene – se deben atender todas las necesidades	Muy bajo

Por lo que para una población de 140.000 habitantes se necesitaría una producción media de 20000 m³/día. Atendiendo a las necesidades mostradas en la Tabla 5.1, y sólo necesitando unos 140 L/día de media por habitante. La cual debe de tener unas ciertas características mínimas como se indica en la Tabla 5.2 su uso es para el consumo humano según la OMS y el Ministerio de España.

Tabla 5.2. Sustancias y propiedad químicas influyentes en la aceptabilidad del agua para uso doméstico [18]

CONCENTRACIÓN O PROPIEDAD	CONCENTRACIÓN MÁXIMA DESEABLE	CONCENTRACIÓN MÁXIMA ADMISIBLE
SUSTANCIAS	5 unidades	50 unidades
Decolorantes (coloración)		
SUSTANCIAS Olorosas	ninguna	ninguna
SUSTANCIAS QUE DAN SABOR	ninguna	ninguna
MATERIAS EN SUSPEN- SIÓN (Turbidez)	5 unidades	25 unidades
SÓLIDOS TOTALES	500 mg/l	1500 mg/l
p.H.	7.0 a 8.5	6.5 a 9.2
DETERGENTES ANIÓNICOS	0.2 mg/l	1.0 mg/l
ACEITE MINERAL	0.001 mg/l	0.30 mg/l
COMPUESTOS FENÓLICOS	0.001 mg/l	0.002 mg/l
DUREZA TOTAL	2 m Eq/l (100mg/lCaCO ₃)	10 m Eq/l (500mg/lCaCO ₃)
NITRATOS (NO ₃)	—	45 mg/l
CLORUROS (en Cl)	200 mg/l	600 mg/l
COBRE (en Cu)	0.05 mg/l	1.5 mg/l
CALCIO (en Ca)	75 mg/l	200 mg/l
HIERRO (en Fe)	0.1 mg/l	1.0 mg/l
MAGNESIO (en Mg)	30 mg/l	150 mg/l
MANGANESO (en Mn)	0.05 mg/l	0.5 mg/l
SULFATO (en SO ₄)	200 mg/l	400 mg/l
ZINC (en Zn)	5.0 mg/l	15 mg/l

A parte de estas propiedades, hay que cumplimentar con el Real Decreto 314/2006, de 17 de marzo, por el que se aprueba el Código Técnico de la Edificación en particular y el suministro de agua, si los aparatos de tratamiento de agua se instalan en la entrada de los edificios. Y también cumplimentar la norma UNE 149101, donde se especifica el tipo de acondicionamiento de agua en el interior de los edificios.

5.2 Balance de Materia

Se asume que la concentración de sales en el agua es de 36.000 ppm (ya que los valores típicos de la salinidad en el océano atlántico oscila entre 35000 y 37000 ppm) y que la concentración en sales en el agua producto es 0, tal y como se explica en el apartado 3.2. También se asume que la concentración de sales en la salmuera es de 70.000 ppm [19], ya que el rendimiento global típico de las plantas desalinizadoras es de un 50%. Y como se explicó el capítulo 3 en la Ecuación 3-6, el factor de conversión asciende a 2, de forma que la salmuera abandona la unidad a una concentración doble que el agua de entrada.

El caudal de agua producto es la suma de los caudales productos de todos los evaporadores, y es

$$m_{\text{producto}} = \sum_{i=1}^n m_{p,i} = 20,000 \text{ m}^3/\text{día}$$

Realizando los convenientes factores de conversión se obtiene que el caudal es de 231,5 kg/s

Por lo que el balance global de materia de la planta, establece que el caudal de alimentación de agua de mar es

$$m_a x_a \approx m_s x_s$$

Donde $m_s = m_a - m_p$

$$m_a * 0,36 \approx (m_a - 231,5) * 0,7$$

Siendo $m_a = 476,6 \text{ kg/s}$

Siendo el rendimiento global de la planta del 48,57 %.

Tabla 5.3. Valores comunes obtenidos en el Balance de Materia para cualquier número de evaporadores

Caudal	(kg/s)
Corriente de entrada a los evaporadores (m_a)	476,6
Corriente producto de Agua destilada (m_p)	231,5
Corriente de rechazo (Salmuera) (m_s)	241,1
Rendimiento Global	48,47 %

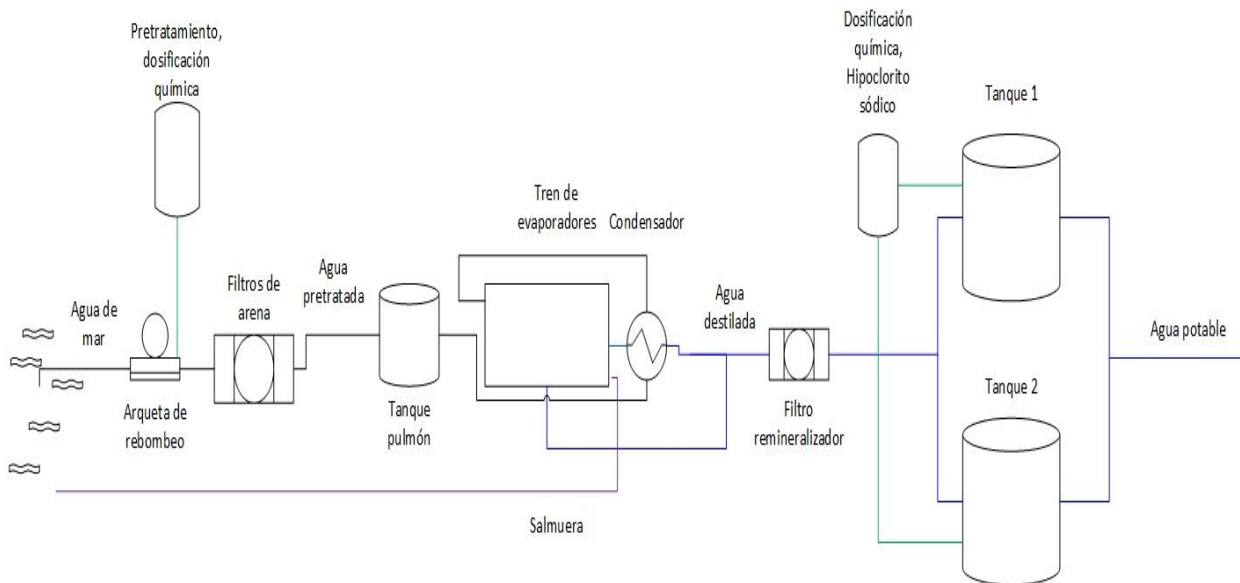


Figura 5.1. Esquema del Balance de Materia de la planta desalinizadora

5.3 Captación de Agua de mar

5.3.1 Emisario submarino

Cuando el oleaje o las características de la costa determinan una elevada turbidez y arrastre de algas o contaminación es preciso recurrir a emisarios submarinos. Consiste en tomar el agua de mar alejado de la costa y a una cierta profundidad donde se conduce el agua por tuberías enterradas hasta una cántara situada en la costa de donde se bombea el agua hasta el pretratamiento de la desalinizadora.

Las partes más importantes que constituyen una toma por emisario submarino son las siguientes:

- Toma del emisario
- Tubería de conducción
- Cántara de bombeo

La toma del emisario es apoyada sobre el fondo marino que permite tomar agua entre 3 y 5 metros del fondo. Su anclaje en el fondo marino se realiza mediante hormigón. Para evitar su aterramiento u obstrucción por algas o elementos de gran tamaño, incluidos peces, se hace terminar en un colector provisto de varios filtros de entrada con rejillas.

5.3.2. Tubería de conducción

Para los cálculos hidráulicos del emisario, es necesario tener en cuenta que hay que evitar una posible sedimentación en la tubería. Por lo que se tiene una velocidad mínima entre 0,6 y 0,8 m/s [20].

$$\text{Área} = \frac{m_a}{\text{Velocidad}} = \frac{0,4766 \text{ m}^3/\text{s}}{0,8 \text{ m/s}} = 0,5957 \text{ m}^2$$

$$\text{Área} = \frac{\pi * D^2}{2} \rightarrow D = 0,3793 \text{ m}$$

5.3.3. Cántara de bombeo

Este depósito recibe el agua bruta de mar, y hace de depósito pulmón antes de la planta de desalinización. El agua es bombeada desde este depósito, al depósito de agua pretratada, que está situado posterior al adicionamiento de antiincrustantes y cloro.

Se dimensiona la cántara de bombeo para seis horas de producción de la planta.

$$V = m_a * 3 h = 1.715,76 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 3 h = 5.147,28 \text{ m}^3$$

También quedan instaladas tres bombas para poder vencer la altura y caudal que se necesite posteriormente. De las cuales dos bombas estarán en funcionamiento y una tercera en reserva.

Para la deposición de la salmuera producida en la planta se realizará el mismo diseño que para la captación de agua de mar. Introduciendo la salmuera a la mayor profundidad posible para así realizar el menor daño posible al ecosistema marino.

5.4. Pretratamiento

Para obtener un mayor rendimiento en la planta desalinizadora y obtener una mayor vida útil en la planta se realiza un pretratamiento. Por ejemplo si ocurre una incrustación o en ensuciamiento en los evaporadores se disminuye considerablemente el rendimiento de la planta, teniéndose que utilizar mayor caudal de vapor para la misma producción de agua. Para evitar estos posibles problemas se toman las siguientes soluciones:

5.4.1. Cloración

La cloración es un proceso de purificación del agua por el cual, el cloro se añade para desinfectarla y para tener un control sobre los organismos presentes en el agua. Y así evitar una posible obstrucción biológica. El cloro actúa como oxidante por lo que sólo se puede añadir unos 0.02 – 0,03 mg/L de Cl₂. Esta dosificación de cloro se realizaría en la cántara de bombeo.

El caudal a tratar es de $1.715,76 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ y añadiendo una dosificación media de 2,5 ppm mediante NaClO al 12,5 % en cloro, lo que significa unos 151,25 g/L

Caudal de producto a dosificar es:

$$Q_{Cloro\ medio} = \frac{1.715,76 * 2,5}{151,25} = 28,36 \text{ L/h}$$

Para esta dosificación, se instalará un depósito de NaClO para unas dos semanas de producción, dos bombas dosificadoras, de las cuales una estará en reserva.

$$V_{Depósito,NaClO} = 28,36 \frac{L}{h} * 24 \frac{h}{día} * 14 \text{ días} = 9528,84 \text{ L}$$

Por lo que se necesitará un depósito de 10 m³ de NaClO.

5.4.2. Coagulación:

En este tratamiento, las partículas en suspensión aumentan su superficie de contacto y se agrupan en partículas mayores para al fin precipitar. El coagulante usado es el Cloruro Férrico ($FeCl_3$) [21]. La dosis media a añadir es 10 – 20 mg/L de $FeCl_3$. El producto cuenta con un 40 % de riqueza (1720 g/L)

Caudal de producto a dosificar es:

$$Q_{FeCl_3\ medio} = \frac{1.715,76 * 15}{1.720} = 14,96 \text{ L/h}$$

Para esta dosificación, se instalará un Depósito de $FeCl_3$ para unas dos semanas de producción, dos bombas dosificadoras, de las cuales una estará en reserva.

$$V_{Depósito,FeCl_3} = 15 \frac{L}{h} * 24 \frac{h}{día} * 14 \text{ días} = 5026,56 \text{ L}$$

Por lo que se necesitará un depósito de 5,1 m³ de $FeCl_3$.

Dado el bajo pH del producto se evitará el contacto con aquellos productos que son incompatibles con productos ácidos por ejemplo el hipoclorito sódico, por lo que antes de añadir el cloruro férrico se realizará una acidificación.

5.4.3 Acidificación

La acidificación se utiliza para ajustar el pH del agua mediante como su nombre indica mediante un ácido. El pH debe ser controlado mediante un rango de 7 a 7,5, para así poder evitar la precipitación de los minerales como el Calcio, Magnesio, sulfatos y carbonatos. El ácido más comúnmente usado es el ácido sulfúrico (H_2SO_4), la acidificación se realiza en la cántara de bombeo. Por lo que la dosificación media se irá controlando mediante un controlador (PID), ya que dependiendo del valor del pH se necesitará más o menos ácido.

Se instalará un depósito de 10 m³, para así poder dosificar durante unas dos semanas, dos bombas dosificadoras, de las cuales una estará en reserva

5.4.4 Filtros de Arena Horizontales

Con el fin de evitar la materia suspendida y no disuelta en el agua, se procederá a una filtración de ésta, mediante unos filtros de arena horizontales. Los cuales tienen una barrera interna de resina isoftálizado con refuerzo de PRFV (plástico reforzado con fibra de vidrio). Los filtros encontrados en catálogos tienen un diámetro de 3400 mm, una presión de diseño de 6 bares, una longitud 14500 mm, y un área de filtración de 43 m². En la Figura 4.2. se puede observar un ejemplo de filtro de arena horizontal.



Figura 5.2. Filtro de arena horizontal

El movimiento del agua es siempre en sentido vertical, penetrando por la parte superior y descendiendo a través de las capas filtrantes. La velocidad de diseño es de 15 m/h, según la marca Poltank [22], quedando que se necesita un área de:

$$\text{Área}_{\text{filtrante}} = \frac{1.715,76 \text{ m}^3/\text{h}}{15 \text{ m/h}} = 114,384 \text{ m}^2$$

$$N^{\circ}_{\text{filtros}} = \frac{114,384 \text{ m}^2}{43 \text{ m}^2} = 2,66 \approx 3$$

Se instalará un número total de 4 filtros, donde un filtro estará en reserva para cuando se esté limpiando. Aunque el mínimo número de filtros disponibles para filtrado son tres, por lo que de fallar uno (una válvula de fallo por ejemplo) los otros tres seguirían filtrando sin hacer lavados hasta que se solucione el problema.

El lavado de un filtro se realiza transcurrido un tiempo de producción de 48 horas, o si la pérdida de carga producida en los filtros es superior a 1 bar. Una vez realizado el lavado, el filtro entrará otra vez en producción y otro filtro realizará el lavado. Se realizarán lavados de los filtros siempre se sea necesario y que haya un número de filtros mínimo trabajando, mínimo 2 unidades.

5.4.5. Anti-incrustante y Anti-oxidante:

Un antiincrustante es un compuesto químico que tiene la propiedad de evitar que las sales del agua se depositen (precipiten) en conducciones, depósitos, o cualquier superficie. Normalmente estas sales son carbonatos, silicatos y sulfatos de calcio.

Los compuestos antiincrustantes suelen reaccionar con el calcio y el magnesio de manera que no puedan formar precipitados cristalinos que formen incrustaciones. Se usará el anti-incrustante ácido amino timetil fosfónico (atmp) [23] que también tiene la función de anti-oxidante. Tiene una gran calidad higroscópica, y tiene una gran eficiencia por debajo de los 200 °C.

El atmp es generalmente envasado en bidones de plásticos de 250 kg o en tambores de 1000 kg, el cual cumple la norma ios9001 de gestión de calidad, cuya densidad es de 1,3 mg/L y una pureza del 48 al 52%.

Eligiendo para la planta un depósito de 1000 kg, y siendo la dosificación media entre 20-60 mg/L y el caudal a tratar es de $1.715,76 \frac{m^3}{h}$ y utilizando la dosificación más desfavorable. Se tendrá una dosificación durante:

$$Q_{atmp} = 1.715 \frac{L}{h} * 60 \text{ mg/L} = 102,9 \text{ g/h}$$

$$t_{de\ 1\ depósito} = 10^6 \text{ g} \div 102,9 \text{ g/h} \approx 9.718,12 \text{ h} \approx 405 \text{ días}$$

Por lo que con un depósito de 1000 kg de atmp, se tiene para más de un año de producción de agua desalada. También se tendrá dos bombas dosificadoras, de las cuales una estará en reserva.

Todos los depósitos utilizados en el pretratamiento, estarán ubicados en un cubeto de retención independiente fabricado en obra civil.

5.5. Evaporadores:

Para el diseño de los evaporadores [24] se ha usado el programa EES “Engineering Equation Solver”, donde a partir del balance de materia que se realizó en el apartado anterior se comenzará a calcular un óptimo del coste de los evaporadores y el caudal de vapor vivo que se necesita para transferir calor al primer evaporador. Y de esta forma disminuir el coste de la planta, y tener un mayor beneficio. Según la teoría, el número óptimo de evaporadores se encuentra entre 3 y 6 evaporadores, número que se comprobará desde 1 evaporador hasta 6.

En la Figura 5.4 se muestra un ejemplo de evaporadores real proveniente de la planta desalinizadora de *Zawia Derna Sussa* situada en Libia, que tiene una producción de $160.000 \text{ m}^3/\text{día}$ (8 unidades de $20.000 \text{ m}^3/\text{día}$ cada unidad). En este caso cuenta con 3 evaporadores cada unidad.

En la siguiente Figura se muestra una imagen de la planta desalinizadora de *Abutaraba* situada en Libia, donde se tiene una producción total de $40.000 \text{ m}^3/\text{día}$ (3 unidades de $13.000 \text{ m}^3/\text{día}$).

El objetivo de este capítulo es obtener el área de transferencia necesaria en cada evaporador para poder diseñar unos evaporadores cilíndricos como los que se puede observar en las posteriores imágenes.



Figura 5.3. Planta desalinizadora de Za2ia Derna Sussa.



Figura 5.4. Planta desalinizadora de Abutaraba

Se tienen dos problemas de optimización en el diseño de los evaporadores:

1. Número de evaporadores, conforme aumenta el número de efectos aumenta el coste inicial necesario (aumenta el número de evaporadores). Ya que el área total del proceso no se mantiene constante al aumentar el número de evaporadores, si no que esta también aumenta, así que el coste asociado al número de evaporadores aumenta. Pero al aumentar el número de evaporadores, disminuye la masa de vapor que es necesaria para calentar el primer evaporador y conseguir la ebullición, por lo que disminuye el coste de operación referido al coste del vapor que es el gasto principal en una planta desalinizadora de tipo MED. Esta disminución del coste es debido a que aumenta considerablemente la eficiencia del proceso. La optimización está en encontrar un número de efectos óptimo que maximice el beneficio al producir una cantidad de agua potable constante.
2. Temperatura de los evaporadores, conforme aumenta la temperatura del primer evaporador, el área necesaria en el evaporador 1 es mayor, pero disminuye el área de los siguientes evaporadores. Por lo que hay que encontrar una temperatura intermedia que optimice las áreas. A medida que aumenta el número de efectos, la temperatura de cada evaporador aumenta debido al EPE "Elevación del Punto de Ebullición". Al aumentar la concentración en sales en cada evaporador, aumenta la temperatura de ebullición respecto a la temperatura de saturación del agua, cuanto mayor es la concentración en sales mayormente se agudiza este efecto. Debido a esto, cada evaporador necesita un área mayor, por eso tiene tanta importancia el multiefecto y encontrar un número óptimo de evaporadores.

Antes de empezar con el balance de materia se recuerda que hay varias formas de alimentación que se puede dar en los evaporadores multiefectos:

1. Alimentación directa o isocorriente (Figura 5.), donde el agua de mar es alimentada en el primer evaporador y sigue el mismo sentido de circulación que el vapor saliendo la salmuera concentrada por el último evaporador. El líquido circula en el sentido de presiones decrecientes y no es necesario aplicar energía auxiliar para que el líquido pase de un efecto al otro. Solamente hacen falta dos bombas, una para introducir el agua de mar al primer efecto y otra para extraer la salmuera del último evaporador e impulsarla.

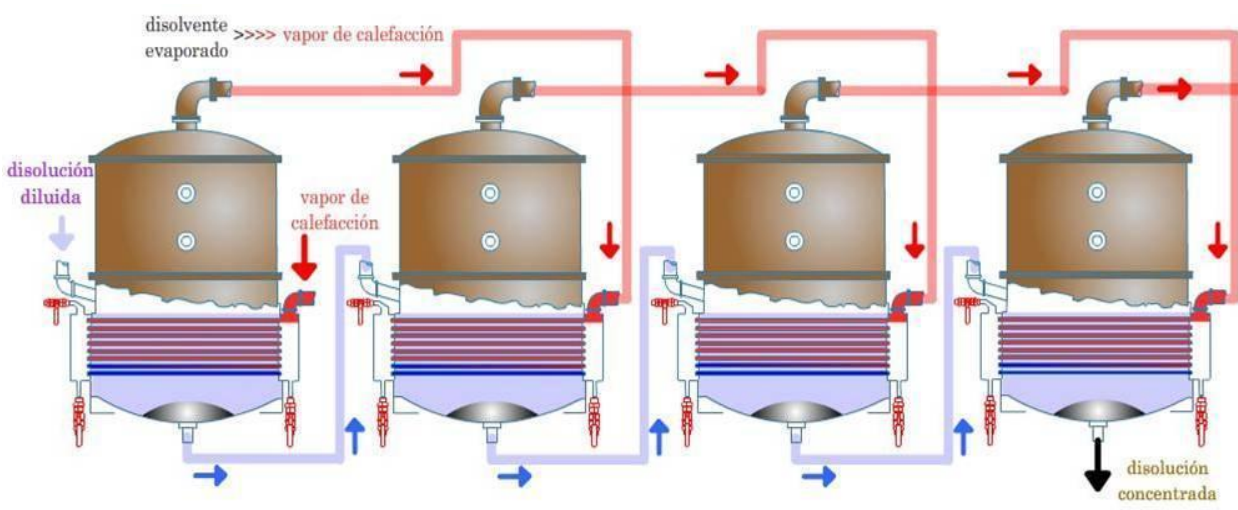


Figura 5.5. Esquema de alimentación directa o isocorriente.

2. Alimentación a contracorriente (Figura 5.), el agua de mar entra en el último evaporador y sale la salmuera por el primer evaporador, por lo que el vapor calefactor y el agua de mar circulan en sentidos contrarios. En este caso el agua de mar circula en el sentido de presiones crecientes, eso

requiere el uso de bombas en cada efecto para bombear la salmuera de un evaporador al siguiente. Eso supone una complicación mecánica considerable que se suma al hecho de hacer trabajar las bombas a presiones inferiores a la atmosférica.

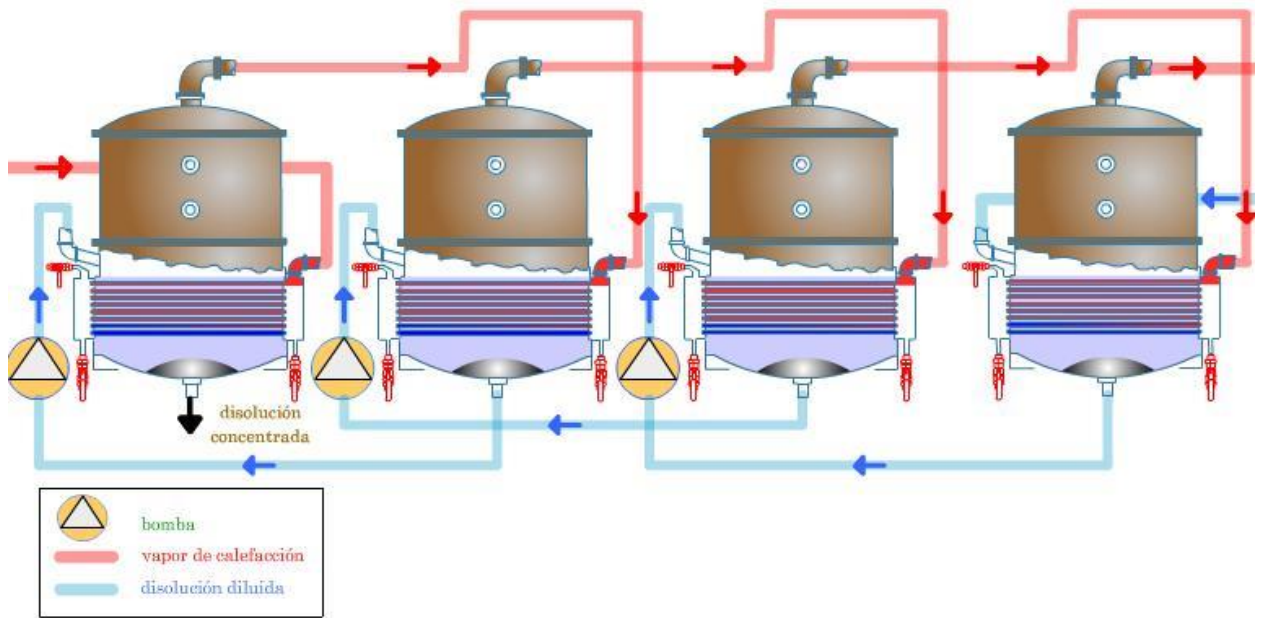


Figura 5.6. Esquema de alimentación a contracorriente.

La configuración usada tal y como se vio en el apartado “3.3.3 Proceso en etapas ”, es la alimentación directa. Donde hay que tener en cuenta la diferente evolución de los caudales dentro de los evaporadores, como se puede observar en la figura 5.3.

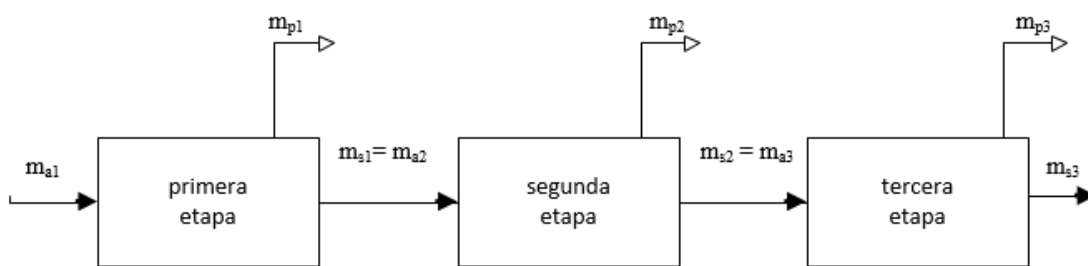


Figura 5.7. Diagrama de bloques de una planta med en varias etapas isocorriente.

De forma general, para todas las etapas, el balance global es

$$m_{ai} = m_{pi} + m_{si} \quad (5-1)$$

Mientras que el balance de un componente i

$$m_{ai} x_{ai} = m_{pi} x_{pi} + m_{si} x_{si} \quad (5-2)$$

Y la relación entre etapas

$$m_{si} = m_{a,i+1} \quad (5-3)$$

Una vez conocido los caudales de todos los evaporadores, el siguiente paso es realizar un balance de energía de forma que se pueda conocer el caudal de vapor vivo que se debe introducir en el primer evaporador.

$$Q_i = m_{vap} * (h_{vap,in} - h_{vap,out}) + m_{a,0} * Cp_a * (T_{a,i} - T_{ref}) \quad (5-4)$$

Donde m_{vap} es el caudal de vapor que usas para calentar el primer calentador, $h_{vap,in}$ es la entalpía del vapor a la temperatura que entra en el evaporador, y $h_{vap,out}$ es la entalpía del vapor una vez condensado a la temperatura de salida del evaporador. $m_{a,0}$ es el caudal de entrada de agua de mar, como se explica en el apartado anterior.

Posteriormente, para los siguientes evaporadores se utilizará el caudal del agua evaporada en lugar del caudal de vapor proveniente del exterior, y su correspondiente entalpía a la temperatura de ebullición. Suponiéndose que no hay pérdidas de transmisión de calor, de un evaporador a otro.

$$Q_i = m_{s,i} * Cp_s * (T_{s,i} - T_{ref}) + m_{p,i} * h_{fg,T_{eb,i}} \quad (5-5)$$

Donde $h_{fg,T_{eb,i}}$ es la entalpía de cambio de fase producida al evaporar el agua, se calculara con la siguiente ecuación:

$$h_{fg,T_{eb,i}} = 2499,5698 - 2,204864 * T_{eb} - 1,596 * 10^{-3} * T_{eb}^2 \quad (5-6)$$

Se calcula para ello, la temperatura de ebullición del agua, que es igual a la temperatura de saturación del agua en el evaporador, más la elevación del punto de ebullición (*EPE*) producida en el evaporador debido a la concentración de sales que hay en el agua. A mayor concentración de sales, se necesitará una mayor temperatura para alcanzar la temperatura de ebullición. Por lo que este error se corrige con

$$T_{eb} = EPE + T_{sat} \quad (5-7)$$

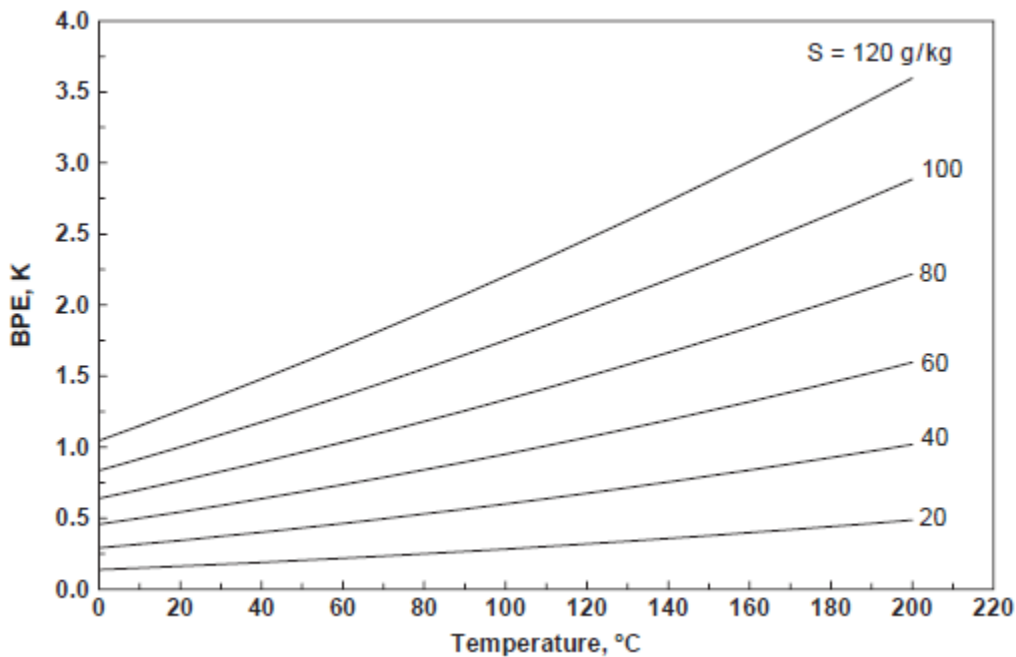
$$EPE = \alpha * x^2 + \beta * x \quad (5-8)$$

Los parámetros α y β toman el valor de

$$\alpha = -4,584 * 10^{-4} * T_{eb}^2 + 2,823 * 10^{-3} * T_{eb} + 17,95 \quad (5-9)$$

$$\beta = 1,536 * 10^{-4} * T_{eb}^2 + 5,267 * 10^{-3} * T_{eb} + 6,56 \quad (5-10)$$

La elevación del punto de ebullición (EPE) se mide en grados kelvin (K), valido para un rango de $0 \leq t \leq 200$ °C y $0 \leq X \leq 0,12$ kg/kg, con una precisión de $\pm 0,018$ K. En la Gráfica se muestra la variación del EPE frente a la temperatura y la salinidad.



Gráfica. 5.8. Variación del EPE frente a la temperatura y la salinidad

En las ecuaciones posteriores se ha supuesto que la temperatura de salida de la salmuera es la temperatura de saturación del evaporador, y no la temperatura de ebullición. Para así corregir en parte la pérdida de calor producida de un evaporador a otro. Es decir, que se pierde el efecto de la Elevación del Punto de Ebullición de un evaporador a otro.

La entalpía del agua de mar se puede calcular con las siguientes ecuaciones, donde $h_{f,w}$ es la entalpía del agua, y $h_{fS,w}$ es la entalpía del agua de mar, que es la que se usará para los posteriores cálculos.

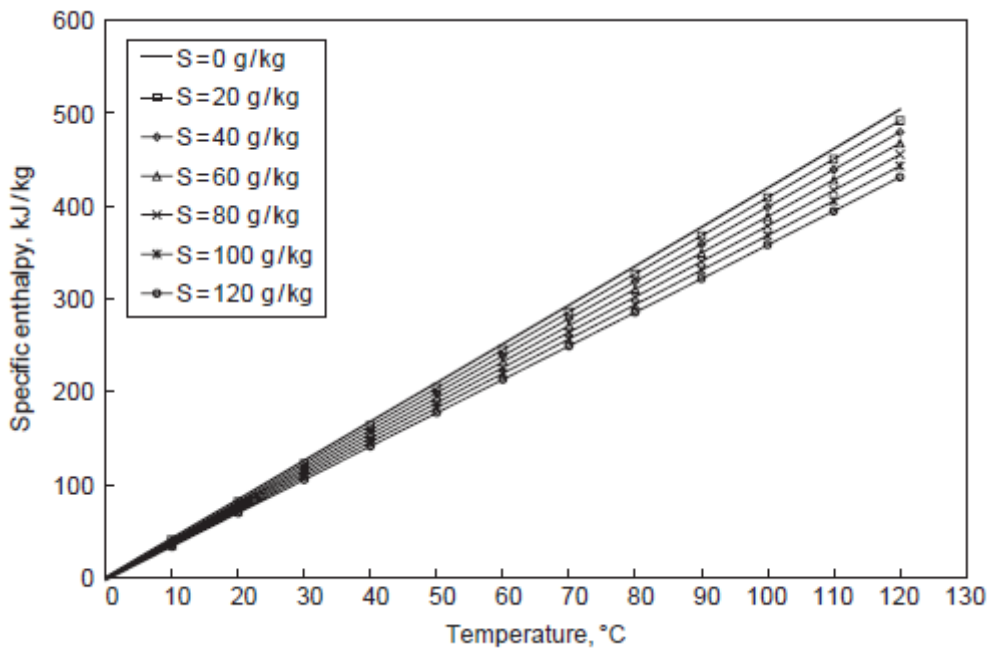
$$h_{f,w} = 141,355 + 4207,07 * T_{sat} - 0,535T_{sat}^2 + 0,004 * T_{sat}^3 \quad (5-11)$$

$$h_{f,s,w} = h_{f,w} - X (a_1 + a_2X + a_3X^2 + a_4X^3 + a_5T_{sat} + a_6T_{sat}^2 + a_7T_{sat}^3 + a_8T_{sat}X + a_9T_{sat}X^2 + a_{10}T_{sat}^2X) \quad (5-12)$$

Donde los parámetros correspondientes son

$$\begin{aligned} a_1 &= -2,348 * 10^{-4} & a_2 &= 3,152 * 10^5 & a_3 &= 2,803 * 10^6 & a_4 &= -1,446 * 10^7 \\ a_5 &= 7,826 * 10^3 & a_6 &= -4,417 * 10 & a_7 &= 2,139 * 10^{-1} & a_8 &= -1,991 * 10^4 \\ a_9 &= 2,778 * 10^4 & a_{10} &= 9,728 * 10 \end{aligned}$$

$h_{f,s,w}$ y $h_{f,w}$ tienen unas unidades de (kJ/kg), valido para un rango de $10 \leq t \leq 120$ °C y $0 \leq X \leq 0,12$ kg/kg, con una precisión de $\pm 0,5\%$. En la Gráfica se muestra la variación de la entalpía frente a la temperatura y la salinidad.



Gráfica.5.9. Variación de la entalpía frente a la temperatura y la salinidad

Una vez conocida todos los valores del balance de energía se introduce una ecuación más por cada evaporador, para calcular el área de cada uno.

$$Q_i = A * U * \Delta T_{DTLM,i} \quad (5-13)$$

Donde para la U se ha tomado el valor de típico de $0,9 \text{ kW/m}^2 * K$. La función objetivo a optimizar es el coste de la planta a los 30 años:

$$FO = FSVP * (INGRESOS - COSTE_{operación}) - COSTE_{inicial} \quad (5-14)$$

FSVP se refiere al valor actualizado del dinero en los 30 años de duración del proyecto, como se explica en el apartado de costes, en la ecuación (4-6).

$$FSVP = \sum_{K=1}^{30} \frac{1}{(1 + 0,029)^i} = 19,75$$

En el anexo 1, se mostrará cómo se ha realizado los cálculos en EES.

5.5.1. Procedimiento de cálculos en EES para el número óptimo de evaporadores

Se busca el número óptimo de evaporadores para una producción de 20.000 m³/día, que equivalen a 231,5 kg/s. Con los balances de materia y energía, y el balance económico se obtienen todos los datos

correspondientes a los evaporadores, ya sean caudales, temperaturas y costes. Todos los datos excepto la presión, la presión de cada evaporador es un grado de libertad que se añade al problema por cada evaporador que hay. Por lo que las presiones de cada evaporador son las variables a optimizar del problema, ya que de las presiones dependen las temperaturas de saturación de cada evaporador, y con ello se varía el balance de energía. Al variar el balance de energía se varía el caudal de vapor vivo que se necesita, que es el principal coste de operación de la planta. El balance de materia queda inalterado, por lo que la concentración que se obtiene en cada evaporador, y el caudal de salmuera y de agua producto en cada evaporador siguen siendo los mismos. Como se varía completamente el balance de energía, el área de cada evaporador también varía. Variando así el coste de cada evaporador, y por tanto, el coste de la inversión inicial que se debe de realizar, ya que del coste de los evaporadores dependen directamente del área y también de la presión, como se explicó en el apartado de costes. Se muestra a continuación en la Figura 5.10 un esquema con las variables que son afectadas al variar la presión.

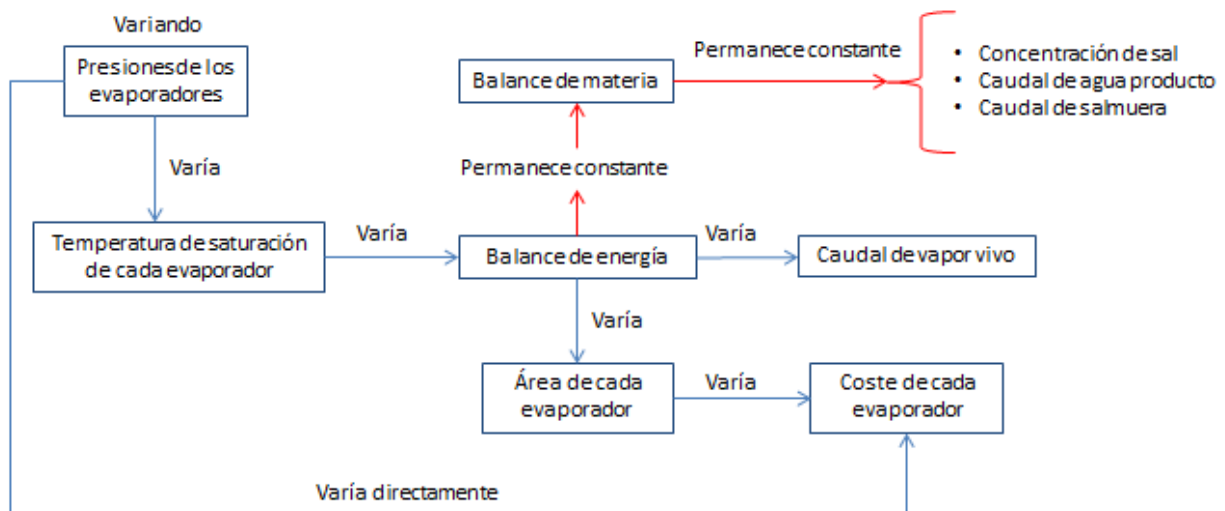


Figura 5.10. Esquema de variables afectadas al variar la presión.

Situando como objetivo obtener la función objetivo (FO) (ecuación 5-14) mínima en la planta, inicialmente se introdujeron unas presiones aleatorias y de orden decreciente para el distinto número de evaporadores, para así poder obtener unos resultados en el EES, y saber que el sistema de ecuaciones estaba redactado correctamente.

Posteriormente para optimizar las presiones, se pone entre comentarios (utilizando comillas o corchetes) la ecuación que definía el valor de la presión, un ejemplo con el primer evaporador sería el siguiente: "P1=1". En el caso del primer evaporador es más sencillo obtener el valor de la presión óptima, ya que como solamente hay un grado de libertad se puede utilizar la función *Min/Max* del EES, donde automáticamente el programa te da el máximo de la función objetivo marcada. En la Figura 5.10 se puede observar cómo se realiza el máximo en el EES del primer evaporador, eligiéndose la función de maximizar la variable FO y como variable independiente queda seleccionada la variable de la presión del primer evaporador P1, para encontrar el mínimo se ha elegido el método de aproximaciones cuadráticas que es el que venía por defecto. En la Figura 5.11 se observa una captura realizada del valor de la presión que máxima la función objetivo, el cual toma un valor de 130 kilo pascales.

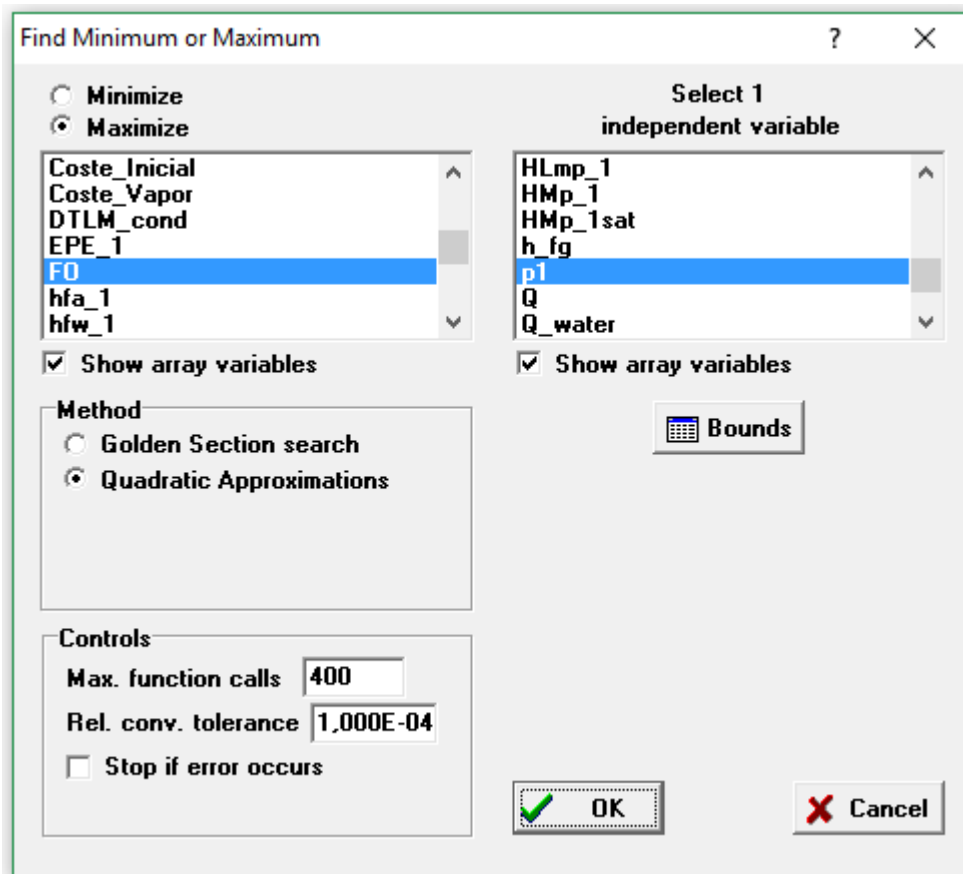


Figura 5.11. Función Min/Max del EES.

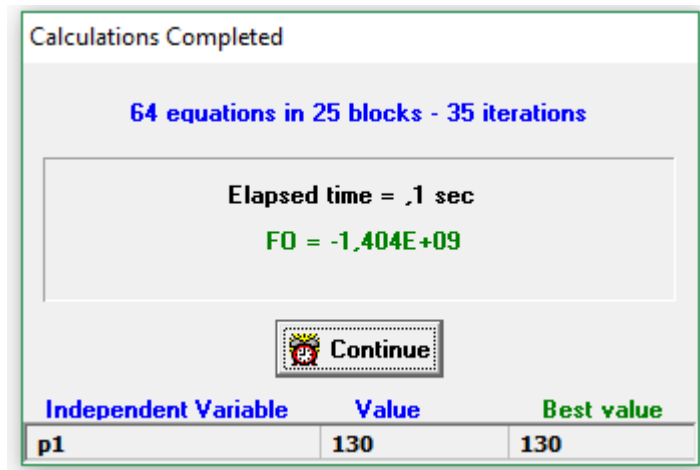


Figura 5.12. Resultado obtenido tras la función Min/Max.

En caso de utilizar varios evaporadores, ya se tiene varios grados de libertad por lo que no se puede utilizar la función *Min/Max* del EES. Para hacer una optimización eficaz y rápida con varios evaporadores, se realizará una tabla paramétrica donde se irá variando los valores de las presiones uno a uno para así observar cual es el valor que optimiza la función objetivo. Tal y como se puede observar en la Figura 5.12 se está buscando la presión óptima del segundo evaporador para un total de 4 evaporadores. Donde se observa que la presión óptima es la de 93,67 kPa, ya que es el valor que da una función objetivo de mayor valor. Una vez obtenido este valor de 93,67, se fija, y se pasa a analizar el valor de las presiones óptimas del tercer evaporador. Entre las presiones del tercer evaporador y del cuarto evaporador. Este procedimiento, se realiza varias veces con cada presión para corroborar que los resultados de las distintas presiones óptimas obtenidas con anterioridad, son los valores que dan un mejor resultado.

	1	2	3	4	5
	FO	p1	p2	p3	p4
Run 1	-1,747E+09	108	107	82,67	73,5
Run 2	-1,135E+09	108	104,3	82,67	73,5
Run 3	-1,008E+09	108	101,7	82,67	73,5
Run 4	-9,551E+08	108	99	82,67	73,5
Run 5	-9,325E+08	108	96,33	82,67	73,5
Run 6	-9,300E+08	108	93,67	82,67	73,5
Run 7	-9,480E+08	108	91	82,67	73,5
Run 8	-9,999E+08	108	88,33	82,67	73,5
Run 9	-1,147E+09	108	85,67	82,67	73,5
Run 10	-2,754E+09	108	83	82,67	73,5

Figura 5.13. Tabla paramétrica para optimizar los valores de las presiones.

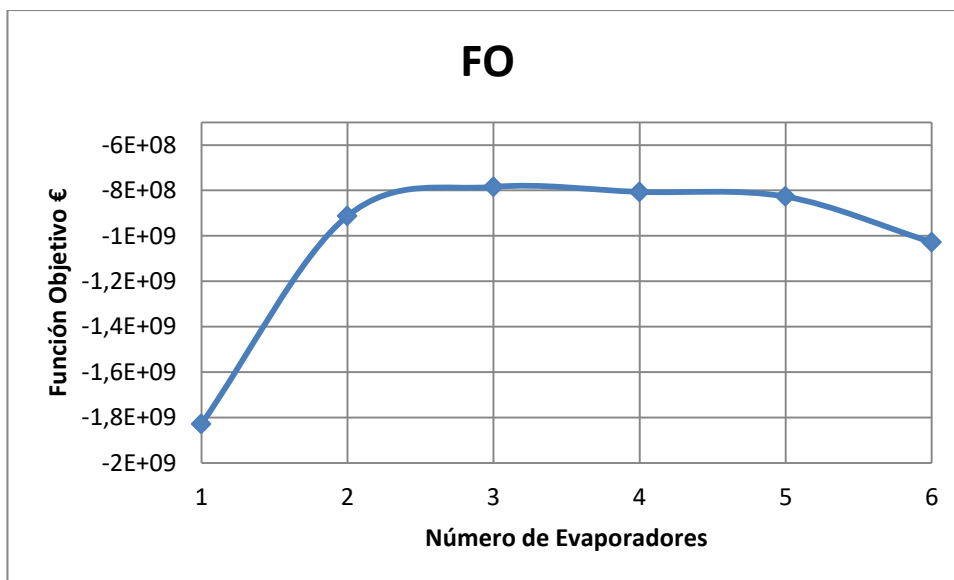
A continuación, en los siguientes subpartados se realiza unos análisis para comparar cuales son las principales características de los evaporadores y sus principales valores.

5.5.2. Valor de la función objetivo con coste del agua fijo

En este subapartado se muestra en la Tabla 5.4 y la Gráfica 5.6 el valor que tendría la función objetivo con un coste del agua de 6 € el metro cúbico de agua potable. Optimizando en cada evaporador como se ha indicado con anterioridad respecto a las presiones. Se puede observar que todas las funciones objetivos toman un valor negativo, esto quiere decir que la inversión no sería para nada rentable. El número de evaporador que hace esta función más grande (menos negativa) y por tanto más rentable la inversión es el de 3.

Tabla 5.3. Comparación de la función objetivo obtenida en cada distinto evaporador

Nº de Evaporadores	1	2	3	4	5	6
FO (millones de €)	-1829	-912,7	-784,5	-806,5	-827,4	-1028



Gráfica 5.14. Comparación de la función objetivo obtenida en cada distinto evaporador

Como conclusión a esta gráfica se observa, que la función objetivo alcanza el máximo con un número de tres evaporadores, para una producción constante de agua producto total.

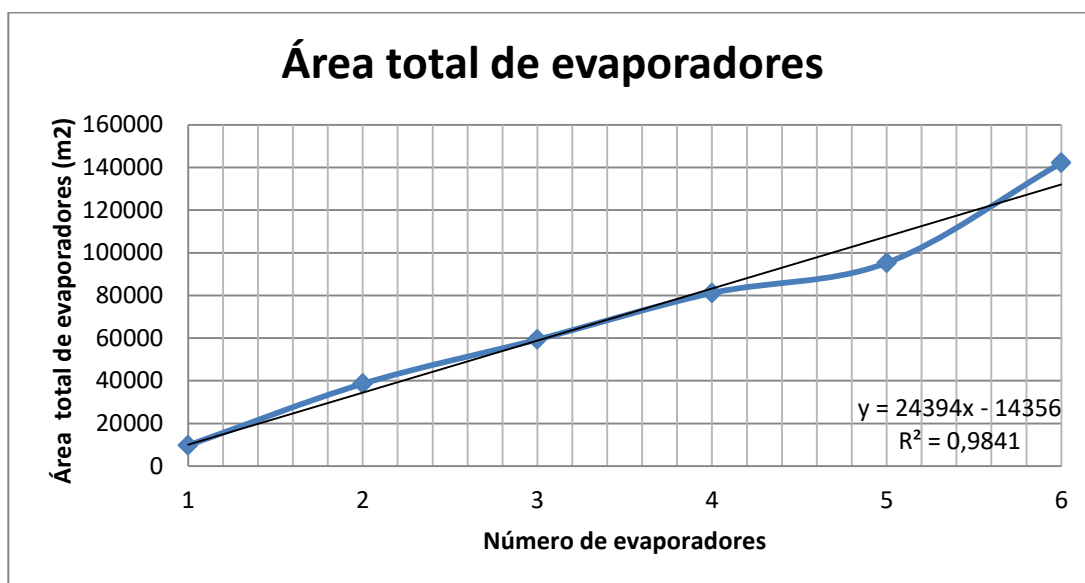
5.5.3. Comparación del área de los evaporadores

Se ha realizado una tabla con el área de cada intercambiador en m², posteriormente se ha realizado la suma del área total para realizar una comparativa. Se observa que cuanto mayor es el número de evaporadores, mayor será el área total de los evaporadores para un mismo caudal de agua desalinizada. Permaneciendo esta área

total variable y no constante, como se podría prever que podría ser el área total de los evaporadores para una misma producción del agua potable

Tabla 5.4. Comparación del área total de los evaporadores frente al número de evaporadores

Nº de Evaporadores	1	2	3	4	5	6
Área 1	9725	18632	17688	18143	13749	10718
Área 2	X	19959	18785	13726	13640	14502
Área 3	X	X	22832	22073	19751	25455
Área 4	X	X	X	27195	21671	25370
Área 5	X	X	X	X	26450	32437
Área 6	X	X	X	X	X	33630
Área Total	9725	38591	59305	81137	95261	142112



Gráfica 5.15. Comparación del área total de los evaporadores frente al número de evaporadores

El área total de los evaporadores es proporcional al número de evaporadores, manteniéndose constante la producción de agua producto total. Llegándose a obtener una función casi lineal. Teniendo una semejanza con la línea de tendencia del 98,41%

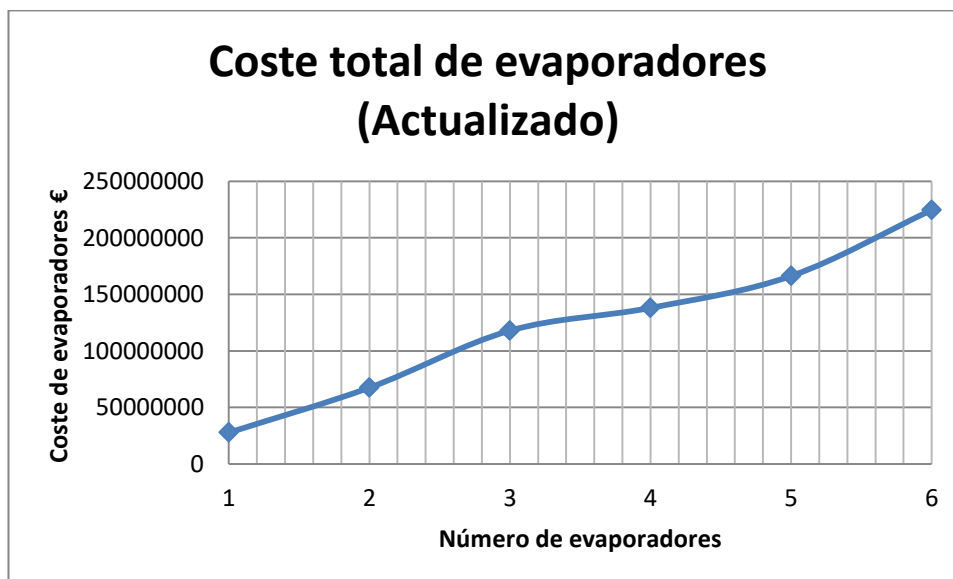
5.5.4. Coste total de los evaporadores

El siguiente análisis que se realiza, es el coste total de los evaporadores en millones de euros ya con el valor actualizado de los costes, teniendo en cuenta los multiplicadores CEPCI. Este coste se calcula mediante la fórmula indicada en el capítulo de coste sobre costes del evaporador. En la Tabla 5. 6, y posteriormente en la Gráfica 5.8 se puede apreciar que a mayor área, mayor será el coste de los evaporadores. También se puede observar que cuanto mayor es el número de los evaporadores la presión va disminuyendo, esto implica que el coste total de los evaporadores aumente cuanto mayor es el número. La presión tiene una alta importancia en

estos costes aunque se trabaje a presiones cercanas de la presión atmosférica, hay que realizar una corrección de presión como se indicó en el apartado de costes, donde se corrige el coste con la diferencia de presión atmosférica, es decir tiene unidades de bares manométricos. Por lo que cuanto mayor es el número de evaporadores, mayor es la diferencia de presión frente a la presión atmosférica, ya que se trabaja a un vacío mayor.

Tabla 5.5. Comparación del coste total de los evaporadores actualizado frente al número de evaporadores

Nº de Evaporadores	1	2	3	4	5	6
Coste 1	20,27	24,15	23,43	23,78	20,25	17,55
Coste 2	X	25,14	35,50	20,23	20,15	20,88
Coste 3	X	X	27,20	26,67	24,98	29,00
Coste 4	X	X	X	30,15	26,38	28,94
Coste 5	X	X	X	X	29,66	33,48
Coste 6	X	X	X	X	X	34,21
Coste evaporadores	20,27	49,29	86,13	100,83	121,42	164,06
Coste evaporadores actualizado	27,75	67,49	117,93	138,06	166,26	224,65



Gráfica 5.16. Comparación del coste total de los evaporadores actualizado frente al número de evaporadores

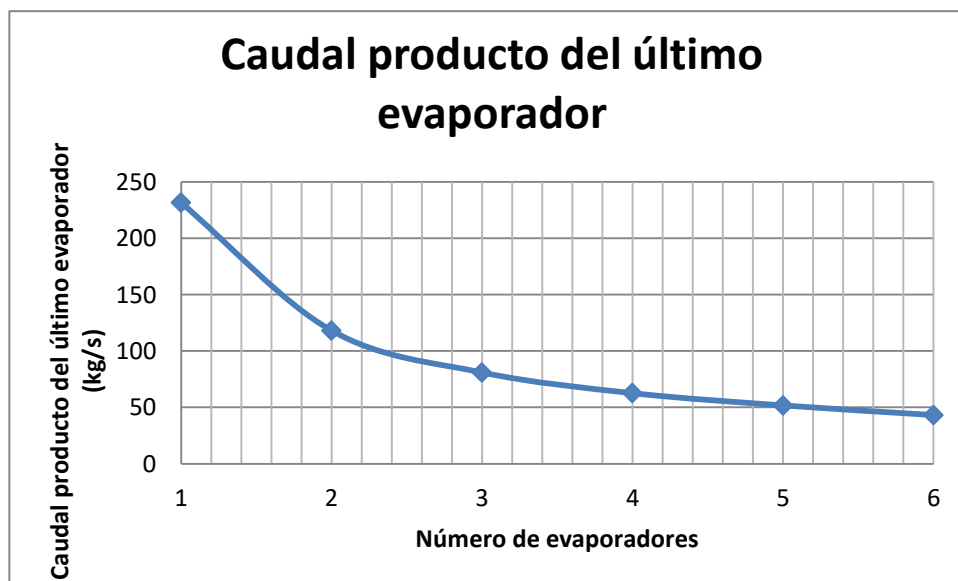
El coste de los evaporadores es polinómicamente dependiente del área de los evaporadores, por lo que cuanto mayor sea el área total de los evaporadores, mayor será el coste de los evaporadores, para una misma producción constante de agua producto total.

5.5.5. Caudal producto del último evaporador

Una comparativa donde se nota acentuadamente el distinto número de evaporadores es el caudal de agua “destilada” (agua producto) que ofrece el último evaporador. Aunque permanece constante la producción total de agua potable de 20.000 m³/día, ya que si se recuerda del capítulo 3 la ecuación (3-12), la producción total es la suma de todos los caudales de agua producto de los evaporadores una vez condensados. Por lo que el caudal del último evaporador va disminuyendo, en cuanto va aumentando el número de evaporadores, tal y como se puede observar en la Tabla 5.7 y la Gráfica 5.9. Con esta gráfica se observa que el caudal de vapor que posteriormente se tiene que condensar disminuye con el número de evaporadores y así el precio de instalación de un condensador será menor cuantos más evaporadores se tenga.

Tabla 5.6. Comparación del caudal producto del último evaporador frente al número de evaporadores

Nº de Evaporadores	1	2	3	4	5	6
Caudal del último evaporador	231,5	118,1	80,94	62,6	51,75	43,18



Gráfica 5.17 Comparación del caudal producto del último evaporador frente al número de evaporadores

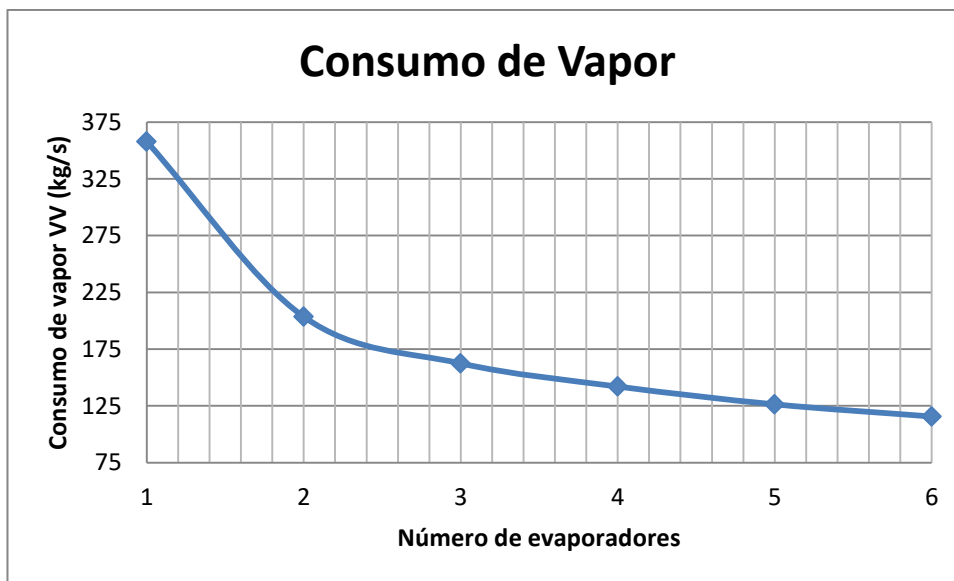
El caudal producto del último evaporador es inversamente proporcional al número de evaporadores, para una producción constante de agua producto. Ya que el caudal total de agua producto se divide casi cualitativamente entre cada evaporador.

5.5.6. Consumo de vapor vivo

La siguiente comparativa realizada es el consumo de vapor vivo que se da en el primer evaporador, en la cual se puede observar que cuanto incrementa el número de evaporadores debe disminuir el consumo de vapor vivo. Ya que el calor necesario para evaporar el primer evaporador es menor, y de este modo al tener un coste de vapor menor disminuye el coste de operación principal al que está sujeto la planta desalinizadora.

Tabla 5.7. Comparación del caudal de vapor vivo necesario frente al número de evaporadores

Número de Evaporadores	1	2	3	4	5	6
Consumo de vapor (VV)	357,8	203,5	162,4	142	126,3	115,6



Gráfica 5.18. Comparación del caudal de vapor vivo necesario frente al número de evaporadores

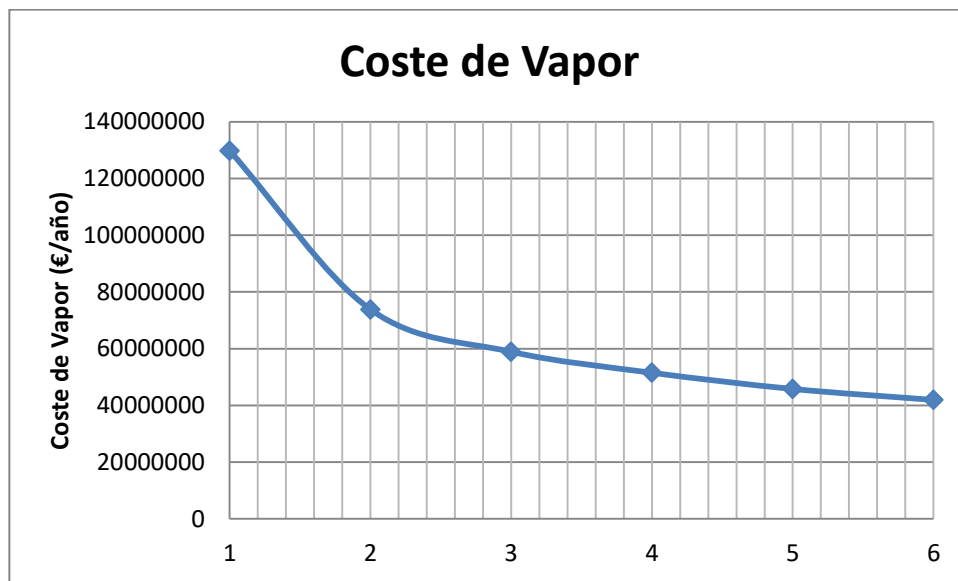
El consumo de vapor vivo es inversamente proporcional al número de evaporadores, ya que cuanto más evaporadores, el incremento del punto de ebullición se hace menor en el primer evaporador y se consigue un mayor rendimiento global. Manteniendo constante el caudal total de agua producto.

5.5.7. Coste de anual del vapor vivo

A continuación, se realiza unas tablas sobre el coste de operación anual del vapor vivo.

Tabla 5.8. Comparación del coste de vapor vivo anual frente al número de evaporadores

Nº de Evaporadores	1	2	3	4	5	6
Coste de Vapor (M€/año)	129,80	73,82	58,91	51,50	45,79	41,92

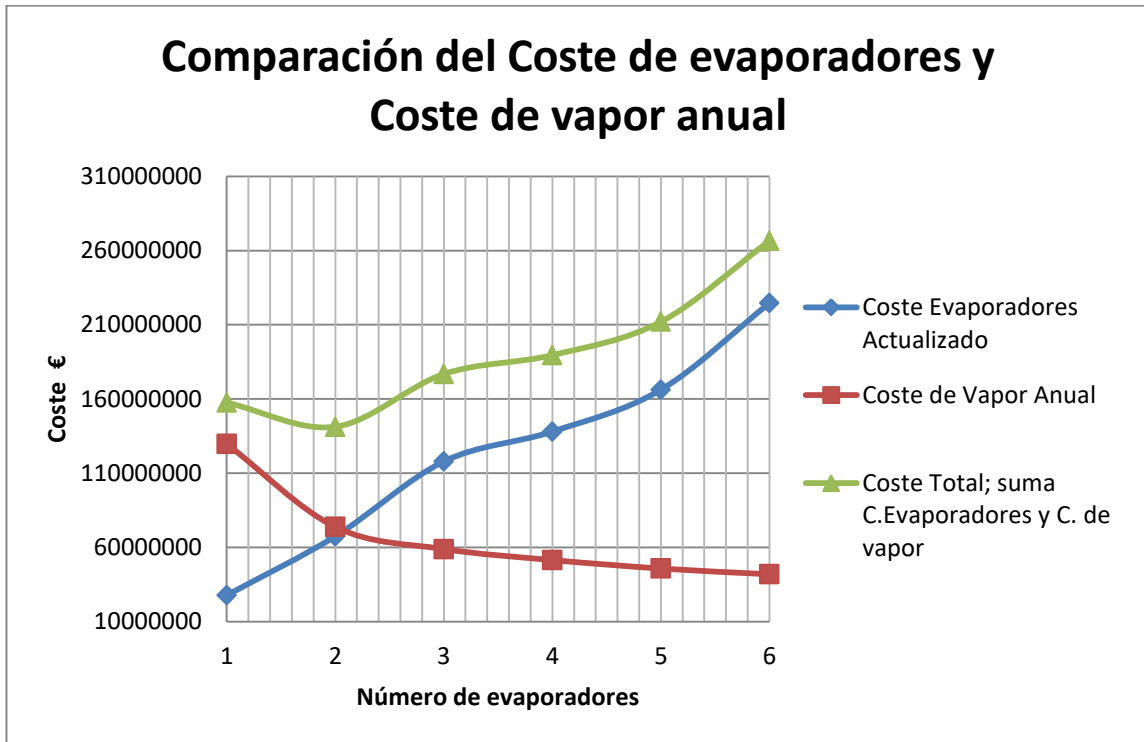


Gráfica 5.19. Comparación del coste de vapor vivo anual frente al número de evaporadores

El coste del vapor vivo es directamente proporcional al caudal de vapor vivo, así que manteniendo constante el caudal de agua producto. Cuanto mayor es el número de evaporadores, menor será el coste de operación anual de vapor vivo.

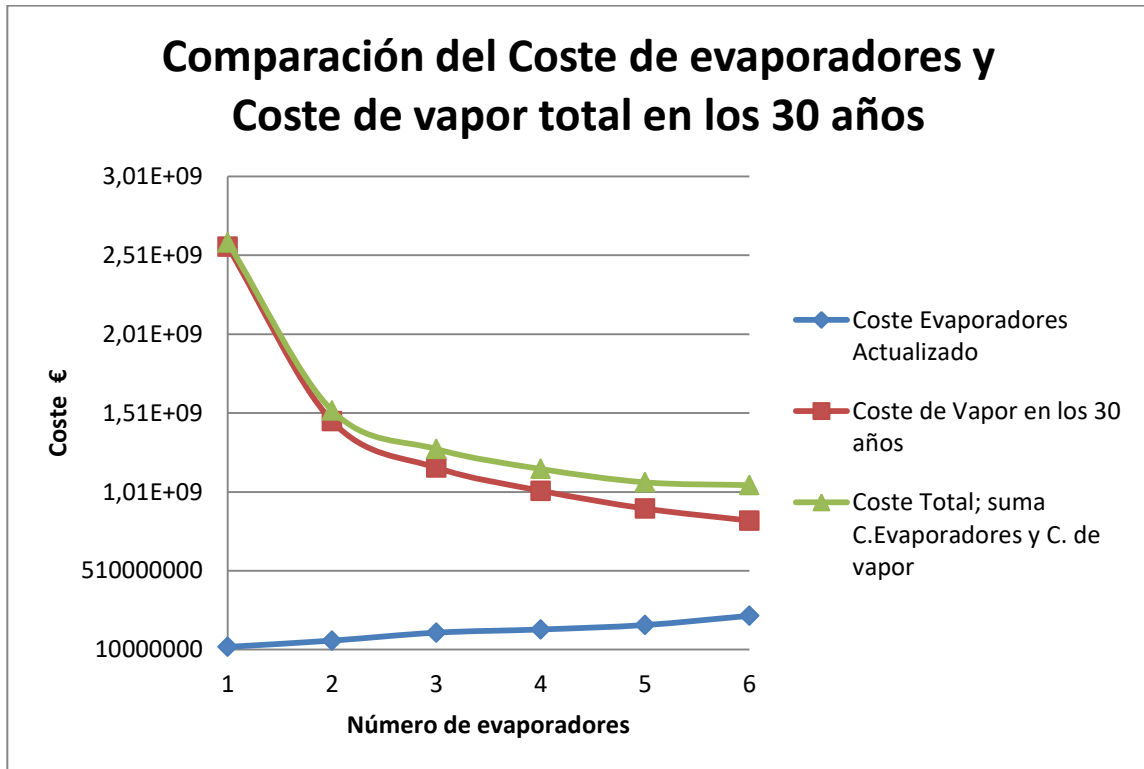
5.5.7. Comparativa entre la inversión realizada y el coste de operación

En la Gráfica 5.12, se muestra una comparación entre el coste por número de evaporadores de los evaporadores actualizado y el coste de vapor anual, donde se puede observar que la suma de ambos en un año de la inversión necesaria presenta un mínimo en dos evaporadores. Al igual que se puede observar que el coste del vapor vivo de un solo año casi iguala a la inversión realizada de los evaporadores.



Gráfica 5.20. Comparación del coste de vapor vivo anual y de los evaporadores actualizados frente al número de evaporadores

Los ingresos que se obtienen en la planta es el dinero que se obtiene al vender el agua producto a lo largo de todo el año, y el coste de operación son los costes de vapor vivo que se utiliza para transmitir calor al primer evaporador, como se comentó con anterioridad. El coste inicial es el coste de todos los evaporadores actualizado. Para comparar estos resultados se realiza la Gráfica 5.13 donde se desarrolla una comparación entre el coste de todos los evaporadores actualizado y el coste total del vapor vivo durante los 30 años teniendo en cuenta la depreciación y la pérdida que tiene el valor del dinero. Se puede observar claramente, que el coste de los 30 años del vapor es muy superior al coste que tiene la inversión inicial.



Gráfica 5.21. Comparación del coste de vapor vivo total y de los evaporadores actualizados frente al número de evaporadores

Como conclusión a este apartado, se puede decir que el coste de inversión se hace insignificante comparándolo al coste de operación del vapor vivo durante los 30 años, manteniéndose constante la producción total de agua producto.

5.5.8. Punto muerto de la inversión a partir del coste del agua producto

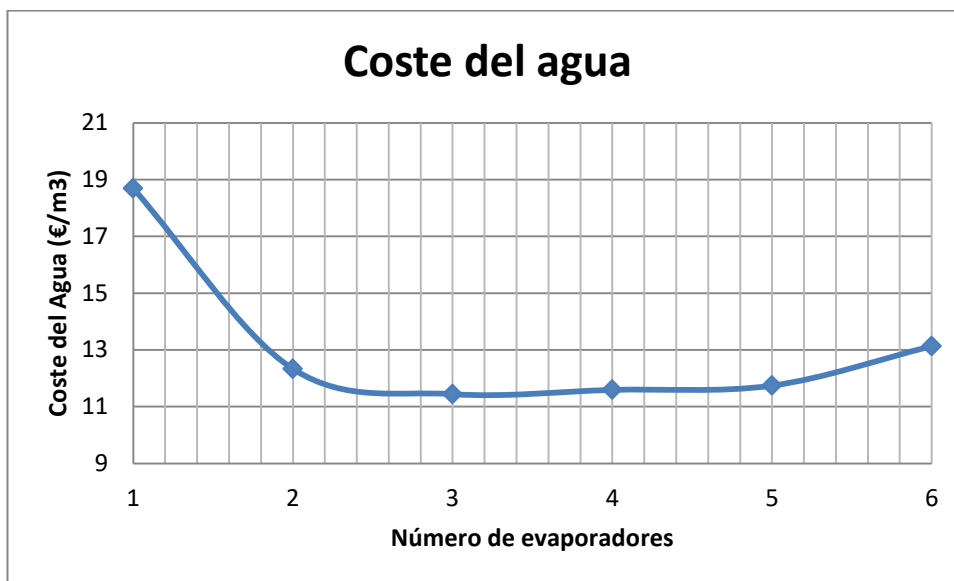
A continuación, se representa en la Tabla 5.10, las presiones que minimizan el valor del coste de agua, y en la Tabla 5.11 el valor del coste del agua, al cual se debe vender para obtener beneficios.

Tabla 5.9. Valor de las diferentes presiones que minimizan el valor del coste del agua

Nº de Evaporadores	1	2	3	4	5	6
Presión 1	70	107	120	131	120	108
Presión 2	X	70	91	101	98	92
Presión 3	X	X	70	83,3	83	82,67
Presión 4	X	X	X	70	70	73,5
Presión 5	X	X	X	X	60	66,5
Presión 6	X	X	X	X	X	60

Tabla 5.10. Valor del agua producto para los distintos números de evaporadores

Número de Evaporadores	1	2	3	4	5	6
Coste de Agua €/m ³	18,69	12,33	11,44	11,59	11,74	13,13



Gráfica 5.22. Comparación del coste del agua para el distinto número de evaporadores

Como se puede observar en la Gráfica 5.22, el número óptimo de evaporadores es de 3 al igual que cuando se impuso un coste de 6 euros el metro cúbico de agua. Por lo que para la producción de 20.000 m³/día el número óptimo de evaporadores será de 3 independientemente del precio al que se vaya a vender el agua. Esto se debe a que en un evaporador el caudal de vapor vivo es muy grande y el coste de inversión es pequeño, y en cambio cuando va aumentando el número de evaporador el caudal de vapor vivo disminuye pero aumenta el coste de inversión considerablemente.

5.5.9. Características evaporador elegido

A continuación se muestra una tabla resumen con los principales datos que se obtienen al tener un total de tres evaporadores:

Tabla 5.11. Resumen de los principales datos obtenidos

Parámetro	Valor
Caudal de entrada de agua de mar	476,6 (kg/s)
Caudal de agua producto	231,5 (kg/s)
Caudal de agua producto primer evaporador	72,73 (kg/s)
Caudal de agua producto segundo evaporador	77,8 (kg/s)
Caudal de agua producto tercer evaporador	80,94 (kg/s)
Caudal de vapor vivo	162,4 (kg/s)
Concentración de salmuera en el primer ev.	0,4248 (kg de sal/kg de agua)
Concentración de salmuera en el segundo ev.	0,5262 (kg de sal/kg de agua)
Concentración de salmuera en el tercer ev.	0,7 (kg de sal/kg de agua)
Presión en el primer evaporador	120 kPa
Presión en el segundo evaporador	91 KPa
Presión en el tercer evaporador	70KPa
Temperatura en el primer evaporador	104,8 °C
Temperatura en el segundo evaporador	97,02 °C
Temperatura en el tercer evaporador	89,96 °C
Área primer evaporador	17688 m ²
Área segundo evaporador	18785 m ²
Área tercer evaporador	22832 m ²
Coste del agua	11,44 €/m ³

5.6. Recuperación energética

Para recuperar parte del calor obtenido en el último evaporador se instalará un condensador que precaliente el caudal de entrada de agua de mar, para que entre al sistema a una temperatura superior a la que entra actualmente, que es de unos 20 °C. Y de esta forma, minimizar el calor (minimizar el caudal de vapor necesario) que debe de transmitir el vapor, para calentar esta agua hasta la temperatura de ebullición 1.

El condensador hay que instalarlo obligatoriamente ya que el agua producto que se obtiene del último evaporador hay que condensarlo de una forma, para poder tener toda el agua producto en forma de estado líquido. El intercambiador elegido para el condensador es un carcasa y tubo con deflectores transversales tal y

como se observa en la Figura 5.23 para aumentar el rendimiento energético. El vapor pasa por la carcasa y el agua de mar pasa por el interior de los tubos, puesto que el agua de mar al tener una alta concentración de sal y puede dar más problemas de incrustaciones y ensuciamiento. Y en caso de limpieza es más fácil extraer los tubos para posteriormente limpiarlos. El coeficiente de transferencia (U) del condensador es de $0,6032 \text{ kW}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$. En el Anexo 2 se explica el método y las ecuaciones usadas para llegar a ese número.

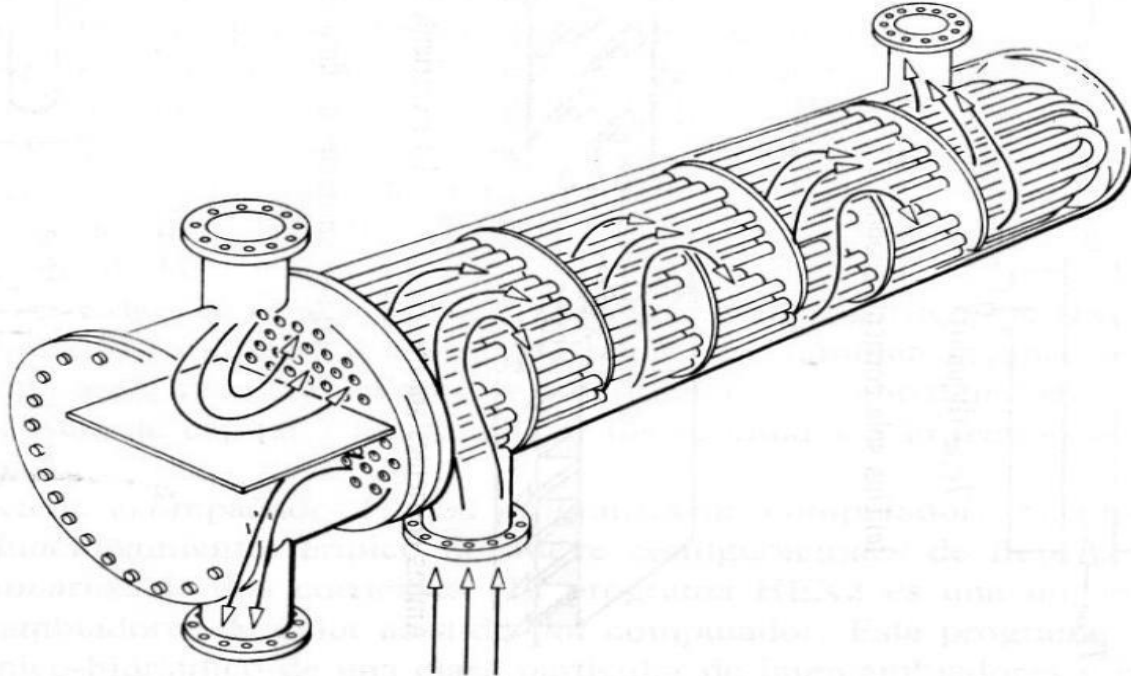


Figura 5.23. Intercambiador carcasa y tubo con deflectores transversales.

En la figura 5.24 se muestra la planta desalinizadora de *Ras Laffan C* situada en Qatar, se puede observar con claridad donde está situado el condensador y como le llega el vapor del último efecto para precalentar el agua de mar que alimenta al primer evaporador.



Figura 5.24. Planta desalinizadora de Ras Laffan C situada en Qatar.

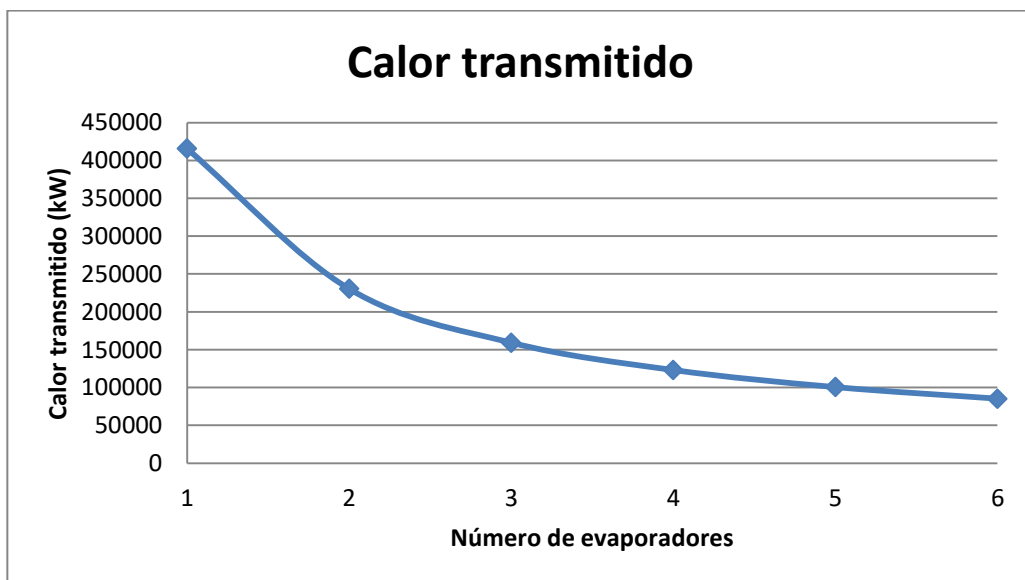
Para obtener el área de transmisión necesaria en el condensador, se vuelve a realizar las optimizaciones de las presiones en el EES del mismo modo que se explica en el apartado 5.5.1, pero ya con el condensador instalado. Se obtienen unos resultados donde el coste del agua disminuye ya que el aumento del precio de inversión inicial total aumenta debido al condensador, pero el ahorro que se obtiene en el consumo de vapor vivo hace que el precio del agua baje.

5.6.1. Características del condensador

Como se puede observar en la gráfica 5.25 conforme aumenta el número de evaporadores el caudal que hay condensar cada vez es menor, aunque la producción final sea constante. Ya que como se indicó al principio del capítulo, el caudal producto viene dado de la suma de los condensados de todos los evaporadores. Siendo el caudal del último evaporador menor, si aumenta el número de evaporadores. Siendo la energía que ofrece el cambio de fase por el caudal a condensar cada vez será menor cuando aumenta el número de evaporadores, tal y como se puede comprobar en la Tabla 5.12 y la Gráfica 5.25.

Tabla 5.12. Calor que se transmite al condensar la última corriente.

Nº de Evaporadores	1	2	3	4	5	6
Calor transmitido (kW)	415594	230345	159195	123058	100505	85234

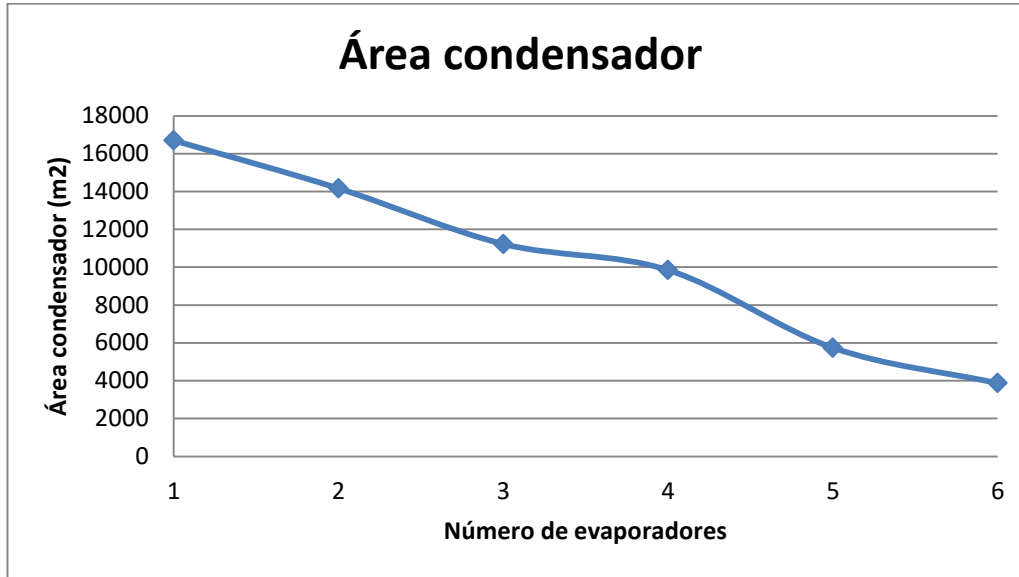


Gráfica 5.25. Calor que se transmite al condensar la última corriente.

El área de transmisión del condensador que se necesita es mayor cuando el número de evaporadores es menor, ya que la energía que se necesita para condensar el vapor es mayor. En el caso de tener uno, dos o tres evaporadores, el condensador es capaz de precalentar el agua hasta la temperatura de saturación del primer evaporador. En cambio, cuando el número es mayor de tres no es capaz de llegar hasta temperatura de saturación. En la siguiente tabla y la gráfica se muestra el área de transmisión de calor necesaria para el condensador, manteniendo el caudal de producción constante de 20.000 m³/día.

Tabla 5.13. Comparación del área de condensador necesaria frente al número de evaporadores.

Nº de Evaporadores	1	2	3	4	5	6
Área condensador (m^2)	16700	14164	11225	9847	5742	3870



Gráfica 5.26. Comparación del área de condensador necesaria frente al número de evaporadores.

Manteniéndose constante la producción de agua producto total, se observa que el área que necesita el condensador es inversamente proporcional al número de evaporadores. Esto es debido, a como se explicó en el apartado 5.5.5 cuanto mayor es el número de evaporadores menor será el caudal producto del último evaporador. Por lo que se necesita una menor cantidad de energía para condensar este último caudal, es decir se necesita una menor área de transmisión de calor, para un mismo caudal de agua de mar de entrada al primer evaporador.

5.6.2. Variación del consumo de vapor vivo

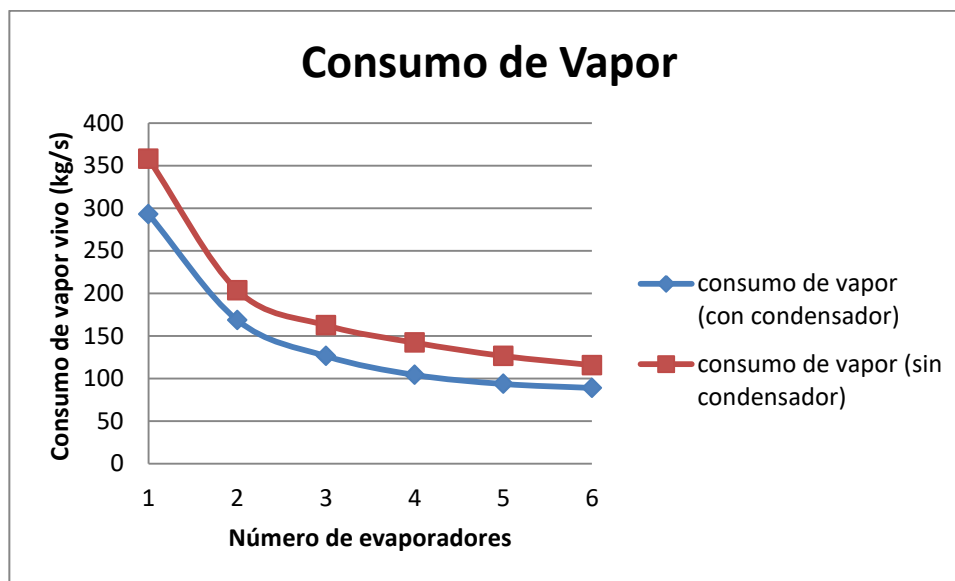
La principal ventaja que se obtiene al precalentar el agua es que el consumo de vapor vivo disminuye, ya que se necesita una energía menor para llegar a la temperatura de saturación en el primer evaporador. Los datos obtenidos al simular en el EES con el condensador se muestran en la Tabla 5.14. Donde está claro que, aumentando varias veces la superficie de calefacción aumentará la capacidad de evaporación. La capacidad total de un evaporador de múltiple efecto generalmente no es superior a la de uno de simple efecto, que tiene igual superficie de calefacción en cada uno de los efectos y opera con las mismas condiciones extremas.

La ventaja que presentan los evaporadores de múltiple efecto frente a un evaporador de simple efecto, es que se aprovecha totalmente la energía del vapor del último evaporador en el condensador. Pudiéndose precalentar la corriente de entrada del vapor vivo del primer evaporador a temperaturas muy superiores a la temperatura ambiental.

Tabla 5.14. Comparación del consumo de vapor vivo frente al número de evaporadores.

Nº de Evaporadores	1	2	3	4	5	6
Consumo de vapor (kg/s)	292,8	168,5	126,2	104,1	93,46	88,78

En la siguiente gráfica, se realiza una comparativa con los datos obtenidos en las simulaciones anteriores sin el condensador y con los datos obtenidos con el condensador instalado. Para corroborar que el consumo de vapor vivo es mucho menor. Se puede observar que el ahorro del caudal se produce principalmente cuando el número de evaporadores es menor, ya que como se indicó con anterioridad se tiene una mayor energía debido a que el caudal del último condensador es mayor.



Gráfica 5.27. Comparación de los caudales de vapor vivo con y sin condensador.

El consumo de vapor es inversamente proporcional al número de evaporadores, para un mismo caudal de agua producto total. Al igual que cuando no se tiene instalado el condensador. Obteniéndose un mejor rendimiento cuando se instala el condensador, y así se disminuye la cantidad necesaria de vapor vivo para darse la evaporación en el primer evaporador.

5.6.3. Coste del agua

A continuación, se muestra una comparativa con el precio que habría que vender el agua producto para que la función objetivo tomase un valor de 0. Se puede observar en la Tabla 5.15 y la Gráfica 5.28 el número de evaporadores que sigue dando un precio menor de agua es el de tres evaporadores, al igual que cuando no se tenía el condensador instalado.

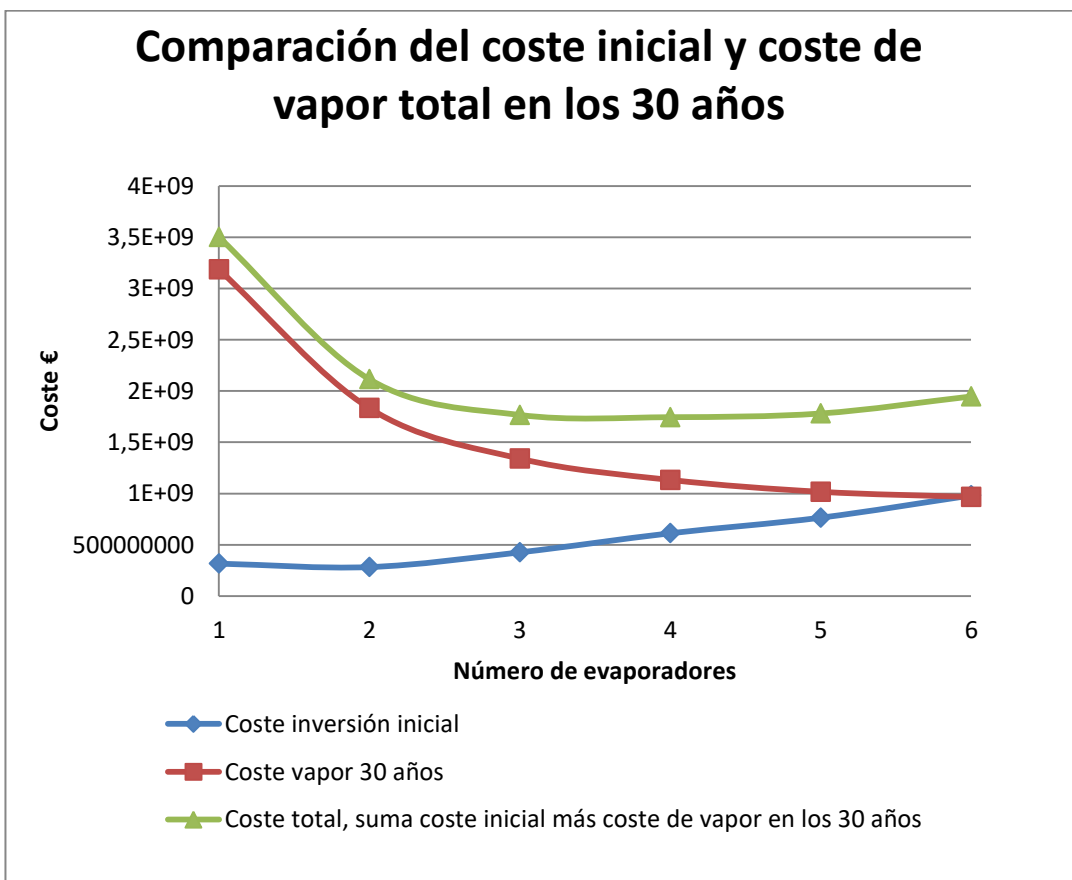
Tabla 5.15. Comparación del coste del agua para el distinto número de evaporadores con condensador

Nº de Evaporadores	1	2	3	4	5	6
Coste de agua (€/m ³)	16,74	10,33	9,241	9,418	9,95	11,21



Gráfica 5.28 Comparación del coste del agua para el distinto número de evaporadores con condensador

Realizando una comparativa, con el coste total de la inversión realizada, es decir el coste de los evaporadores más el coste del condensador. Se puede observar en la Gráfica 5.29, que el coste de inversión es mayor debido al aumento del número de evaporadores, pero que a su vez el coste total de vapor que va disminuyendo, tal y como se estudió en la Figura 5.21. Pero esta vez si se observa claramente un punto de inflexión. Se observa, que en el caso que hay que invertir menos dinero es cuando hay un total de cuatro evaporadores. Siendo la suma total del coste de 1745 millones de euros.



Gráfica 5.29. Comparación del coste inicial y coste de vapor total en los 30 años frente al número de evaporadores.

Manteniéndose el caudal de agua producto total constante, se observa que el precio del vapor durante los treinta años es mayor que el coste de inversión de los evaporadores más el condensador. Excepto cuando se tiene 6 evaporadores, es tal el ahorro en el coste de operación el que se produce, que se asemejan el valor del coste de vapor durante treinta años y el coste de inversión, siendo este coste de inversión el más caro de los seis casos.

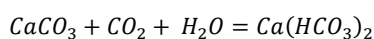
5.6.4. Conclusiones de la instalación del condensador.

Al instalar el condensador se tiene un coste de inversión inicial mayor, pero se tiene un gran ahorro energético al aumentar la temperatura de entrada del agua de mar. Ya que hace falta menos energía para producir la evaporación en el primer evaporador. Es decir, se obtiene un consumo menor de vapor vivo, tal y como se pudo observar en la gráfica 5.27. Gracias a este ahorro energético, el coste del agua que minimiza la función objetivo es mucho menor que cuando no estaba instalado.

5.7. Remineralización

Las técnicas de remineralización [25] tienen como objetivo aumentar la dureza cálcica y la alcalinidad del agua desalada hasta valores que permitan alcanzar un LSI próximo a cero ($LSI \pm 0,5$ rango del RD 140/2003). En algunos casos, como ocurre generalmente con las aguas desaladas destinadas a abastecimiento, el objetivo es también conseguir un agua remineralizada que sea estable en contacto con la atmósfera.

El proceso elegido para la remineralización será el de carbonato cálcico más dióxido de carbono ($CaCO_3 + CO_2$). Este tipo de tratamiento, utiliza el carbonato cálcico para neutralizar el gas carbónico agresivo durante la filtración dando lugar a bicarbonato cálcico en disolución, aumentando de esta manera la alcalinidad y la dureza del agua. La reacción es la siguiente:



En primer lugar se realiza dosificación de CO_2 a contracorriente dependiendo del consumo de calcita que se haga en el filtro. Para ello es necesario:

- Un depósito disolvedor, que opera a contracorriente. Donde la velocidad del agua en el disolvedor debe ser tal que no arrastre burbujas producidas en el difusor.
- Dos difusores de CO_2 ya que la producción máxima es de 833,33 m³/h, y el caudal por disolvedor es de 1 a 480 m³/h. La distancia entre los poros del difusor permite un reparto uniforme de las microburbujas, está fabricado con materiales y adhesivos autorizados para su uso en aguas potables según la norma BS-EN-13121.
- También cuenta con un visor de burbujas situado a lo largo de la pared del tanque como una franja semitransparente, permite visualizar el CO_2 no disuelto.

El material filtrante utilizado en el lecho será calcita de pureza alrededor al 99%, cuya granulometría recomendada suele estar alrededor de 1-3 mm. Estos lechos filtrantes se instalan dentro de filtros cerrados a presión, donde los dos sentidos de filtración que son posibles, es ascendente o descendente. Se usará el descendente, donde se realizará un ciclo de lavados a contracorriente temporizado. El carbonato cálcico tiene que rellenarse al alcanzar el set point de alarma de bajo pH (<6,7) o baja conductividad (< 200µS/cm) momento en el que se estima que no se están aportado las sales necesarias al agua potable para poder mantener un agua potable de buenas características.

Para conseguir, una buena calidad de agua blanda (<50 ppm), se supone que se dosificará 50 g por metro cúbico. Teniendo un consumo de carbonato cálcico de:

$$\text{Consumo} = 0,050 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 833,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 41,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Utilizando el mismo catálogo que los filtros de arena, se utilizará un filtro de 30 m² de área. Una velocidad de 15 m/h, y que el tiempo de residencia mínimo (tiempo de contacto) para obtener una buena calidad está entre 8 y 12 minutos.

$$\text{Área}_{\text{filtrante}} = \frac{833,4 \text{ m}^3/\text{h}}{15 \text{ m/h}} = 55,56 \text{ m}^2$$

$$N^{\circ}_{\text{filtros}} = \frac{55,56 \text{ m}^2}{30 \text{ m}^2} = 1,852 \approx 2$$

$$\text{Altura}_{\text{lecho}} = 15 \frac{\text{m}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} * 12 \text{ min} = 3 \text{ m}$$

Los filtros encontrados en catálogos tienen un diámetro de 3400 mm, por lo que cumplen la altura mínima de 3 metros calculada con anterioridad, una presión de diseño de 6 bares, una longitud 10550 mm, y un área de filtración de 30 m². Haciendo falta un total de 3 filtros, 2 filtros para uso normal y otro en reserva.

5.8 Depósito de agua potable

El depósito consta de un sistema de control y dosificación de cloro, el cual tiene un set point de medida de cloro y se dosifica el hipoclorito sódico mediante un PID con la sonda de cloro hasta alcanzar un punto de consigna (aproximadamente 0,06 ppm). También se medirá los valores continuos de pH y conductividad. Existe también, una bomba recirculadora para mejorar la lectura de cloro mientras se está produciendo el agua potable. En el momento de no producir agua potable, la recirculación se realizará mediante un temporizado cíclico asimétrico, es decir, 5 minutos ON – 5 minutos OFF; siempre que haya un nivel mínimo configurable.

El depósito de agua potable tendrá capacidad para un día de producción, por lo que su volumen será de:

$$V_{\text{Deposito Agua potable}} = 20.000 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} * 1 \text{ día} = 20.000 \text{ m}^3$$

Se diseña para ello dos depósitos [26] idénticos de 10.000 m³ cada uno. Son unos tanques atmosféricos verticales de acero inoxidable. Los tanques cuentan con un venteo de cuello de cisne con un filtro antibacterias, con dos transmisores de nivel en el interior del tanque, para poder controlar el nivel mínimo y máximo en el depósito.

La cloración en este depósito se realizará mediante hipoclorito sódico, al igual que en el pretratamiento. Por lo que se tendrá un depósito de almacenamiento de NaClO, con su propio cubeto de retención independiente. Y dos bombas dosificadoras automáticas en función de la medida de cloro libre.

El depósito utilizado será del mismo tamaño que utilizado que el pretratamiento, es decir de 10 m³ de NaClO.

5.9 Normativa

Según el Ministerio de la Presidencia, publicando en el BOE [27] núm. 45 de 21 de Febrero de 2003

Vigencia desde 22 de Febrero de 2003. Revisión vigente desde 31 de Julio de 2016

La Ley 14/1986, de 25 de abril, General de Sanidad, estableció la obligación de las Administraciones públicas sanitarias de orientar sus actuaciones prioritariamente a la promoción de la salud y la prevención de las enfermedades.

La citada Ley prevé que las actividades y productos que, directa o indirectamente, puedan tener consecuencias negativas para la salud, sean sometidos por las Administraciones públicas a control por parte de éstas y a llevar a cabo actuaciones sanitarias para la mejora de los sistemas de abastecimiento de las aguas.

El Real Decreto 1138/1990, de 14 de septiembre, por el que se aprueba la Reglamentación técnico-sanitaria para el abastecimiento y control de calidad de las aguas potables de consumo público, incorporó a nuestro ordenamiento jurídico la Directiva comunitaria 80/778/CEE, de 15 de julio de 1980.

Donde se destaca en el Artículo 14, Productos de construcción en contacto con el agua de consumo humano resaltan los siguientes documentos:

1. Los productos que estén en contacto con el agua de consumo humano, por ellos mismos o por las prácticas de instalación que se utilicen, no transmitirán al agua de consumo humano sustancias o propiedades que contaminen o empeoren su calidad o un riesgo para la salud de la población abastecida.
2. Para los productos de construcción referidos a las actividades descritas en los artículos 10.4, 11 y 12 las autorizaciones para el uso e instalación de estos productos estarán sujetas a las disposiciones que regulará la Comisión Interministerial de Productos de Construcción (CIPC) y, en su caso, por lo dispuesto en el Real Decreto 363/1995, de 10 de marzo, por el que se aprueba el Reglamento sobre notificación de sustancias nuevas y clasificación, envasado y etiquetado de las sustancias peligrosas, o en el Real Decreto 1078/1993, de 2 de julio, por el que se aprueba el Reglamento sobre clasificación, envasado y etiquetado de preparados peligrosos, o cualquier otra legislación o normativa técnica que pudiera ser de aplicación, en lo que no se oponga a lo dispuesto en este Real Decreto.

6. COGENERACIÓN CON CENTRAL TERMOSOLAR

Hay ciertos factores que hacen de la desalinización de agua de mar sea una aplicación atractiva para las energías renovables. Por un lado, está el hecho de que muchas zonas con escasez de agua desalinizada, posean un buen potencial de alguna de dichas energías renovables, ya sea por ejemplo la energía eólica, solar o incluso la mareomotriz. A parte de estos factores medioambientales, existen otros factores que hacen que sea atractivo realizar una inversión de una planta dedicada a la desalinización y el uso de energía renovables conjuntamente. Otra ventaja medioambiental que se da, es que la demanda de agua potable y la disponibilidad de dichas energías aumentan considerablemente al mismo tiempo. Un ejemplo de esto es que, en numerosas localidades costeras cuando en verano aumenta la demanda de agua potable debido al turismo que experimenta la zona, es justamente cuando se tiene más horas de sol.

Como se ha descrito en apartados anteriores, las plantas desalinizadoras mediante destilación multiefecto funcionan con energía convencional, es decir, consumen energía térmica fundamentalmente. Si se tiene en cuenta este hecho, es lógico pensar que el sistema solar que debe acoplarse a una planta de tipo MED, debe ser un sistema que sea capaz de transformar la radiación en la energía térmica que se necesita en el proceso de desalinización.

Por lo que una de las posibles opciones que se plantean en este documento, es el uso de una planta termosolar para producir energía eléctrica, y para producir el calor necesario que se necesita para llevar a cabo la desalinización. Para ello, primero se empezará explicando un poco el funcionamiento básico de una planta termosolar y de los posibles puntos de los que se podrá obtener la energía que se necesita.

La tecnología termosolar está basada en el concepto de la concentración de la radiación solar para producir vapor o aire caliente, que puede posteriormente ser usado en plantas eléctricas convencionales. Para la concentración la mayoría de los sistemas utilizan espejos debido a su gran reflectividad. En la Figura 6.1, se puede observar el funcionamiento básico de una central termosolar, en la cual primero se capta la energía del sol mediante un campo de espejos que reflejan esta radiación hacia una torre (punto común), en la cual hay un fluido térmico que se calienta hasta altas temperaturas y que posteriormente es llevado a unos intercambiadores de calor donde se consigue evaporar el agua y obtener vapor para posteriormente llevarlo hacia una turbina y obtener energía eléctrica. La cual es enviada a una subestación, para así poder llevar esta energía eléctrica hacia red general.

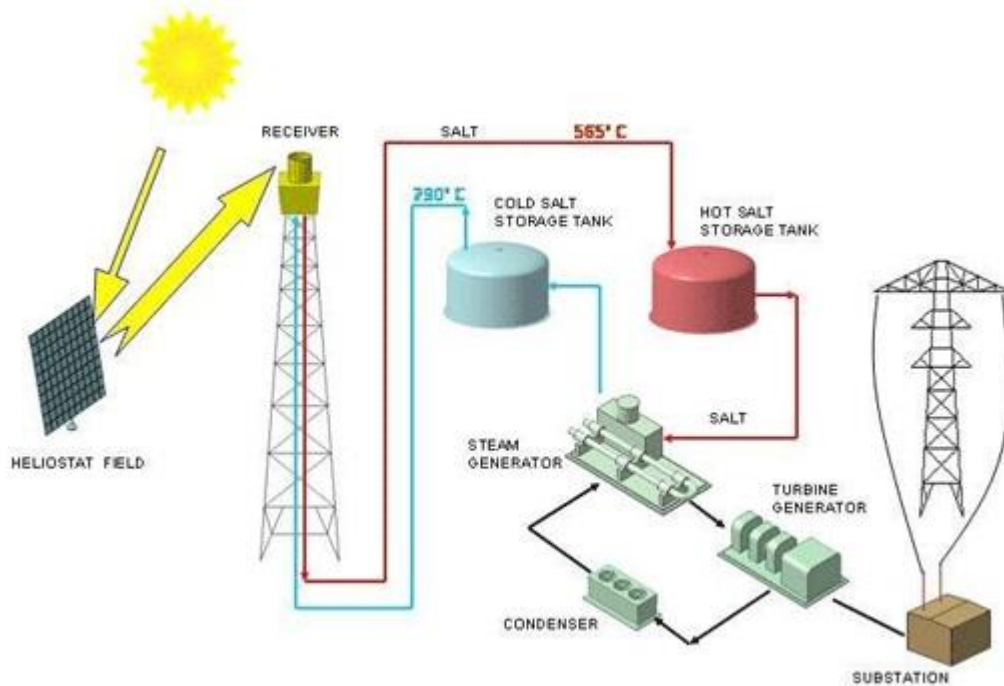


Figura 6.1. Esquema de funcionamiento básico de una central termosolar

En las plantas termosolares se utilizan principalmente dos sistemas de captación de energía, y son sistemas de concentración de la radiación solar directos, ya que la radiación difusa no se puede aprovechar como en los sistemas fotovoltaicos. Un sistema de captación es la concentración puntual, que es el que se vio con anterioridad en la Figura 6.1, que consiste en orientar todos los espejos hacia un mismo punto, consiguiendo con ello elevadas temperaturas en el receptor. En la Figura 6.2 se puede observar un ejemplo de concentración mediante torre.



Figura 6.2. Planta termosolar mediante concentración puntual en torre, mediante campo de espejos

La otra forma de captación de energía, es la concentración lineal, que consiste en concentrar toda la radiación solar en un receptor lineal que está situado por encima del espejo, este sistema alcanza menores temperaturas al tener un menor grado de libertad de seguimiento solar. Un ejemplo de concentración lineal, es el sistema por concentración mediante espejos cilindro-parabólicos, por encima de ellos se encuentra colocada la tubería con el fluido calor portador. La función de estos espejos es concentrar la máxima energía posible en los tubos por lo que pasa el fluido. En la Figura 6.3. se muestran los principales componentes de los rectores cilindro parabólicos, y un esquema de como el sol se refleja en el tubo.

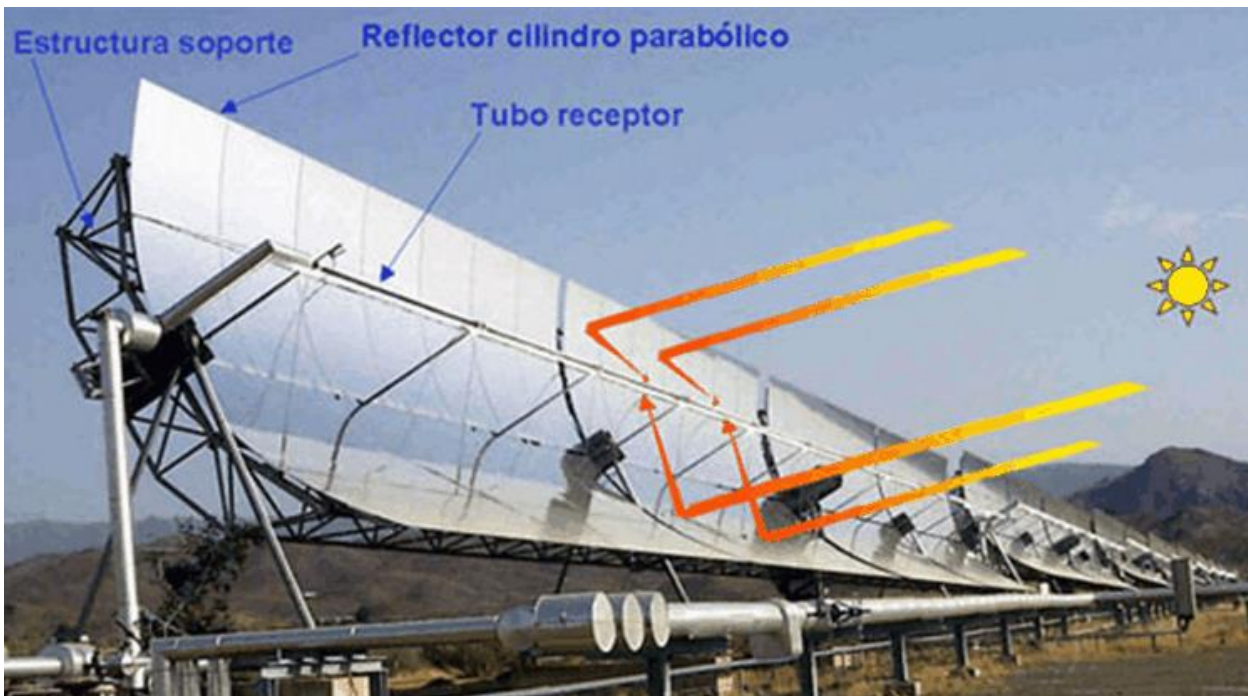


Figura 6.3: Esquema de concentración mediante espejo cilindro parabólicos.

6.1 Sistemas que componen una planta termosolar

A continuación en este subapartado se muestran las principales partes que se compone una planta Termosolar [28]:

6.1.1. Campo solar

El campo solar, es el lugar formado por los espejos encargados de captar la luz solar y reflejarla hacia un punto por donde circula el aceite térmico a calentar.

6.1.2. Sistema HTF – Sales térmicas

El HTF es el aceite térmico que se utiliza en las plantas termosolares, su función es transportar el calor captado por los concentradores hasta el ciclo de agua vapor, y hasta las sales térmicas que son un sistema de

almacenamiento de energía. Este sistema de almacenamiento se utiliza por la discontinuidad que presenta la energía solar en el tiempo, no se puede producir energía por la noche. Y que al igual que la existencia de nubes también limita considerablemente la disponibilidad de la radiación solar. Por lo que la única solución para este problema es disponer de un sistema de almacenamiento que nos permita guardar la energía térmica durante las horas de sol, para posteriormente usarla en aquellos momentos en los que la radiación solar no esté disponible.

Una ventaja adicional a la propiamente dicha del almacenamiento térmico, es que la existencia de este sistema facilita el control y la regulación del sistema solar, puesto que actúa como un amortiguador térmico que aísla la planta desalinizadora de las posibles perturbaciones que pudieran ocurrir en la temperatura de salida del fluido que circula por los colectores debido al paso de nubes u otro efecto transitorio.

6.1.3. Ciclo Agua-vapor

La función principal del ciclo agua vapor es transportar vapor desde el tren generador (intercambiadores de calor) hasta la turbina de vapor, y posteriormente retornar hasta la caldera el agua condensada. Los principales inconvenientes de usar vapor de agua son sus altas presiones, y el tratamiento estricto que se necesita para que no sea corrosivo ni produzca incrustaciones.

6.1.4. Turbina de vapor

La turbina de vapor es la encargada de producir la electricidad, mediante la introducción de vapor a una alta temperatura y presión, el cual gira unos álabes unidos al eje rotor. El vapor a la salida de la turbina tiene una temperatura y presión menor que a la entrada, esto es debido a la pérdida de energía que emplea el vapor en mover el rotor.

6.2. Implantación de una planta desalinizadora en una planta termosolar

Las plantas desalinizadoras mediante destilación multiefecto utilizan energía térmica en abundancia que es el principal coste de operación que se demanda, muy superior al coste eléctrico producido por las bombas que se utilizan para impulsar los fluidos. Una forma de ahorrar en este coste de operación es utilizar el vapor obtenido en la turbina de baja con una temperatura de unos 320 grados y a unos 10 bares, como se puede observar en la Figura 6.4. en la turbina existen diferentes tomas por donde se saca vapor para ser usado principalmente en el condensador y en el desgasificador para eliminar los gases incondensables y para precalentar el agua. Dependiendo de la zona de la turbina de donde se saque el vapor este tendrá unos valores de presión y temperatura determinados. En la turbina de alta presión el vapor entra a 100 bares, una vez que se ha calentado en los intercambiadores del ciclo de agua y vapor. La salida de esta turbina va a unos recalentadores donde se vuelve a recalentar el vapor obtenido hasta alcanzar unos 40 bares de presión donde se envía hacia la turbina de baja donde se aprovecha el vapor desde los 40 bares hasta unos 5 bares de presión. Tras esta turbina de baja, este vapor pasa por un desgasificador donde se eliminan los gases incondensables como se comentó con anterioridad y posteriormente hacia un condensador en el que se obtiene agua. Esta agua se enfría en una torre de refrigeración para cumplir con la legalidad de vertidos en la biosfera.

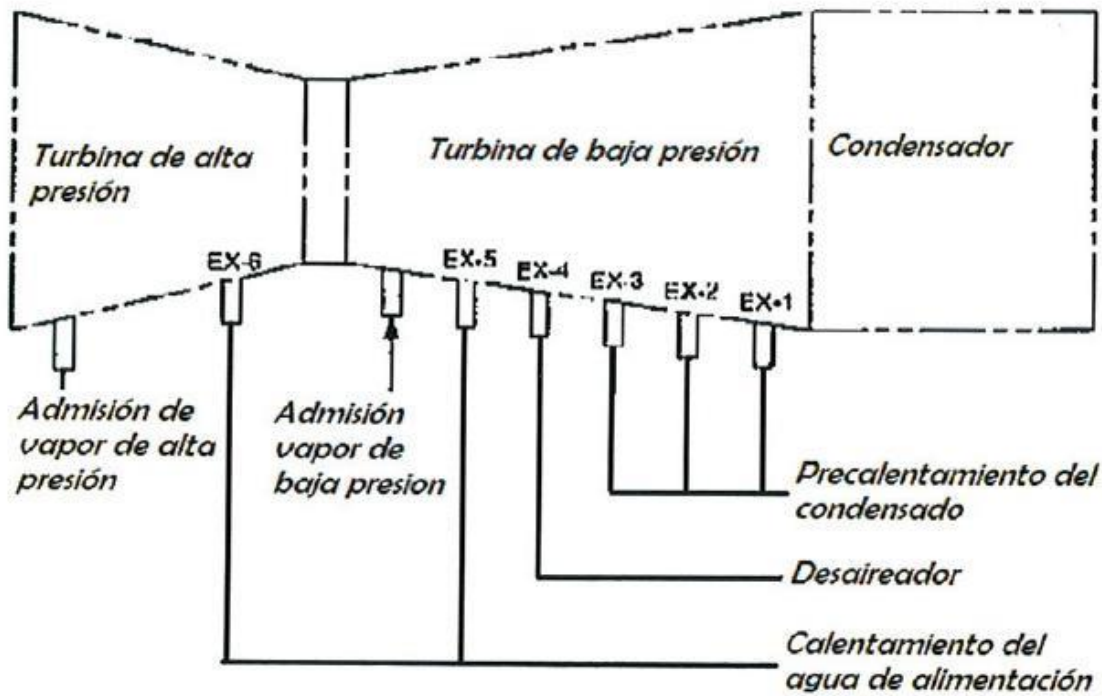


Figura 6.4. Extracciones de una turbina de vapor

La implantación de la planta desalinizadora se realizaría en a la salida de la turbina de baja, donde en lugar de mandar el vapor de salida de la turbina hacia el condensador, se enviaría hacia el primer evaporador y se aprovecharía la energía de esa corriente. Donde las presiones y temperaturas del vapor que ofrece la turbina de vapor a la salida, son compatibles con el vapor que se necesita en el primer evaporador, ya que ofrece un vapor saturado con una presión aproximada de 3 bares.

De esta forma entrarían en perfecta simbiosis las dos plantas, ya que parte del agua producida en la planta desalinizadora de alta calidad (ya que proviene de una destilación) se enviaría hacia la planta Termosolar, y no se tendría que instalar una planta de tratamientos de agua, para obtener un agua de alta calidad necesaria para la turbina, que exige el fabricante. Y también, la energía que se demanda en la planta desalinizadora la ofertaría la planta Termosolar, con un precio más barato que la que cuesta normalmente. Como se observa en la Figura 6. el vapor de alta presión producido en la caldera (en caso de la Termosolar en lugar de caldera son los intercambiadores de calor) pasa a la turbina, donde sale a unos 3 bares de presión o menos donde se dirige hacia el primer evaporador, donde pasa a estado líquido y se devuelve parte a la caldera para volver a ser tratado.

La planta Termosolar cuenta también con unas calderas de gas natural, para en caso de que no haya radiación solar poder producir vapor para producir electricidad. Esta caldera de gas natural también se utiliza para las puestas en marcha tras las paradas que se realizan una vez al año.

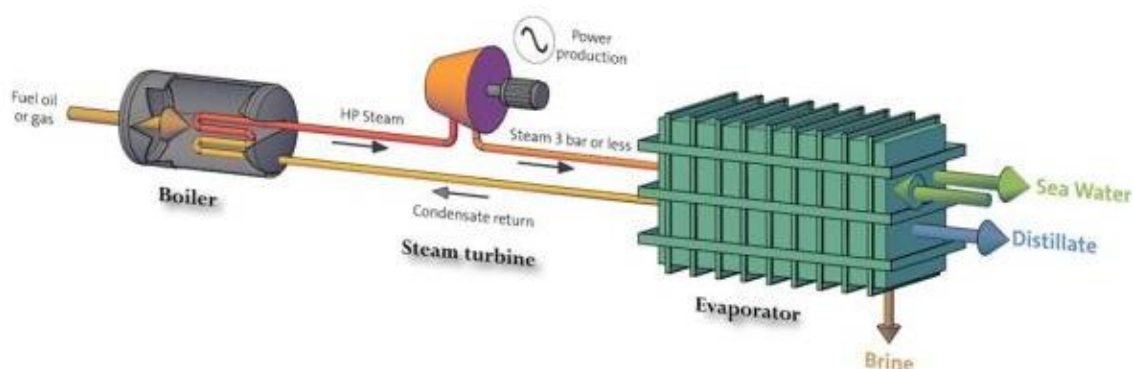


Figura 6.5: diagrama de asociación de la planta desalinizadora y una la turbina de vapor. [29]

6.3. Especificación química del agua y vapor para el funcionamiento de la turbina de vapor

A continuación se muestra una especificación general válida para una operación normal de la planta Termosolar con una Turbina de vapor de la marca *Siemens Industrial Turbomachinery*. Los criterios deben revisarse para cada aplicación específica, así como en el momento de puesta de servicio.

El ciclo agua-vapor debe realizarse con los niveles más bajos razonablemente realizables de impurezas con tan pocas y breves excursiones como sea posible. Donde siempre deben investigarse las razones de desviaciones significativas del nivel normal establecido durante el estado estable, incluso cuando el vapor del parámetro en cuestión está dentro de la especificación.

El agua de reposición en las plantas más modernas es agua desmineralizada o agua destilada. Por lo tanto, cualquier condensado de retorno también debe tratarse para obtener una calidad correspondiente al agua desmineralizada o destilada. En algunas plantas de baja presión, aún puede utilizarse agua de reposición suavizada. No obstante, esto no cambia los requisitos de pureza del vapor o la pureza del agua utilizada para la atemperación del vapor. La calidad del agua de alimentación y del agua de caldera debe permitir lograr la pureza de vapor requerida al mismo tiempo que cumple con la especificación del fabricante de la caldera.

El uso de productos químicos para el tratamiento orgánico del agua, como aminos orgánicos y captadores de oxígenos puede aumentar la conductividad de cationes por encima del nivel normal especificado, debido a la presencia de productos de descomposición iónica. La conductividad de cationes superior a la normal dificultará el uso de la conductividad de cationes como una herramienta para la supervisión de la química del vapor. Sin embargo, puede aceptarse en la medida en que los valores de pH estén dentro de la especificación y pueda mostrarse que la alta conductividad de cationes no es causada por niveles excesivos de sales agresivas.

6.3.1 Tratamiento de agua de alimentación

El tratamiento y la supervisión del agua de alimentación se basan en las siguientes consideraciones para el tratamiento de fosfato y todos los volátiles:

- Utilizar amoníaco, posiblemente aminos volátiles orgánicas para elevar y controlar el pH.
- No es necesario utilizar captadores de oxígeno en la medida en que el contenido de oxígeno del agua de alimentación después de la desaireación térmica es suficientemente bajo.

6.3.2 Tratamiento de agua de caldera

El tratamiento y la supervisión del agua de caldera se basan en las siguientes consideraciones:

- Protección contra la corrosión en el caso de entrada de contaminantes.
- Realización de la pureza de vapor requerida.
- Tratamiento de fosfatos, utilizar fosfato trisódico para aumentar y controlar el pH y para proporcionar una capacidad intermedia conveniente en el caso de entrada de impurezas.
- Tratamiento de volátiles, utilizar amoniaco o aminos volátiles orgánicos para controlar el pH.

6.3.3 Requerimientos de agua de alimentación y de atemperación de vapor de agua

A continuación se muestra una tabla resumen (Tabla 6.1) con los valores óptimos que tiene que tener el agua para el ciclo de agua vapor. Y valores a respetar para que la garantía que se tiene con Siemens sea validada, ya que Siemens puede ver los valores de los analizadores en continuo desde Finspong, Suecia En la tabla se utilizan las siguientes abreviaturas:

- N: valor normal. Los valores normales generalmente son compatibles con una fiabilidad del sistema a largo plazo.
- A1: nivel de acción 1. Existe un potencial de acumulación de contaminante y corrosión. Regreso a niveles normales en una semana. La exposición máxima permisible es de 2 semanas acumulativas al año, excluyendo las condiciones de arranque.
- A2: nivel de acción 2. Se producirá una acumulación de impurezas y corrosión. Regreso a niveles normales en 24 horas. La exposición máxima permisible es de 48 horas al año, excluyendo las condiciones de arranque.
- S: parada inmediata. El sistema debe pararse tan pronto como sea posible para evitar daños.
- PT: Tratamiento de fosfatos
- AVT: tratamiento de todos los volátiles

Tabla 6.1. Requerimientos de agua de alimentación y agua para la atemperación del vapor

Parámetro	Unidad	N	N	A1	A2	S
		Cu	Ferroso			
Conductividad después de intercambiador de cationes*	$\frac{\mu S}{cm}$	< 0,30 (PT) < 0,20 (AVT)		0,3-0,5 0,2-0,5	0,5-1 0,5-1	> 1 > 1
Conductividad específica	$\frac{\mu S}{cm}$	3-6	4-11	-	-	-

Valor pH	-	9,0 - 9,3	9,2 - 9,6	≠N **	-	≤ 7, ≥ 11
Sodio como Na	ppb	<10		-	-	-
Sílice como SiO ₂	ppb	<20		-	-	-
Oxígeno como O ₂ ***	ppb	<10	1-20	-	-	-
Hierro como F	ppb	<20		-	-	-
Cobre como Cu	ppb	<3		-	-	-

* La conductividad de cationes puede exceder el valor normal debido a la descomposición de compuestos orgánicos. Esto es aceptable siempre que el valor de pH esté dentro de la especificación y siempre que el análisis de sodio muestre que la alta conductividad de cationes no se debe a niveles excesivos de compuestos agresivos como cloruro de sodio sulfato de sodio o hidróxido de sodio.

** Si está fuera del valor normal N

*** Es preferible un bajo ppb de oxígeno para reducir el riesgo de erosión de corrosión (corrosión acelerada por flujo) de componente de acero al carbono y de aleación baja de acero.

6.4. Implantación de la planta diseñada en la planta termosolar de VALLE 1 Y VALLE 2

La planta Termosolar de VALLE 1 Y VALLE 2 [30] (ARCOSOL Y TERMESOL) (Figura 6.5) se encuentra en el municipio de San José del Valle en Cádiz. Características de Valle 1 y Valle 2 (cada planta):

- Generación de energía eléctrica: 50 MW
- Producción eléctrica neta esperada: 145 GWh/año
- Campo solar: 510.000 m² de captadores cilindroparabólicos SENERtrough (las dos plantas).
- Sistema de almacenamiento térmico: cada una de las plantas cuenta con un sistema de almacenamiento térmico de 7 horas de capacidad, con lo que sostendrán la estabilidad de la red eléctrica durante 4.000 horas anuales.

El uso de radiación solar concentrada como energía primaria permite que Valle 1 y Valle 2 eviten en conjunto la emisión anual de unas 96.000 toneladas de CO₂. De este modo, cada una de estas plantas suministra energía limpia y segura a 45.000 hogares.



Figura 6.6. Planta termosolar de Valle 1 y 2.

Las dos plantas consumen aproximadamente unos 1500 metros cúbicos de agua desmineralizada al día, ya que esta agua se utiliza para el ciclo de agua- vapor y también para limpiar los espejos de los receptores cilindros parabólicos, se emplea agua desmineralizada ya que da un mayor rendimiento de captación que el agua potable.

6.5. Simulación de planta termosolar y planta desalinizadora

El objetivo de esta simulación es valorar económicamente la integración de las dos plantas en conjunto. Para la simulación en EES de la planta desalinizadora se supone que el caudal de vapor de la planta termosolar es de 60 kg/s (que es el vapor vivo que entra en el primer evaporador), por lo que la producción de agua potable no será de 20.000 $m^3/día$. Si no que vendrá especificado por el balance de materia y de energía de la planta desalinizadora, y también dependerá del número de evaporadores que se instalen en la planta desalinizadora.

Ya que como se comprobó en apartados anteriores, si el número de evaporadores es mayor, se necesita un menor consumo de vapor vivo en el primer evaporador, para la misma producción de agua potable. La planta termosolar dejará de producir unos 8 MW/h de los 100 MW/h que producen, los cuales serán destinados al funcionamiento de la planta desalinizadora. Parte de la producción de la planta desalinizadora será destinada a la producción de vapor en la planta termosolar, por lo que unos 1500 $m^3/día$ de la producción total de la planta desalinizadora no serán transformador posteriormente en agua potable. En la Figura 6.7 se puede observar un esquema de la simbiosis de las dos plantas.

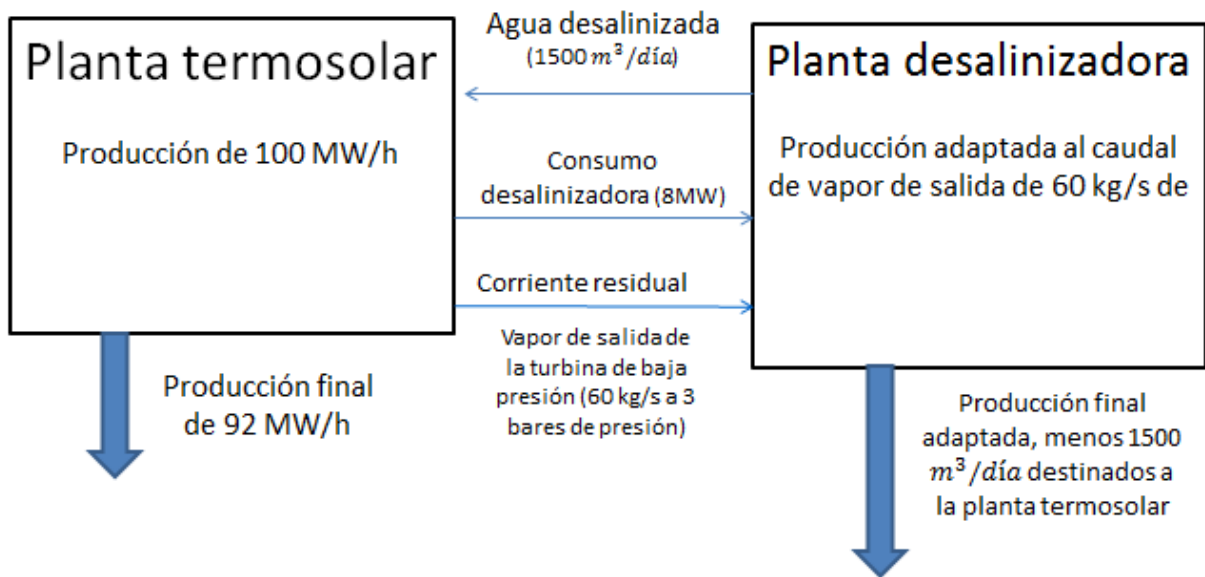


Figura 6.7. Esquema de la simbiosis de la planta termosolar y la planta desalinizadora

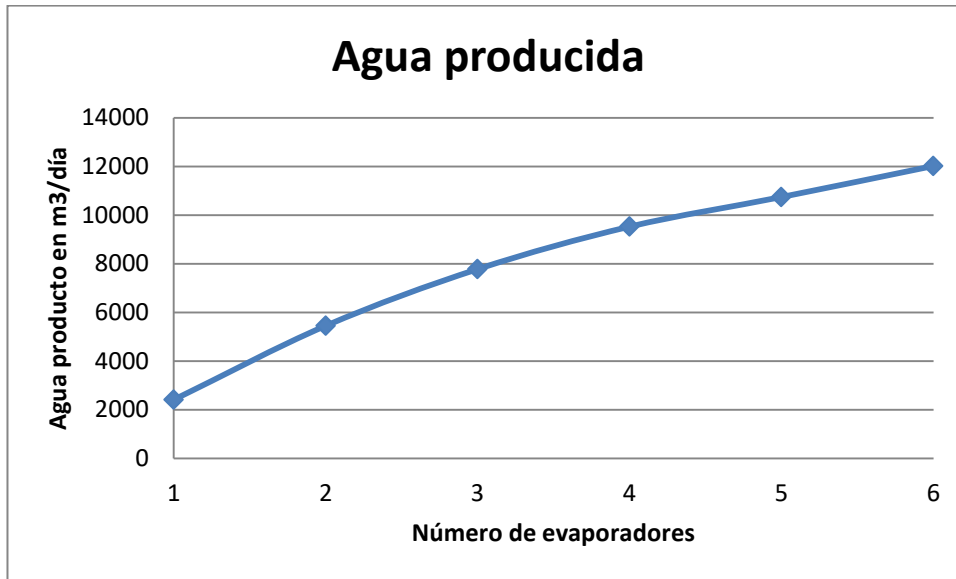
Respecto a la planta desalinizadora, al estar junto a la planta termosolar se va a suponer que el precio del vapor vale 0 euros durante el funcionamiento de la planta ya que este vapor se tendría que condensar en la planta termosolar de todos modos para poder volver a tratarlo añadiéndole la dosificación química que fuese necesaria. En invierno cuando la captación de sol es menor debido a las condiciones climatológicas y durante las paradas establecidas en la planta termosolar. El precio del vapor tomaría un valor de 11,5 euros la tonelada de vapor (mismo valor que se tomó en el apartado de costes), ya que habría que poner en funcionamiento las calderas que hay en la planta termosolar para los arranques y paradas. Este tiempo será tomado aproximadamente de unas 2260 horas (8760 horas que tiene un año menos las 6500 horas que está en funcionamiento la planta).

6.5.1 Producción de agua desalada adaptada a la planta termosolar.

En la Tabla 6.2 y Gráfica 6.7 se puede observar como aumentando el número de evaporadores, la cantidad de agua potable producida es mayor para un caudal de vapor vivo fijo para el primer evaporador. El valor que se muestra en la tabla ya tiene restado los 1500 m³/día que necesita la planta termosolar para la producción de vapor.

Tabla 6.2 .Caudal de agua potable producido para un distinto número de evaporadores.

Número de evaporadores	1	2	3	4	5	6
Agua producida (m ³ /día)	2408	5447	7776	9523	10742	12017



Gráfica 6.8. Caudal de agua potable producido para un distinto número de evaporadores.

En la Tabla 6.3 se muestra el porcentaje de agua producto que se deja de producir para agua potable, ya que se destina a la producción de vapor en la planta termosolar. Siendo este número de $1500 \text{ m}^3/\text{día}$, indiferentemente de la producción total realizada.

Tabla 6.3. Porcentaje de agua producto destinado a la planta termosolar

Número de evaporadores	1	2	3	4	5	6
Agua producida ($\text{m}^3/\text{día}$)	2408	5447	7776	9523	10742	12017
Agua total producida ($\text{m}^3/\text{día}$)	3908	6947	9276	11023	12242	13517
Porcentaje agua termosolar (%)	38,38	21,59	16,17	13,61	12,25	11,09

Como curiosidad, para producir una cantidad de agua potable de $20.000 \text{ m}^3/\text{día}$ se necesitaría una cantidad de 9 evaporadores, donde el coste del agua sería de $11,99 \text{ €/m}^3$ y se tendría que realizar una inversión inicial de 1001 millones de euros. Precio mucho mayor que se obtenía cuando estaba la planta desalinizadora solamente.

6.5.2. Coste del agua potable obtenida en simbiosis con la planta termosolar

También se ha estudiado como varía el precio del agua para hacer la función objetivo de la planta desalinizadora de valor 0, teniendo en cuenta las condiciones de la planta termosolar. Se puede observar en la Tabla 6.4 y en la Gráfica 6.8 que el menor precio del agua potable se ofrece cuando hay un total de dos evaporadores.

Tabla 6.4. Coste del agua potable para un distinto número de evaporadores.

Número de evaporadores	1	2	3	4	5	6
Coste de Agua	9,184	5,4	5,829	6,903	8,123	9,863



Gráfica 6.9. Coste del agua potable para un distinto número de evaporadores.

Como conclusión de la implantación de las dos plantas conjuntamente, se puede observar que el precio al que se puede ofrecer el agua potable es mucho menor para todos los evaporadores. Pero a cambio se produce mucha menos cantidad de agua potable al día.

6.5.3. Comparación de la planta desalinizadora de tres evaporadores adaptada a la planta termosolar y la planta desalinizadora diseñada de tres evaporadores de producción 20.000 m³/día

A continuación se realiza una comparación en la siguiente tabla de los principales parámetros obtenidos en la simulación de la planta desalinizadora con la planta termosolar, y con los datos obtenidos con anterioridad con una producción de 20.000 m³/día. Se puede observar que el área de los evaporadores es mucho menor, ya que se produce mucha menos cantidad total de agua. Ya que se pasa de una producción de 20.000 m³/día a una producción total de 9276 m³/día. En el diseño de los evaporadores, no se influiría en nada el acoplamiento en la planta termosolar, ya que los evaporadores en sí serían iguales. Solamente habría que ajustar las tuberías de entrada del vapor vivo a las tuberías de salida de la turbina de vapor de la planta termosolar.

Tabla 6.5. Comparación de datos tras simular con y sin planta termosolar

Parámetro	Valores sin planta termosolar	Valores con planta termosolar
Caudal de entrada de agua de mar (kg/s)	476,6	221
Caudal de agua producto (kg/s)	231,5	107,4
Caudal de agua producto primer evaporador (kg/s)	71,58	33,25
Caudal de agua producto segundo evaporador (kg/s)	77,95	36,08

Caudal de agua producto tercer evaporador (kg/s)	81,96	38,03
Caudal de vapor vivo (kg/s)	123,2	60
Concentración de salmuera en el primer ev. (kg de sal/kg de agua)	0,42	0,42
Concentración de salmuera en el segundo ev. (kg de sal/kg de agua)	0,52	0,52
Concentración de salmuera en el tercer ev. (kg de sal/kg de agua)	0,7	0,7
Presión en el primer evaporador (kPa)	120	120
Presión en el segundo evaporador (kPa)	84,7	86
Presión en el tercer evaporador (kPa)	60	60
Temperatura en el primer evaporador (°C)	104,8	104,8
Temperatura en el segundo evaporador (°C)	95,05	95,47
Temperatura en el tercer evaporador (°C)	85,95	85,95
Temperatura entrada al primer evaporador (°C)	85	85
Área primer evaporador (m^2)	13418	3745
Área segundo evaporador (m^2)	14768	7165
Área tercer evaporador (m^2)	17860	7895
Área condensador (m^2)	18363	8520
Coste inversión inicial (M€)	426	253,2
Coste del agua ($€/m^3$)	9,076	5,829

7. PLANOS Y PERSPECTIVAS DE MAQUETA 3D

En este apartado, se muestran unas capturas de la realización de una maqueta en tres dimensiones, de cómo quedaría la planta desalinizadora con el programa *Sketch UP*.

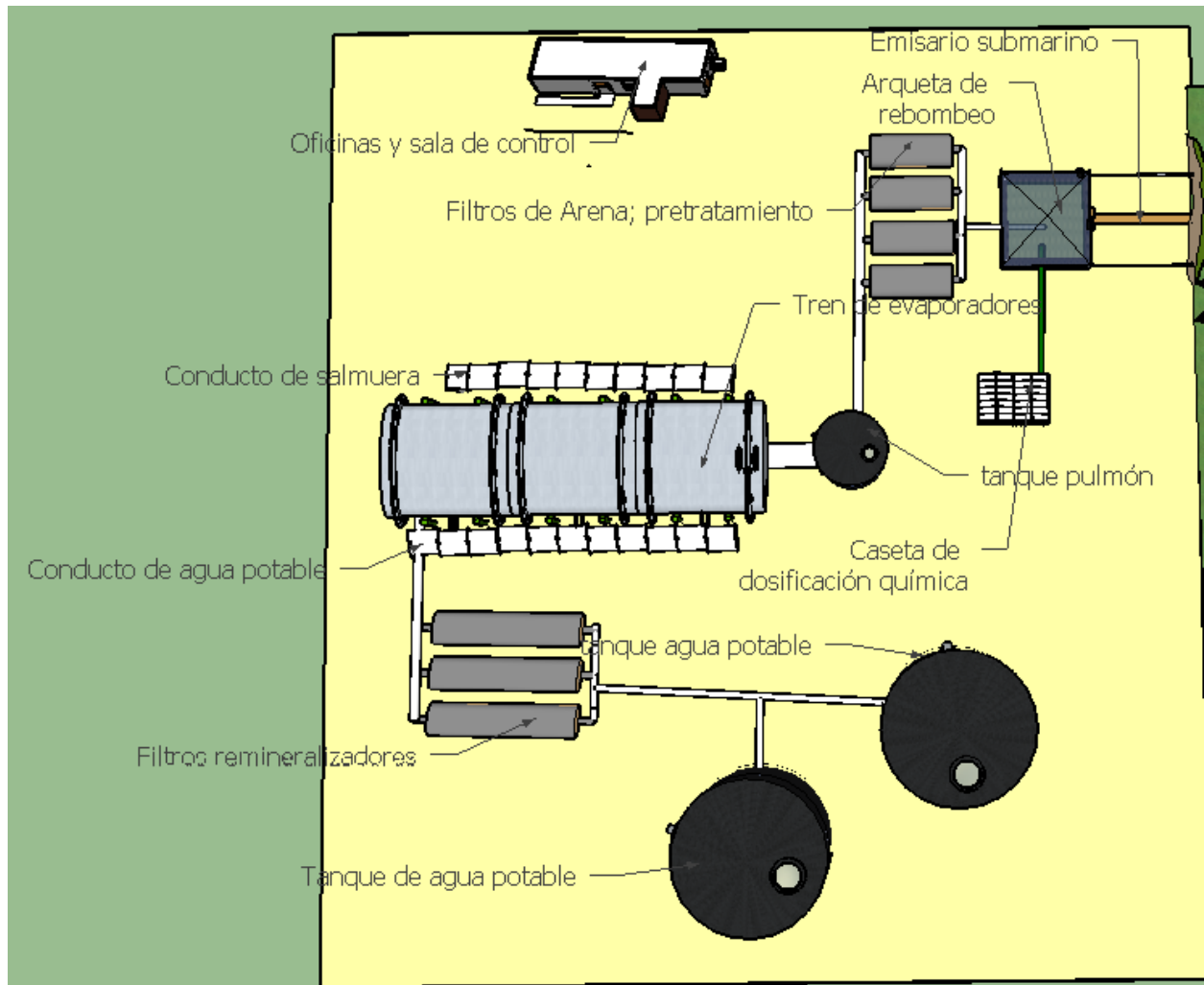


Figura 7.1. Planta de la planta desalinizadora.

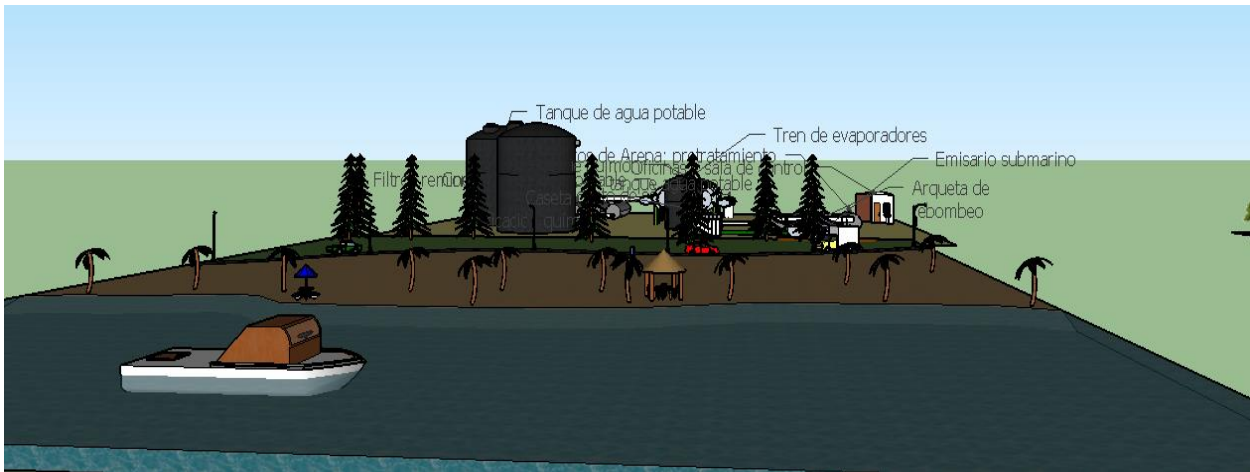


Figura 7.2. Alzado de la planta desalinizadora

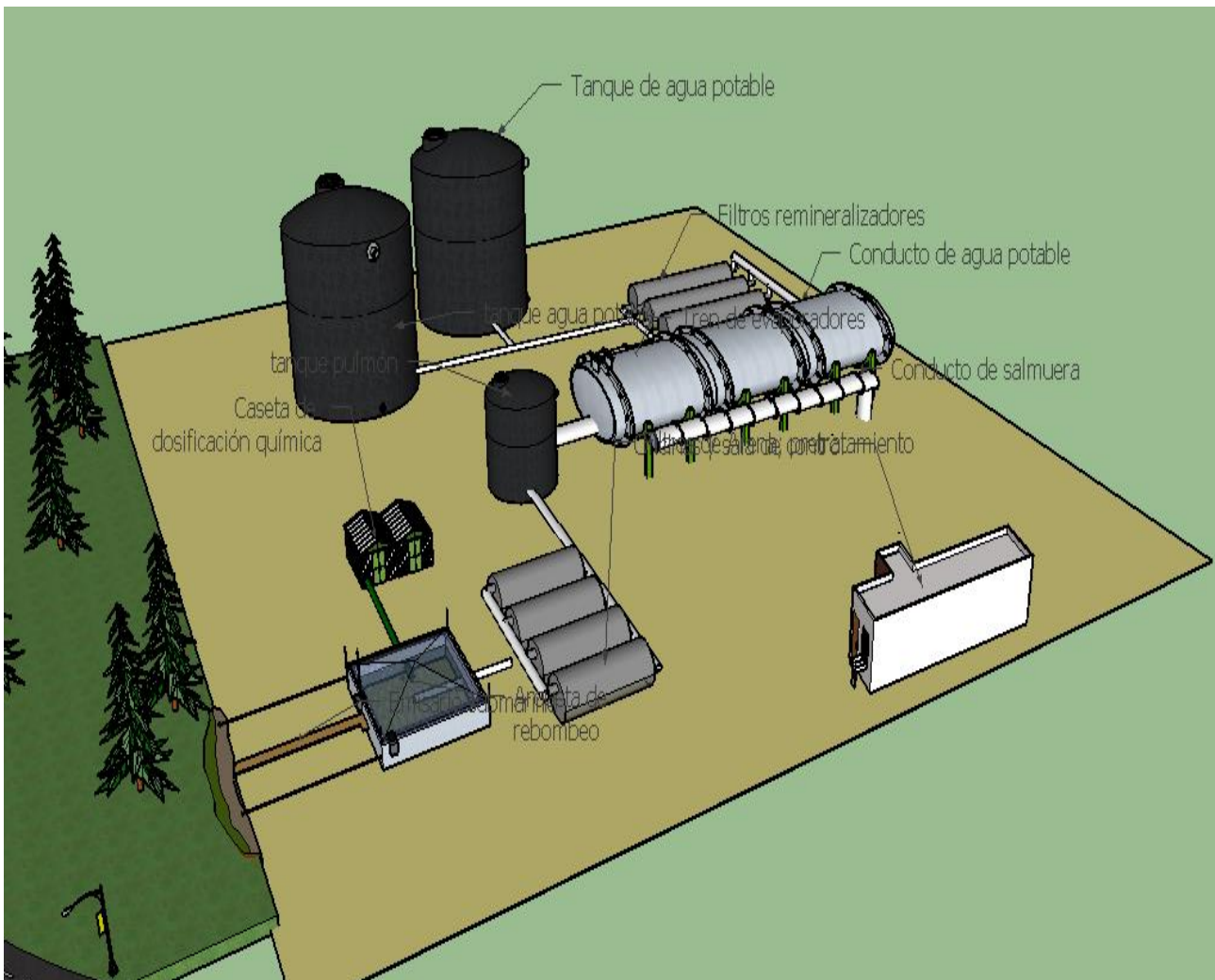


Figura 7.3. Perspectiva la planta desalinizadora

8. CONCLUSIONES

Primero, se comentará los aspectos más destacados del acoplamiento con la planta termosolar para pasar posteriormente a la planta desalinizadora en sí.

En la cogeneración de las dos plantas, se asocia el vapor de baja presión que proporciona la turbina de vapor, el cual es válido para transmitir calor a los evaporadores de la planta desalinizadora, de la misma forma que lo haría el vapor producido en una caldera de vapor. Habría que realizar un acoplamiento térmico, donde se aprovecharía el calor que se desperdicia en el condensador. Ya que, para condensar el agua que sale de la turbina en la planta Termosolar en el condensador, se utiliza agua procedente de la torre de refrigeración. De esta forma, se evita se aprovecha el calor residual producido en el condensador, y se reduce el caudal de agua de refrigeración necesario.

Con la cogeneración, se obtiene un agua producida mediante energía limpia y renovable, excepto en los meses de invierno en los que haya menos horas de sol. Y haya que poner en funcionamiento las calderas auxiliares que tiene la planta, que se utilizan para las puestas en marcha de la planta termosolar, ya que la producción de agua será en continuo y no se parará en todo el año. Y en la planta termosolar no tendrían que preocuparse en producir vapor de alta calidad, ya que se utilizaría el agua obtenida en la planta desalinizadora antes de ser remineralizada, la cual, es de alta calidad y pureza.

Al simular con el EES se observa, que los costes de agua obtenidos en la planta desalinizadora con la planta termosolar son mucho menores, en cambio, se produce menos agua potable. Ya que se ha adaptado al caudal de vapor, que circula por la planta termosolar. Llegado a este punto, se puede observar que llega a un punto de inflexión donde se puede vender una cantidad de agua potable a un precio bastante económico, como es el caso de dos evaporadores, donde el precio es de $5,04 \text{ €/m}^3$, pero el caudal de agua potable producido es de $5447 \text{ m}^3/\text{día}$. En cambio, si se utilizan seis evaporadores el precio es de $9,863 \text{ €/m}^3$ y el caudal de agua potable producido es de $12017 \text{ m}^3/\text{día}$.

Todo esto es haciendo un primer análisis económico en el que se observa que la integración de las plantas es muy rentable a priori, sin tener en cuenta los costes de operación de los trabajadores, oficinas, y de la electricidad consumida por las bombas y equipos de impulsión utilizados en la planta desalinizadora también, aunque como se indicó con anterioridad el principal coste de operación de la planta desalinizadora es el coste del vapor vivo. Y este coste queda anulado mientras esté la planta termosolar en funcionamiento.

El coste del agua potable que pagan los habitantes de la isla de Gran Canaria es de $2,16 \text{ €}$ el metro cúbico, y ese precio está notablemente reducido, ya que la producción de agua potable en las islas está sujeto a altas subvenciones económicas. Y también el precio directo del agua, por ejemplo en la isla de Tenerife el precio del agua para uso agrícola tiene una reducción del 66% del precio original. Por lo que se obtiene un precio bastante semejable al de la realidad.

En cambio, cuando se simuló solamente la planta desalinizadora se obtuvo un resultado de agua bastante caro, llegando a ser que la planta no era rentable, a no ser que se vendiera el precio del agua a unos 9 € el metro cúbico. Este precio se obtuvo después de simular la planta con un número distinto de evaporadores, donde se optimizó en cada simulación el óptimo entre el número de

evaporadores y el coste de operación principal que es caudal de vapor que se requiere para calentar el primer evaporador. Esta optimización se realizó variando las presiones que tiene los evaporadores, ya que son los grados de libertad que tiene esta planta. La simulación realizada fue desde un evaporador hasta seis, donde el consumo de vapor en el caso de un evaporador era un caudal de 292,8 kg/s teniendo un coste de 106,2 millones de euros anuales, sin embargo, en el extremo contrario con 6 evaporadores el consumo de vapor es de 88,78 kg/s con un coste del vapor de 32,20 millones de euros por año.

Finalmente, se demostró que el óptimo para estos precios era un número de 3 evaporadores, dato que concuerda con la teoría que dice que el óptimo de las plantas MED se encuentran entre 3 y 6 evaporadores.

Como conclusión final, se toma que la cogeneración de la planta termosolar y una planta desalinizadora de agua de mar es una inversión rentable que se puede realizar, siempre y cuando se quiera producir agua a un precio más barato, que si se quiere producir agua potable del mar en una planta desalinizadora solamente. Todo esto sería posible si, las poblaciones cercanas no tienen muchos habitantes. Esta integración de las dos plantas ofrece a los habitantes de alrededor (si se produce 8000 metros cúbicos diarios, que es el caso de tres evaporadores) una producción de agua potable para 60.000 habitantes (suponiendo que cada habitante consume unos 140 litros diarios) y energía eléctrica para 45000 hogares. Pudiendo hacer que la zona donde se instalen las plantas sean independientes, y puedan vivir con agua potable de calidad procedente del mar y obtenida mediante energía renovables. Realizando un impacto ambiental mínimo al ecosistema y biosfera de alrededor, y contribuyendo al medio ambiente.

9.REFERENCIAS

[1]:

- José Miguel Veza, Introducción a la desalación de Aguas
- Ashad Hassan Khan, Desalination Processes and Multistage Flash Distillation Practice
- SEMINARIO VII, Desalación, necesidades, estado actual de la tecnología y perspectivas (Convención Nacional de la Sección Técnica de Química de la Asociación Nacional de Ingenieros Industriales, Madrid 4, 5 y 6, Diciembre, 1972)
- ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA DESALINIZACIÓN; Borja Montaña Sanz;
TESIS DOCTORAL DIRIGIDA POR: Joaquín Melgarejo Moreno; UNIVERSIDAD DE ALICANTE

[2]: <http://www.iwmi.cgiar.org/Assessment/files/pdf/publications/ResearchReports/CARR2.pdf>

[3]: <https://www.koshland-science-museum.org/water/html/es/Sources/Where-is-the-Earths-Water.html>

[4]: Internacional Desalination Association: <http://idadesal.org/>

<http://idadesal.org/desalination-101/desalination-by-the-numbers/>

[5]: http://www.mapama.gob.es/es/agua/planes-y-estrategias/informes-de-viabilidad-de-obras-hidraulicas/actuaciones-y-proyectos/index_agua.aspx

[6]: AEDYR: *Asociación Española de Desalación Y Reutilización*:

<http://aedyr.com/index.php>

[7]: <http://www.mailxmail.com/curso-agua-desalacion-1-4/pretratamientos-desalacion>

[8]: <http://www.unitek.com.ar/aplicaciones-aguademar.php>

[9]: Mahi P., “Developing environmentally acceptable desalination projects” (2001)167-172

[10]: Modelado y Simulación Dinámica de un Reactor PBMR Optimizado con Módulos de Generación de Hidrógeno y Desalinización de Agua de Mar. MEXICO, DF. 2007

[11]: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=46123333006>

[12]: <http://www.quimicadelagua.com/Conceptos.Analiticos.Langelier.html>

Guía para la remineralización de las aguas desaladas (*Guideline for the remineralization of desalinated waters*)- Manuel Hernández Suárez

[13] y [14] (Balances de Materia y de Energía):

- José Miguel Veza, Introducción a la desalación de Aguas
- Multi effect desalination and adsorption desalination (MEDAD): A hybrid desalination method; Muhammad Wakil Shahzad a, Kim Choon Ng , Kyaw Thu , Bidyut Baran Saha , Won Gee Chun
- New MED based desalination process for low grade waste heat - Hamid Rezvani Dastgerdi b, Peter B.Whittaker b, Hui Tong Chua

[15]:

- ANALISIS ECONÓMICO DE PROCESOS QUÍMICOS; Autor: Pedro Ollero de Castro; Enero 2006
- -Análisis Económicos de procesos Químicos, Ingeniería de Procesos, Curso 2015-2016, Prof.

- Esmeralda Portillo Estévez.
- <http://pdhcenter.com/courses/g127/g127.htm>
 - Tablas: Diquima 2006:
http://www.diquima.upm.es/old_diquima/docencia/tqindustrial/docs/Anexo_costes.pdf
- [16]:
- Trabajo de Fin de Máster: Modelado de un sistema de desalación de Agua de Mar basado en la Tecnología de Destilación multiefecto con alimentación en serie. Autor: Bartolomé Ortega Delgado; Diciembre 2013.
 - Trabajo de Fin de Grado: Ingeniería Básica de Planta desaladora de agua de mar de 40.000 M³/día de capacidad; Autor: Saúl Rodríguez Martín.
- [17]:
- http://www.who.int/water_sanitation_health/diseases/wsh0302/es/
 - www.who.int/entity/water_sanitation_health/diseases/WSH03.02.pdf?ua=1
- [18]: OMS - Ministerio de Salud (1972)
- [19]:
- http://www.mapama.gob.es/ministerio/pags/biblioteca/revistas/pdf_AM/AM_2004_35_27_31.pdf
 - <http://www.chguadalquivir.es/documents/10182/41484/DesalacionAguaMar.pdf/108df051-41dd-4d88-82b8-1ea9af162a03>
- [20]:
https://portal.camins.upc.edu/materials_guia/250241/2014/EMISARIOS%20SUBMARINOS.pdf%3Bjsessionid=789B77018A2D81850005EEDC7AA6AC30
- [21]: <http://www.ecosmep.com/cabecera/upload/fichas/3193.pdf>
- [22]: <http://www.poltank.com/es/productos/filtros-para-desaladoras/filtros-horizontales-para-desaladoras/opciones>
- [23]:
- <https://spanish.alibaba.com/product-detail/amino-trimethylene-phosphonic-acid-atmp-antiscala-60265693333.html>
 - <https://spanish.alibaba.com/product-detail/amino-trimethylene-phosphonic-acid-atmp-antiscala-60283425888.html>
- [24]: <http://www.tandfonline.com/doi/abs/10.5004/dwt.2010.1079>
- [25]: <http://www.quimicadelagua.com/Documentos/Guia%20desalacion/5.Postratamiento.pdf>
<http://www.poltank.com/es/productos/filtros-para-desaladoras/filtros-horizontales-para-desaladoras>
- [26]: <https://www.water-on.com/pdftecnologia/Tanques.Agua.pdf>
- [27]: MINISTERIO DE LA PRESIDENCIA
Publicado en BOE núm. 45 de 21 de Febrero de 2003
Vigencia desde 22 de Febrero de 2003. Revisión vigente desde 31 de Julio de 2016
http://noticias.juridicas.com/base_datos/Admin/rd140-2003.html#cpa7
- [28]: <http://opex-energy.com/index.html>
- [29]: <http://www.sidem-desalination.com/Process/Thermal-desalination-MED/Cogeneration/ST-and-DP/>
- [30]: <http://torresolenergy.com/TORRESOL/plantas-valle1-val>

ANEXO 1: CÓDIGOS EES

En este anexo se mostrarán los códigos EES utilizados para la simulación, de los distintos apartados comentados con anterioridad. Y también de una captura de los resultados obtenidos en dicha simulación.

- **Código EES de 1 evaporador**

"DATOS"

Agua_producto=20000*1000/24/3600 " m³/día*1000 L /24 horas / 3600s = kg/s"

X0=0,36 "Concentración inicial" "kg/kg"

PVV=212 "kPa"
T0=25 [°C]

x1=0,7 "kg/kg"

cpvap=cp(**Water**, T=Tvv_sat;x=1)

"BALANCE DE MATERIA"

Agua_producto=mp_1

"PRIMER EVAPORADOR"

Ma_0=Mp_1+Ms_1
Ma_0*X0=Ms_1*X1

"Elevación del Punto de Ebullición"

"PRIMER EVAPORADOR"

S1=X1/1000 "la Salinidad en g/kg"

EPE_1=alpha_1*(s1)^2+beta_1*s1

alpha_1=-4,584*10⁻⁴*Teb_1^2+2,823*10⁻³*Teb_1+17,95
beta_1=-1,536*10⁻⁴*Teb_1^2+5,267*10⁻³*Teb_1+6,56

Teb_1=EPE_1+Tsat_1
Tsat_1=temperature(**Water**, P=p1;x=0)

"ENTALPÍA DEL AGUA DE MAR" "J/kg*K"

"Parámetros correspondientes"

a1=-2,348*10⁻⁴)

a2=3,152*10⁽⁵⁾
 a3=2,803*10⁽⁶⁾
 a4=-1,446*10⁽⁷⁾
 a5=7,826*10⁽³⁾
 a6=-4,417*10
 a7=2,139*10⁽⁻¹⁾
 a8=-1,991*10⁽⁴⁾
 a9=2,778*10⁽⁴⁾
 a10=9,728*10

"CORRIENTE DE ENTRADA"

$$hfw_0=(141,355+4207,07*T0-0,535*T0^2+0,004*T0^3)/1000$$

$$hfa_0=(hfw_0-X0*(a1+a2*X0+a3*X0^2+a4*X0^3+a5*T0+a6*T0^2+a7*T0^3+a8*T0*X0+a9*T0*X0^2+a10*T0^2*X0))/1000$$

"PRIMER EVAPORADOR"

$$hfw_1=141,355+4207,07*Teb_1-0,535*Teb_1^2+0,004*Teb_1^3$$

$$hfa_1=(hfw_1-S1*(a1+a2*S1+a3*S1^2+a4*S1^3+a5*Teb_1+a6*Teb_1^2+a7*Teb_1^3+a8*Teb_1*S1+a9*Teb_1*S1^2+a10*Teb_1^2*S1))/1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$HLmp_1=(141,355+4207,07*Tsat_1-0,535*Tsat_1^2+0,004*Tsat_1^3)/1000$$

"BALANCE DE ENERGÍA"

"PRIMER EVAPORADOR"

$$ma_0*hfa_0+VV*(HVv-hlvv_0)=mp_1*HMp_1+ms_1*hfa_1$$

$$VV*(HVv-hLv_0)=Uevap_1*Area1*(Teb_1-T0)$$

Tvv_sat=temperature(**Water**;P=pvv;x=0)
 de saturación del vapor"

"Temperatura

$$hvv=2499,5688-2,204864*Tvv_sat-1,596*10^{(-3)}*Tvv_sat^2$$

hvvv=enthalpy(**Steam**;P=pvv;x=1)

$$hlvv_0=(141,355+4207,07*Tvv_sat-0,535*Tvv_sat^2+0,004*Tvv_sat^3)/1000$$

"Entalpía del vapor condensado"

HMp_1sat=enthalpy(**Steam**;P=P1;x=1)

"Entalpía de

saturación del vapor producido"

$$HMp_1=2499,5688-2,204864*Teb_1-1,596*10^{(-3)}*Teb_1^2$$

$$P1=70 \text{ {VARIABLE A OPTIMIZAR}}$$

"Costes"

$$FO=FSVP*(INGRESOS-COp)-Coste_Inicial$$

$$\text{Beneficio}=\text{INGRESOS}-\text{COp}$$

$$FO=0$$

```

Ingresos=CosteAgua_producto
CosteAgua_producto=Agua_producto*Coste_agua/1000*3600*8760
Coste_Vapor=VV*11,5/1000*3600*8760 "€"
Beneficio_Anuual=INGRESOS-COp
Coste_evap1=(10^(4,642+0,3698*log10(Area1))+0,025*(log10(Area1))^2)*5,08*(10^(0,1578-
0,2992*log10(P1)+0,1413*(log10(P1))^2))
Coste_Evaporadores=(541,7/395,6)*Coste_evap1
Coste_Inicial=4,74*(Coste_Evaporadores)
Cop=Coste_vapor

```

```

N=30
i=0,05
inf=0,02
1+ief=(1+i)/(1+inf)
FSVP=sum(1/(1+ief)^k;k=1;N)

```

"Cálculo U"

"Evaporador 1"

```

hi1=(3293,5+TVV*(84,24-0,1714-TVV)-
X0*(8,471+0,1161*X0+0,2716*TVV))/((Di/0,17272)^0,2*(0,656*V1)^0,8*(Di/De))

he1=0,729*(((g*rho_L1-rho_v1)*kf1^3*h'_fg1)/(mu1*(Tsat_1-T0)*de*Nc))^(-0,25)

rho_L1=density(Water,T=T0;P=P)

v1=volume(Water,T=TVV_sat;P=211)
rho_v1=1/v1
TVV=TVV_sat-0,00000001

mu1=viscosity(Water,T=T0;P=P)
kf1=conductivity(Water,T=T0;P=P)/1000
cp1=cp(Water,T=T0;P=P)
h'_fg1=(1+0,68*Ja1)*h_fg1
Ja1=cp1*(Tsat_1-T0)/h_fg1
h_fg1=HVv-hlvv_0
Nc=8
g=9,81
P=101,3

Fs=8*10^(-8) [kw/(m*K)]

Di=0,023 [m]
De=0,025 [m]

1/U1=de*(1/hi1/di+Fs+1/he1/de)

U1=Uevap_1

```

- Código EES de 2 evaporadores

"DATOS"

Agua_producto=20000*1000/24/3600 " m³/día*1000 L /24 horas / 3600s = kg/s"

$X_0=0,36$ "Concentración inicial" "kg/kg"

$x_2=0,7$

$U_{\text{evap}}=0,9$ "kW/M²k"

$P_{\text{VV}}=212$ "kPa"

$T_0=25$ "°C"

$R=\text{Agua_producto}/\text{Ma}_0$ "Suponemos una conversión del 50%"

"BALANCE DE MATERIA"

$\text{Agua_producto}=\text{mp}_1+\text{mp}_2$

"PRIMER EVAPORADOR"

$\text{Ma}_0=\text{Mp}_1+\text{Ms}_1$

$\text{Ma}_0 \cdot X_0=\text{Ms}_1 \cdot X_1$

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$\text{Ms}_1=\text{Mp}_2+\text{Ms}_2$

$\text{Ms}_1 \cdot X_1=\text{Ms}_2 \cdot X_2$

"Elevación del Punto de Ebullición"

"PRIMER EVAPORADOR"

$S_1=X_1/1000$ "la Salinidad en g/kg"

$\text{EPE}_1=\alpha_1 \cdot (s_1)^2+\beta_1 \cdot s_1$

$\alpha_1=-4,584 \cdot 10^{(-4)} \cdot \text{Teb}_1^2+2,823 \cdot 10^{(-3)} \cdot \text{Teb}_1+17,95$

$\beta_1=-1,536 \cdot 10^{(-4)} \cdot \text{Teb}_1^2+5,267 \cdot 10^{(-3)} \cdot \text{Teb}_1+6,56$

$\text{Teb}_1=\text{EPE}_1+\text{Tsat}_1$

$\text{Tsat}_1=\text{temperature}(\text{Water}, P=p_1; x=0)$

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$S_2=X_2/1000$ "la Salinidad en g/kg"

$\text{EPE}_2=\alpha_2 \cdot (s_2)^2+\beta_2 \cdot s_2$

$\alpha_2=-4,584 \cdot 10^{(-4)} \cdot \text{Teb}_2^2+2,823 \cdot 10^{(-3)} \cdot \text{Teb}_2+17,95$

$\beta_2=-1,536 \cdot 10^{(-4)} \cdot \text{Teb}_2^2+5,267 \cdot 10^{(-3)} \cdot \text{Teb}_2+6,56$

$\text{Teb}_2=\text{EPE}_2+\text{Tsat}_2$

$\text{Tsat}_2=\text{temperature}(\text{Water}, P=p_2; x=0)$

"ENTALPÍA DEL AGUA DE MAR" "J/kg*K"

"Parámetros correspondientes"

$a1 = -2,348 \cdot 10^{-4}$
 $a2 = 3,152 \cdot 10^5$
 $a3 = 2,803 \cdot 10^6$
 $a4 = -1,446 \cdot 10^7$
 $a5 = 7,826 \cdot 10^3$
 $a6 = -4,417 \cdot 10$
 $a7 = 2,139 \cdot 10^{-1}$
 $a8 = -1,991 \cdot 10^4$
 $a9 = 2,778 \cdot 10^4$
 $a10 = 9,728 \cdot 10$

"CORRIENTE DE ENTRADA"

$$hfw_0 = 141,355 + 4207,07 \cdot T_0 - 0,535 \cdot T_0^2 + 0,004 \cdot T_0^3$$

$$hfa_0 = (hfw_0 - X_0 \cdot (a_1 + a_2 \cdot X_0 + a_3 \cdot X_0^2 + a_4 \cdot X_0^3 + a_5 \cdot T_0 + a_6 \cdot T_0^2 + a_7 \cdot T_0^3 + a_8 \cdot T_0 \cdot X_0 + a_9 \cdot T_0 \cdot X_0^2 + a_{10} \cdot T_0^2 \cdot X_0)) / 1000$$
"PRIMER EVAPORADOR"

$$hfw_1 = 141,355 + 4207,07 \cdot Teb_1 - 0,535 \cdot Teb_1^2 + 0,004 \cdot Teb_1^3$$

$$hfa_1 = (hfw_1 - S1 \cdot (a_1 + a_2 \cdot S1 + a_3 \cdot S1^2 + a_4 \cdot S1^3 + a_5 \cdot Teb_1 + a_6 \cdot Teb_1^2 + a_7 \cdot Teb_1^3 + a_8 \cdot Teb_1 \cdot S1 + a_9 \cdot Teb_1 \cdot S1^2 + a_{10} \cdot Teb_1^2 \cdot S1)) / 1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$HLmp_1 = (141,355 + 4207,07 \cdot Tsat_1 - 0,535 \cdot Tsat_1^2 + 0,004 \cdot Tsat_1^3) / 1000$$
"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$hfw_2 = 141,355 + 4207,07 \cdot Teb_2 - 0,535 \cdot Teb_2^2 + 0,004 \cdot Teb_2^3$$

$$hfa_2 = (hfw_2 - S2 \cdot (a_1 + a_2 \cdot S2 + a_3 \cdot S2^2 + a_4 \cdot S2^3 + a_5 \cdot Teb_2 + a_6 \cdot Teb_2^2 + a_7 \cdot Teb_2^3 + a_8 \cdot Teb_2 \cdot S2 + a_9 \cdot Teb_2 \cdot S2^2 + a_{10} \cdot Teb_2^2 \cdot S2)) / 1000$$

$$HLmp_2 = (141,355 + 4207,07 \cdot Tsat_2 - 0,535 \cdot Tsat_2^2 + 0,004 \cdot Tsat_2^3) / 1000$$
"BALANCE DE ENERGÍA"**"PRIMER EVAPORADOR"**

$$ma_0 \cdot hfa_0 + VV \cdot (HVv - hlvv_0) = mp_1 \cdot Hmp_1 + ms_1 \cdot hfa_1$$

$$VV \cdot (HVv - hlvv_0) = U_{evap} \cdot Area_1 \cdot (T_{vv_sat} - Teb_1)$$

$$T_{vv_sat} = \text{temperature}(\text{Water}, P = pvv; x = 0)$$

"Temperatura

de saturación del vapor"

$$hv_v = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{vv_sat} - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot T_{vv_sat}^2$$

$$hlv_v_0 = (141,355 + 4207,07 \cdot T_{vv_sat} - 0,535 \cdot T_{vv_sat}^2 + 0,004 \cdot T_{vv_sat}^3) / 1000$$

"Entalpía del vapor condensado"

$$Hmp_1 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot Teb_1 - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot Teb_1^2$$

P1=107 {VARIABLE A OPTIMIZAR}

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$ms_1 \cdot hfa_1 + mp_1 \cdot (Hmp_1 - Himp_1) = mp_2 \cdot Hmp_2 + ms_2 \cdot hfa_2$$

$$mp_1 \cdot (Hmp_1 - Himp_1) = U_{evap} \cdot Area_2 \cdot (T_{sat_1} - T_{eb_2})$$

$$Hmp_2 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_2} - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot T_{eb_2}^2$$

P2=70 {VARIABLE A OPTIMIZAR}

"Costes"

$$FO = FSVP \cdot (INGRESOS - COP) - Coste_Inicial$$

$$FO = 0$$

$$beneficio = (INGRESOS - COP)$$

$$Ingresos = Coste_Agua_producto$$

$$Coste_Agua_producto = Agua_producto \cdot Coste_Agua / 1000 \cdot 3600 \cdot 8760$$

$$Coste_Vapor = VV \cdot 11,5 / 1000 \cdot 3600 \cdot 8760 \text{ "€"}$$

$$Coste_evap1 = (10^{(4,642 + 0,3698 \cdot \log_{10}(Area1))} + 0,025 \cdot (\log_{10}(Area1))^2) \cdot 5,08 \cdot (10^{(0,1578 - 0,2992 \cdot \log_{10}(P1))} + 0,1413 \cdot (\log_{10}(P1))^2)$$

$$Coste_evap2 = (10^{(4,642 + 0,3698 \cdot \log_{10}(Area2))} + 0,025 \cdot (\log_{10}(Area2))^2) \cdot 5,08 \cdot (10^{(0,1578 - 0,2992 \cdot \log_{10}(P2))} + 0,1413 \cdot (\log_{10}(P2))^2)$$

$$Coste_Evaporadores = 541,7 / 395,6 \cdot (Coste_evap1 + Coste_evap2)$$

$$Coste_Inicial = 4,74 \cdot Coste_Evaporadores$$

$$COP = Coste_vapor$$

$$N = 30$$

$$i = 0,05$$

$$inf = 0,02$$

$$1 + ief = (1 + i) / (1 + inf)$$

$$FSVP = \sum (1 / (1 + ief)^k; k = 1; N)$$

- **Código EES de 3 evaporadores**

"DATOS"

$$Agua_producto = 20000 \cdot 1000 / 24 / 3600 \text{ " m}^3/\text{día} \cdot 1000 \text{ L} / 24 \text{ horas} / 3600s = \text{kg/s"}$$

$$X0 = 0,36 \text{ "Concentración inicial" "kg/kg"}$$

$$x3 = 0,7$$

$$U_{evap} = 0,9 \text{ "kW/M}^2\text{k"}$$

PVV=212 "kPa"
 T0=25 "°C"
 R=Agua_producto/Ma_0 "Suponemos una conversión del 50%"

"BALANCE DE MATERIA"

Agua_producto=mp_1+mp_2+mp_3

"PRIMER EVAPORADOR"

Ma_0=Mp_1+Ms_1
 Ma_0*X0=Ms_1*X1

"SEGUNDO EVAPORADOR"

Ms_1=Mp_2+Ms_2
 Ms_1*X1=Ms_2*X2

"TERCER EVAPORADOR"

Ms_2=Mp_3+Ms_3
 Ms_2*X2=Ms_3*X3

"Elevación del Punto de Ebullición"

"PRIMER EVAPORADOR"

S1=X1/1000 "la Salinidad en g/kg"

EPE_1=alpha_1*(s1)^2+beta_1*s1

alpha_1=-4,584*10⁽⁻⁴⁾*Teb_1^2+2,823*10⁽⁻³⁾*Teb_1+17,95
 beta_1=-1,536*10⁽⁻⁴⁾*Teb_1^2+5,267*10⁽⁻³⁾*Teb_1+6,56

Teb_1=EPE_1+Tsat_1
 Tsat_1=**temperature**(**Water**,P=p1;x=0)

"SEGUNDO EVAPORADOR"

S2=X2/1000 "la Salinidad en g/kg"

EPE_2=alpha_2*(s2)^2+beta_2*s2

alpha_2=-4,584*10⁽⁻⁴⁾*Teb_2^2+2,823*10⁽⁻³⁾*Teb_2+17,95
 beta_2=-1,536*10⁽⁻⁴⁾*Teb_2^2+5,267*10⁽⁻³⁾*Teb_2+6,56

Teb_2=EPE_2+Tsat_2
 Tsat_2=**temperature**(**Water**,P=p2;x=0)

"TERCER EVAPORADOR"

S3=X3/1000 "la Salinidad en g/kg"

EPE_3=alpha_3*(s3)^2+beta_3*s3

alpha_3=-4,584*10⁽⁻⁴⁾*Teb_3^2+2,823*10⁽⁻³⁾*Teb_3+17,95

$$\text{beta}_3 = -1,536 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Teb}_3^2 + 5,267 \cdot 10^{-3} \cdot \text{Teb}_3 + 6,56$$

$$\text{Teb}_3 = \text{EPE}_3 + \text{Tsat}_3$$

$$\text{Tsat}_3 = \text{temperature}(\text{Water}, P = p_3; x = 0)$$

"ENTALPÍA DEL AGUA DE MAR" "J/kg*K"

"Parámetros correspondientes"

$$a_1 = -2,348 \cdot 10^{-4}$$

$$a_2 = 3,152 \cdot 10^5$$

$$a_3 = 2,803 \cdot 10^6$$

$$a_4 = -1,446 \cdot 10^7$$

$$a_5 = 7,826 \cdot 10^3$$

$$a_6 = -4,417 \cdot 10$$

$$a_7 = 2,139 \cdot 10^{-1}$$

$$a_8 = -1,991 \cdot 10^4$$

$$a_9 = 2,778 \cdot 10^4$$

$$a_{10} = 9,728 \cdot 10$$

"CORRIENTE DE ENTRADA"

$$\text{hfw}_0 = 141,355 + 4207,07 \cdot T_0 - 0,535 \cdot T_0^2 + 0,004 \cdot T_0^3$$

$$\text{hfa}_0 = (\text{hfw}_0 -$$

$$X_0 \cdot (a_1 + a_2 \cdot X_0 + a_3 \cdot X_0^2 + a_4 \cdot X_0^3 + a_5 \cdot T_0 + a_6 \cdot T_0^2 + a_7 \cdot T_0^3 + a_8 \cdot T_0 \cdot X_0 + a_9 \cdot T_0 \cdot X_0^2 + a_{10} \cdot T_0^2 \cdot X_0)) / 1000$$

"PRIMER EVAPORADOR"

$$\text{hfw}_1 = 141,355 + 4207,07 \cdot \text{Teb}_1 - 0,535 \cdot \text{Teb}_1^2 + 0,004 \cdot \text{Teb}_1^3$$

$$\text{hfa}_1 = (\text{hfw}_1 -$$

$$S_1 \cdot (a_1 + a_2 \cdot S_1 + a_3 \cdot S_1^2 + a_4 \cdot S_1^3 + a_5 \cdot \text{Teb}_1 + a_6 \cdot \text{Teb}_1^2 + a_7 \cdot \text{Teb}_1^3 + a_8 \cdot \text{Teb}_1 \cdot S_1 + a_9 \cdot \text{Teb}_1 \cdot S_1^2 + a_{10} \cdot \text{Teb}_1^2 \cdot S_1)) / 1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$\text{HLmp}_1 = (141,355 + 4207,07 \cdot \text{Tsat}_1 - 0,535 \cdot \text{Tsat}_1^2 + 0,004 \cdot \text{Tsat}_1^3) / 1000$$

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$\text{hfw}_2 = 141,355 + 4207,07 \cdot \text{Teb}_2 - 0,535 \cdot \text{Teb}_2^2 + 0,004 \cdot \text{Teb}_2^3$$

$$\text{hfa}_2 = (\text{hfw}_2 -$$

$$S_2 \cdot (a_1 + a_2 \cdot S_2 + a_3 \cdot S_2^2 + a_4 \cdot S_2^3 + a_5 \cdot \text{Teb}_2 + a_6 \cdot \text{Teb}_2^2 + a_7 \cdot \text{Teb}_2^3 + a_8 \cdot \text{Teb}_2 \cdot S_2 + a_9 \cdot \text{Teb}_2 \cdot S_2^2 + a_{10} \cdot \text{Teb}_2^2 \cdot S_2)) / 1000$$

$$\text{HLmp}_2 = (141,355 + 4207,07 \cdot \text{Tsat}_2 - 0,535 \cdot \text{Tsat}_2^2 + 0,004 \cdot \text{Tsat}_2^3) / 1000$$

"TERCER EVAPORADOR"

$$\text{hfw}_3 = 141,355 + 4207,07 \cdot \text{Teb}_3 - 0,535 \cdot \text{Teb}_3^2 + 0,004 \cdot \text{Teb}_3^3$$

$$\text{hfa}_3 = (\text{hfw}_3 -$$

$$S_3 \cdot (a_1 + a_2 \cdot S_3 + a_3 \cdot S_3^2 + a_4 \cdot S_3^3 + a_5 \cdot \text{Teb}_3 + a_6 \cdot \text{Teb}_3^2 + a_7 \cdot \text{Teb}_3^3 + a_8 \cdot \text{Teb}_3 \cdot S_3 + a_9 \cdot \text{Teb}_3 \cdot S_3^2 + a_{10} \cdot \text{Teb}_3^2 \cdot S_3)) / 1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$\text{HLmp}_3 = (141,355 + 4207,07 \cdot \text{Tsat}_3 - 0,535 \cdot \text{Tsat}_3^2 + 0,004 \cdot \text{Tsat}_3^3) / 1000$$

"BALANCE DE ENERGÍA"**"PRIMER EVAPORADOR"**

$$ma_0 \cdot hfa_0 + VV \cdot (HVv - hlvv_0) = mp_1 \cdot HMp_1 + ms_1 \cdot hfa_1$$

$$VV \cdot (HVv - hlvv_0) = U_{evap} \cdot Area1 \cdot (T_{vw_sat} - T_{eb_1})$$

$T_{vw_sat} = \text{temperature}(\text{Water}, P = p_{vv}, x = 0)$
de saturación del vapor"

"Temperatura

$$h_{vv} = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{vw_sat} - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot T_{vw_sat}^2$$

$$h_{lvv_0} = (141,355 + 4207,07 \cdot T_{vw_sat} - 0,535 \cdot T_{vw_sat}^2 + 0,004 \cdot T_{vw_sat}^3) / 1000$$

"Entalpía del vapor condensado"

$$H_{mp_1} = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_1} - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot T_{eb_1}^2$$

$$P1 = 120 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$ms_1 \cdot hfa_1 + mp_1 \cdot (H_{mp_1} - H_{imp_1}) = mp_2 \cdot H_{mp_2} + ms_2 \cdot hfa_2$$

$$mp_1 \cdot (H_{mp_1} - H_{imp_1}) = U_{evap} \cdot Area2 \cdot (T_{sat_1} - T_{eb_2})$$

$$H_{mp_2} = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_2} - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot T_{eb_2}^2$$

$$P2 = 91 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"TERCER EVAPORADOR"

$$ms_2 \cdot hfa_2 + mp_2 \cdot (H_{mp_2} - H_{imp_2}) = mp_3 \cdot H_{mp_3} + ms_3 \cdot hfa_3$$

$$mp_2 \cdot (H_{mp_2} - H_{imp_2}) = U_{evap} \cdot Area3 \cdot (T_{sat_2} - T_{eb_3})$$

$$H_{mp_3} = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_3} - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot T_{eb_3}^2$$

$$P3 = 70 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"Costes"

$$FO = FSVP \cdot (\text{INGRESOS} - \text{COp}) - \text{Coste_Inicial}$$

$$FO = 0$$

$$\text{beneficio} = (\text{INGRESOS} - \text{COp})$$

$$\text{Ingresos} = \text{CosteAgua_producto}$$

$$\text{CosteAgua_producto} = \text{Agua_producto} \cdot \text{CosteAgua} / 1000 \cdot 3600 \cdot 8760$$

$$\text{Coste_Vapor} = VV \cdot 11,5 / 1000 \cdot 3600 \cdot 8760 \text{ "€"}$$

```
Coste_evap1=(10^(4,642+0,3698*log10(Area1)+0,025*(log10(Area1))^2))*5,08*(10^(0,1578-0,2992*log10(P1)+0,1413*(log10(P1))^2))
Coste_evap2=(10^(4,642+0,3698*log10(Area2)+0,025*(log10(Area2))^2))*5,08*(10^(0,1578-0,2992*log10(P2)+0,1413*(log10(P2))^2))
Coste_evap3=(10^(4,642+0,3698*log10(Area3)+0,025*(log10(Area3))^2))*5,08*(10^(0,1578-0,2992*log10(P3)+0,1413*(log10(P3))^2))
```

```
Coste_Evaporadores=541,7/395,6*(Coste_evap1+Coste_evap2+Coste_evap3)
Coste_Inicial=4,74*Coste_Evaporadores
Cop=Coste_vapor
```

```
N=30
i=0,05
inf=0,02
1+ief=(1+i)/(1+inf)
FSVP=sum(1/(1+ief)^k;k=1;N)
```

- **Código EES de 4 evaporadores**

"DATOS"

Agua_producto=20000*1000/24/3600 " m³/día*1000 L /24 horas / 3600s = kg/s"

X0=0,36 "Concentración inicial" "kg/kg"
x4=0,7
Uevap=0,9 "kW/M2k"

PVV=212 "kPa"
T0=25 "°C"
R=Agua_producto/Ma_0 "Suponemos una conversión del 50%"

"BALANCE DE MATERIA"

Agua_producto=mp_1+mp_2+mp_3+mp_4

"PRIMER EVAPORADOR"

Ma_0=Mp_1+Ms_1
Ma_0*X0=Ms_1*X1

"SEGUNDO EVAPORADOR"

Ms_1=Mp_2+Ms_2
Ms_1*X1=Ms_2*X2

"TERCER EVAPORADOR"

Ms_2=Mp_3+Ms_3

$$Ms_2 \cdot X_2 = Ms_3 \cdot X_3$$

"CUARTO EVAPORADOR"

$$Ms_3 = Mp_4 + Ms_4$$

$$Ms_3 \cdot X_3 = Ms_4 \cdot X_4$$

"Elevación del Punto de Ebullición"

"PRIMER EVAPORADOR"

$$S_1 = X_1 / 1000 \quad \text{"la Salinidad en g/kg"}$$

$$EPE_1 = \alpha_1 \cdot (s_1)^2 + \beta_1 \cdot s_1$$

$$\alpha_1 = -4,584 \cdot 10^{-4} \cdot Teb_1^2 + 2,823 \cdot 10^{-3} \cdot Teb_1 + 17,95$$

$$\beta_1 = -1,536 \cdot 10^{-4} \cdot Teb_1^2 + 5,267 \cdot 10^{-3} \cdot Teb_1 + 6,56$$

$$Teb_1 = EPE_1 + Tsat_1$$

$$Tsat_1 = \text{temperature}(\mathbf{Water}, P=p_1; x=0)$$

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$S_2 = X_2 / 1000 \quad \text{"la Salinidad en g/kg"}$$

$$EPE_2 = \alpha_2 \cdot (s_2)^2 + \beta_2 \cdot s_2$$

$$\alpha_2 = -4,584 \cdot 10^{-4} \cdot Teb_2^2 + 2,823 \cdot 10^{-3} \cdot Teb_2 + 17,95$$

$$\beta_2 = -1,536 \cdot 10^{-4} \cdot Teb_2^2 + 5,267 \cdot 10^{-3} \cdot Teb_2 + 6,56$$

$$Teb_2 = EPE_2 + Tsat_2$$

$$Tsat_2 = \text{temperature}(\mathbf{Water}, P=p_2; x=0)$$

"TERCER EVAPORADOR"

$$S_3 = X_3 / 1000 \quad \text{"la Salinidad en g/kg"}$$

$$EPE_3 = \alpha_3 \cdot (s_3)^2 + \beta_3 \cdot s_3$$

$$\alpha_3 = -4,584 \cdot 10^{-4} \cdot Teb_3^2 + 2,823 \cdot 10^{-3} \cdot Teb_3 + 17,95$$

$$\beta_3 = -1,536 \cdot 10^{-4} \cdot Teb_3^2 + 5,267 \cdot 10^{-3} \cdot Teb_3 + 6,56$$

$$Teb_3 = EPE_3 + Tsat_3$$

$$Tsat_3 = \text{temperature}(\mathbf{Water}, P=p_3; x=0)$$

"CUARTO EVAPORADOR"

$$S_4 = X_4 / 1000 \quad \text{"la Salinidad en g/kg"}$$

$$EPE_4 = \alpha_4 \cdot (s_4)^2 + \beta_4 \cdot s_4$$

$$\alpha_4 = -4,584 \cdot 10^{-4} \cdot Teb_4^2 + 2,823 \cdot 10^{-3} \cdot Teb_4 + 17,95$$

$$\beta_4 = -1,536 \cdot 10^{-4} \cdot Teb_4^2 + 5,267 \cdot 10^{-3} \cdot Teb_4 + 6,56$$

$$Teb_4 = EPE_4 + Tsat_4$$

$$Tsat_4 = \text{temperature}(\mathbf{Water}, P=p_4; x=0)$$

"ENTALPÍA DEL AGUA DE MAR" "J/kg*K"

"Parámetros correspondientes"

a1=-2,348*10⁽⁻⁴⁾
 a2=3,152*10⁽⁵⁾
 a3=2,803*10⁽⁶⁾
 a4=-1,446*10⁽⁷⁾
 a5=7,826*10⁽³⁾
 a6=-4,417*10
 a7=2,139*10⁽⁻¹⁾
 a8=-1,991*10⁽⁴⁾
 a9=2,778*10⁽⁴⁾
 a10=9,728*10

"CORRIENTE DE ENTRADA"

$$hfw_0=141,355+4207,07*T0-0,535*T0^2+0,004*T0^3$$

$$hfa_0=(hfw_0-X0*(a1+a2*X0+a3*X0^2+a4*X0^3+a5*T0+a6*T0^2+a7*T0^3+a8*T0*X0+a9*T0*X0^2+a10*T0^2*X0))/1000$$

"PRIMER EVAPORADOR"

$$hfw_1=141,355+4207,07*Teb_1-0,535*Teb_1^2+0,004*Teb_1^3$$

$$hfa_1=(hfw_1-S1*(a1+a2*S1+a3*S1^2+a4*S1^3+a5*Teb_1+a6*Teb_1^2+a7*Teb_1^3+a8*Teb_1*S1+a9*Teb_1*S1^2+a10*Teb_1^2*S1))/1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$HLmp_1=(141,355+4207,07*Tsat_1-0,535*Tsat_1^2+0,004*Tsat_1^3)/1000$$

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$hfw_2=141,355+4207,07*Teb_2-0,535*Teb_2^2+0,004*Teb_2^3$$

$$hfa_2=(hfw_2-S2*(a1+a2*S2+a3*S2^2+a4*S2^3+a5*Teb_2+a6*Teb_2^2+a7*Teb_2^3+a8*Teb_2*S2+a9*Teb_2*S2^2+a10*Teb_2^2*S2))/1000$$

$$HLmp_2=(141,355+4207,07*Tsat_2-0,535*Tsat_2^2+0,004*Tsat_2^3)/1000$$

"TERCER EVAPORADOR"

$$hfw_3=141,355+4207,07*Teb_3-0,535*Teb_3^2+0,004*Teb_3^3$$

$$hfa_3=(hfw_3-S3*(a1+a2*S3+a3*S3^2+a4*S3^3+a5*Teb_3+a6*Teb_3^2+a7*Teb_3^3+a8*Teb_3*S3+a9*Teb_3*S3^2+a10*Teb_3^2*S3))/1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$HLmp_3=(141,355+4207,07*Tsat_3-0,535*Tsat_3^2+0,004*Tsat_3^3)/1000$$

"CUARTO EVAPORADOR"

$$hfw_4=141,355+4207,07*Teb_4-0,535*Teb_4^2+0,004*Teb_4^3$$

$$hfa_4=(hfw_4-S4*(a1+a2*S4+a3*S4^2+a4*S4^3+a5*Teb_4+a6*Teb_4^2+a7*Teb_4^3+a8*Teb_4*S4+a9*Teb_4*S4^2+a10*Teb_4^2*S4))/1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$HLmp_4=(141,355+4207,07*Tsat_4-0,535*Tsat_4^2+0,004*Tsat_4^3)/1000$$

"BALANCE DE ENERGÍA"**"PRIMER EVAPORADOR"**

$$ma_0 \cdot hfa_0 + VV \cdot (HVv - hlvv_0) = mp_1 \cdot HMp_1 + ms_1 \cdot hfa_1$$

$$VV \cdot (HVv - hLvv_0) = Uevap \cdot Area1 \cdot (Tvw_sat - Teb_1)$$

$Tvw_sat = \text{temperature}(\text{Water}, P = pvv, x = 0)$
 de saturación del vapor"

"Temperatura

$$hvv = 2499,5688 - 2,204864 \cdot Tvw_sat - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot Tvw_sat^2$$

$$hlvv_0 = (141,355 + 4207,07 \cdot Tvw_sat - 0,535 \cdot Tvw_sat^2 + 0,004 \cdot Tvw_sat^3) / 1000$$

"Entalpía del vapor condensado"

$$H Mp_1 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot Teb_1 - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot Teb_1^2$$

$$P1 = 131 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$ms_1 \cdot hfa_1 + mp_1 \cdot (H Mp_1 - H Imp_1) = mp_2 \cdot H Mp_2 + ms_2 \cdot hfa_2$$

$$mp_1 \cdot (H Mp_1 - H Imp_1) = Uevap \cdot Area2 \cdot (Tsat_1 - Teb_2)$$

$$H Mp_2 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot Teb_2 - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot Teb_2^2$$

$$P2 = 101 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"TERCER EVAPORADOR"

$$ms_2 \cdot hfa_2 + mp_2 \cdot (H Mp_2 - H Imp_2) = mp_3 \cdot H Mp_3 + ms_3 \cdot hfa_3$$

$$mp_2 \cdot (H Mp_2 - H Imp_2) = Uevap \cdot Area3 \cdot (Tsat_2 - Teb_3)$$

$$H Mp_3 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot Teb_3 - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot Teb_3^2$$

$$P3 = 83,3 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"CUARTO EVAPORADOR"

$$ms_3 \cdot hfa_3 + mp_3 \cdot (H Mp_3 - H Imp_3) = mp_4 \cdot H Mp_4 + ms_4 \cdot hfa_4$$

$$mp_3 \cdot (H Mp_3 - H Imp_3) = Uevap \cdot Area4 \cdot (Tsat_3 - Teb_4)$$

$$H Mp_4 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot Teb_4 - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot Teb_4^2$$

$$P4 = 70 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"Costes"

FO=FSVP*(INGRESOS-COp)-Coste_Inicial
 FO=0
 beneficio=(INGRESOS-COp)
 Ingresos=CosteAgua_producto
 CosteAgua_producto=Agua_producto*CosteAgua/1000*3600*8760
 Coste_Vapor=VV*11,5/1000*3600*8760 "€"
 Coste_evap1=(10^(4,642+0,3698*log10(Area1)+0,025*(log10(Area1))^2))*5,08*(10^(0,1578-0,2992*log10(P1)+0,1413*(log10(P1))^2))
 Coste_evap2=(10^(4,642+0,3698*log10(Area2)+0,025*(log10(Area2))^2))*5,08*(10^(0,1578-0,2992*log10(P2)+0,1413*(log10(P2))^2))
 Coste_evap3=(10^(4,642+0,3698*log10(Area3)+0,025*(log10(Area3))^2))*5,08*(10^(0,1578-0,2992*log10(P3)+0,1413*(log10(P3))^2))
 Coste_evap4=(10^(4,642+0,3698*log10(Area4)+0,025*(log10(Area4))^2))*5,08*(10^(0,1578-0,2992*log10(P4)+0,1413*(log10(P4))^2))

 Coste_Evaporadores=541,7/395,6*(Coste_evap1+Coste_evap2+Coste_evap3+Coste_evap4)
 Coste_Inicial=4,74*Coste_Evaporadores
 Cop=Coste_vapor

N=30
 i=0,05
 inf=0,02
 1+ief=(1+i)/(1+inf)
 FSVP=sum(1/(1+ief)^k;k=1;N)

- **Código EES de 5 evaporadores**

"DATOS"

Agua_producto=20000*1000/24/3600 " m³/día*1000 L /24 horas / 3600s = kg/s"

 X0=0,36 "Concentración inicial" "kg/kg"
 x5=0,7
 Uevap=0,9 "kW/M2k"

 PVV=212 "kPa"
 T0=25 "°C"
 R=Agua_producto/Ma_0 "Suponemos una conversión del 50%"

"BALANCE DE MATERIA"

Agua_producto=mp_1+mp_2+mp_3+mp_4+mp_5

"PRIMER EVAPORADOR"

Ma_0=Mp_1+Ms_1
 Ma_0*X0=Ms_1*X1

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$\begin{aligned} Ms_1 &= Mp_2 + Ms_2 \\ Ms_1 * X1 &= Ms_2 * X2 \end{aligned}$$

"TERCER EVAPORADOR"

$$\begin{aligned} Ms_2 &= Mp_3 + Ms_3 \\ Ms_2 * X2 &= Ms_3 * X3 \end{aligned}$$

"CUARTO EVAPORADOR"

$$\begin{aligned} Ms_3 &= Mp_4 + Ms_4 \\ Ms_3 * X3 &= Ms_4 * X4 \end{aligned}$$

"QUINTO EVAPORADOR"

$$\begin{aligned} Ms_4 &= Mp_5 + Ms_5 \\ Ms_4 * X4 &= Ms_5 * X5 \end{aligned}$$

"Elevación del Punto de Ebullición"**"PRIMER EVAPORADOR"**

$$S1 = X1 / 1000 \quad \text{"la Salinidad en g/kg"}$$

$$EPE_1 = \alpha_1 * (s1)^2 + \beta_1 * s1$$

$$\begin{aligned} \alpha_1 &= -4,584 * 10^{(-4)} * Teb_1^2 + 2,823 * 10^{(-3)} * Teb_1 + 17,95 \\ \beta_1 &= -1,536 * 10^{(-4)} * Teb_1^2 + 5,267 * 10^{(-3)} * Teb_1 + 6,56 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Teb_1 &= EPE_1 + Tsat_1 \\ Tsat_1 &= \text{temperature}(\text{Water}, P=p1; x=0) \end{aligned}$$

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$S2 = X2 / 1000 \quad \text{"la Salinidad en g/kg"}$$

$$EPE_2 = \alpha_2 * (s2)^2 + \beta_2 * s2$$

$$\begin{aligned} \alpha_2 &= -4,584 * 10^{(-4)} * Teb_2^2 + 2,823 * 10^{(-3)} * Teb_2 + 17,95 \\ \beta_2 &= -1,536 * 10^{(-4)} * Teb_2^2 + 5,267 * 10^{(-3)} * Teb_2 + 6,56 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Teb_2 &= EPE_2 + Tsat_2 \\ Tsat_2 &= \text{temperature}(\text{Water}, P=p2; x=0) \end{aligned}$$

"TERCER EVAPORADOR"

$$S3 = X3 / 1000 \quad \text{"la Salinidad en g/kg"}$$

$$EPE_3 = \alpha_3 * (s3)^2 + \beta_3 * s3$$

$$\begin{aligned} \alpha_3 &= -4,584 * 10^{(-4)} * Teb_3^2 + 2,823 * 10^{(-3)} * Teb_3 + 17,95 \\ \beta_3 &= -1,536 * 10^{(-4)} * Teb_3^2 + 5,267 * 10^{(-3)} * Teb_3 + 6,56 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Teb_3 &= EPE_3 + Tsat_3 \\ Tsat_3 &= \text{temperature}(\text{Water}, P=p3; x=0) \end{aligned}$$

"CUARTO EVAPORADOR"

$$S4=X4/1000 \quad \text{"la Salinidad en g/kg"}$$

$$EPE_4=\alpha_4*(s4)^2+\beta_4*s4$$

$$\alpha_4=-4,584*10^{(-4)}*Teb_4^2+2,823*10^{(-3)}*Teb_4+17,95$$

$$\beta_4=-1,536*10^{(-4)}*Teb_4^2+5,267*10^{(-3)}*Teb_4+6,56$$

$$Teb_4=EPE_4+Tsat_4$$

$$Tsat_4=\text{temperature}(\text{Water}, P=p4; x=0)$$

"QUINTO EVAPORADOR"

$$S5=X5/1000 \quad \text{"la Salinidad en g/kg"}$$

$$EPE_5=\alpha_5*(s5)^2+\beta_5*s5$$

$$\alpha_5=-4,584*10^{(-4)}*Teb_5^2+2,823*10^{(-3)}*Teb_5+17,95$$

$$\beta_5=-1,536*10^{(-4)}*Teb_5^2+5,267*10^{(-3)}*Teb_5+6,56$$

$$Teb_5=EPE_5+Tsat_5$$

$$Tsat_5=\text{temperature}(\text{Water}, P=p5; x=0)$$

"ENTALPÍA DEL AGUA DE MAR" "J/kg*K"

"Parámetros correspondientes"

$$a1=-2,348*10^{(-4)}$$

$$a2=3,152*10^{(5)}$$

$$a3=2,803*10^{(6)}$$

$$a4=-1,446*10^{(7)}$$

$$a5=7,826*10^{(3)}$$

$$a6=-4,417*10$$

$$a7=2,139*10^{(-1)}$$

$$a8=-1,991*10^{(4)}$$

$$a9=2,778*10^{(4)}$$

$$a10=9,728*10$$

"CORRIENTE DE ENTRADA"

$$hfw_0=141,355+4207,07*T0-0,535*T0^2+0,004*T0^3$$

$$hfa_0=(hfw_0-$$

$$X0*(a1+a2*X0+a3*X0^2+a4*X0^3+a5*T0+a6*T0^2+a7*T0^3+a8*T0*X0+a9*T0*X0^2+a10*T0^2*X0))/1000$$

"PRIMER EVAPORADOR"

$$hfw_1=141,355+4207,07*Teb_1-0,535*Teb_1^2+0,004*Teb_1^3$$

$$hfa_1=(hfw_1-$$

$$S1*(a1+a2*S1+a3*S1^2+a4*S1^3+a5*Teb_1+a6*Teb_1^2+a7*Teb_1^3+a8*Teb_1*S1+a9*Teb_1*S1^2+a10*Teb_1^2*S1))/1000 \quad \text{"KJ/kg"}$$

$$HLmp_1=(141,355+4207,07*Tsat_1-0,535*Tsat_1^2+0,004*Tsat_1^3)/1000$$

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$hfw_2=141,355+4207,07*Teb_2-0,535*Teb_2^2+0,004*Teb_2^3$$

$$hfa_2=(hfw_2-S2*(a1+a2*S2+a3*S2^2+a4*S2^3+a5*Teb_2+a6*Teb_2^2+a7*Teb_2^3+a8*Teb_2*S2+a9*Teb_2*S2^2+a10*Teb_2^2*S2))/1000$$

$$HLmp_2=(141,355+4207,07*Tsat_2-0,535*Tsat_2^2+0,004*Tsat_2^3)/1000$$

"TERCER EVAPORADOR"

$$hfw_3=141,355+4207,07*Teb_3-0,535*Teb_3^2+0,004*Teb_3^3$$

$$hfa_3=(hfw_3-S3*(a1+a2*S3+a3*S3^2+a4*S3^3+a5*Teb_3+a6*Teb_3^2+a7*Teb_3^3+a8*Teb_3*S3+a9*Teb_3*S3^2+a10*Teb_3^2*S3))/1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$HLmp_3=(141,355+4207,07*Tsat_3-0,535*Tsat_3^2+0,004*Tsat_3^3)/1000$$

"CUARTO EVAPORADOR"

$$hfw_4=141,355+4207,07*Teb_4-0,535*Teb_4^2+0,004*Teb_4^3$$

$$hfa_4=(hfw_4-S4*(a1+a2*S4+a3*S4^2+a4*S4^3+a5*Teb_4+a6*Teb_4^2+a7*Teb_4^3+a8*Teb_4*S4+a9*Teb_4*S4^2+a10*Teb_4^2*S4))/1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$HLmp_4=(141,355+4207,07*Tsat_4-0,535*Tsat_4^2+0,004*Tsat_4^3)/1000$$

"QUINTO EVAPORADOR"

$$hfw_5=141,355+4207,07*Teb_5-0,535*Teb_5^2+0,004*Teb_5^3$$

$$hfa_5=(hfw_5-S5*(a1+a2*S5+a3*S5^2+a4*S5^3+a5*Teb_5+a6*Teb_5^2+a7*Teb_5^3+a8*Teb_5*S5+a9*Teb_5*S5^2+a10*Teb_5^2*S5))/1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$HLmp_5=(141,355+4207,07*Tsat_5-0,535*Tsat_5^2+0,004*Tsat_5^3)/1000$$

"BALANCE DE ENERGÍA"

"PRIMER EVAPORADOR"

$$ma_0*hfa_0+VV*(HVv-hlvv_0)=mp_1*Hmp_1+ms_1*hfa_1$$

$$VV*(HVv-hlvv_0)=Uevap*Area1*(Tvv_sat-Teb_1)$$

$Tvv_sat = \text{temperature}(\text{Water}, P = pvv, x = 0)$
de saturación del vapor"

"Temperatura

$$hv v = 2499,5688 - 2,204864 * Tvv_sat - 1,596 * 10^{(-3)} * Tvv_sat^2$$

$$hlv v_0 = (141,355 + 4207,07 * Tvv_sat - 0,535 * Tvv_sat^2 + 0,004 * Tvv_sat^3) / 1000$$

"Entalpía del vapor condensado"

$$Hmp_1 = 2499,5688 - 2,204864 * Teb_1 - 1,596 * 10^{(-3)} * Teb_1^2$$

$$P1 = 120 \text{ {VARIABLE A OPTIMIZAR}}$$

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$ms_1 \cdot hfa_1 + mp_1 \cdot (HMp_1 - HImp_1) = mp_2 \cdot HMp_2 + ms_2 \cdot hfa_2$$

$$mp_1 \cdot (HMp_1 - HImp_1) = U_{evap} \cdot Area_2 \cdot (T_{sat_1} - T_{eb_2})$$

$$HMp_2 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_2} - 1,596 \cdot 10^{(-3)} \cdot T_{eb_2}^2$$

$$P2 = 98 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"TERCER EVAPORADOR"

$$ms_2 \cdot hfa_2 + mp_2 \cdot (HMp_2 - HImp_2) = mp_3 \cdot HMp_3 + ms_3 \cdot hfa_3$$

$$mp_2 \cdot (HMp_2 - HImp_2) = U_{evap} \cdot Area_3 \cdot (T_{sat_2} - T_{eb_3})$$

$$HMp_3 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_3} - 1,596 \cdot 10^{(-3)} \cdot T_{eb_3}^2$$

$$P3 = 83 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"CUARTO EVAPORADOR"

$$ms_3 \cdot hfa_3 + mp_3 \cdot (HMp_3 - HImp_3) = mp_4 \cdot HMp_4 + ms_4 \cdot hfa_4$$

$$mp_3 \cdot (HMp_3 - HImp_3) = U_{evap} \cdot Area_4 \cdot (T_{sat_3} - T_{eb_4})$$

$$HMp_4 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_4} - 1,596 \cdot 10^{(-3)} \cdot T_{eb_4}^2$$

$$P4 = 70 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"QUINTO EVAPORADOR"

$$ms_4 \cdot hfa_4 + mp_4 \cdot (HMp_4 - HImp_4) = mp_5 \cdot HMp_5 + ms_5 \cdot hfa_5$$

$$mp_4 \cdot (HMp_4 - HImp_4) = U_{evap} \cdot Area_5 \cdot (T_{sat_4} - T_{eb_5})$$

$$HMp_5 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_5} - 1,596 \cdot 10^{(-3)} \cdot T_{eb_5}^2$$

$$P5 = 60 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"Costes"

$$FO = FSVP \cdot (\text{INGRESOS} - \text{COP}) - \text{Coste_Inicial}$$

$$FO = 0$$

$$\text{beneficio} = (\text{INGRESOS} - \text{COP})$$

$$\text{Ingresos} = \text{CosteAgua_producto}$$

$$\text{CosteAgua_producto} = \text{Agua_producto} \cdot \text{CosteAgua} / 1000 \cdot 3600 \cdot 8760$$

$$\text{Coste_Vapor} = VV \cdot 11,5 / 1000 \cdot 3600 \cdot 8760 \text{ "€"}$$

```

Coste_evap1=(10^(4,642+0,3698*log10(Area1)+0,025*(log10(Area1))^2))*5,08 *(10^(0,1578-
0,2992*log10(P1)+0,1413*(log10(P1))^2))
Coste_evap2=(10^(4,642+0,3698*log10(Area2)+0,025*(log10(Area2))^2))*5,08 *(10^(0,1578-
0,2992*log10(P2)+0,1413*(log10(P2))^2))
Coste_evap3=(10^(4,642+0,3698*log10(Area3)+0,025*(log10(Area3))^2))*5,08 *(10^(0,1578-
0,2992*log10(P3)+0,1413*(log10(P3))^2))
Coste_evap4=(10^(4,642+0,3698*log10(Area4)+0,025*(log10(Area4))^2))*5,08 *(10^(0,1578-
0,2992*log10(P4)+0,1413*(log10(P4))^2))
Coste_evap5=(10^(4,642+0,3698*log10(Area5)+0,025*(log10(Area5))^2))*5,08 *(10^(0,1578-
0,2992*log10(P5)+0,1413*(log10(P5))^2))

```

```

Coste_Evaporadores=541,7/395,6*(Coste_evap1+Coste_evap2+Coste_evap3+Coste_evap4+Coste_eva
p5)
Coste_Inicial=4,74*Coste_Evaporadores
Cop=Coste_vapor

```

```

N=30
i=0,05
inf=0,02
1+ief=(1+i)/(1+inf)
FSVP=sum(1/(1+ief)^k;k=1;N)

```

- **Código EES de 6 evaporadores**

"DATOS"

Agua_producto=20000*1000/24/3600 " m³/día*1000 L /24 horas / 3600s = kg/s"

X0=0,36 "Concentración inicial" "kg/kg"

x6=0,7

Uevap=0,9 "kW/M2k"

PVV=212 "kPa"

T0=25 "°C"

R=Agua_producto/Ma_0 "Suponemos una conversión del 50%"

"BALANCE DE MATERIA"

Agua_producto=mp_1+mp_2+mp_3+mp_4+mp_5+mp_6

"PRIMER EVAPORADOR"

Ma_0=Mp_1+Ms_1

Ma_0*X0=Ms_1*X1

"SEGUNDO EVAPORADOR"

Ms_1=Mp_2+Ms_2

Ms_1*X1=Ms_2*X2

"TERCER EVAPORADOR"

$$Ms_2 = Mp_3 + Ms_3$$
$$Ms_2 \cdot X2 = Ms_3 \cdot X3$$

"CUARTO EVAPORADOR"

$$Ms_3 = Mp_4 + Ms_4$$
$$Ms_3 \cdot X3 = Ms_4 \cdot X4$$

"QUINTO EVAPORADOR"

$$Ms_4 = Mp_5 + Ms_5$$
$$Ms_4 \cdot X4 = Ms_5 \cdot X5$$

"SEXTO EVAPORADOR"

$$Ms_5 = Mp_6 + Ms_6$$
$$Ms_5 \cdot X5 = Ms_6 \cdot X6$$

"Elevación del Punto de Ebullición"

"PRIMER EVAPORADOR"

$$S1 = X1/1000 \quad \text{"la Salinidad en g/kg"}$$

$$EPE_1 = \alpha_1 \cdot (s1)^2 + \beta_1 \cdot s1$$

$$\alpha_1 = -4,584 \cdot 10^{(-4)} \cdot Teb_1^2 + 2,823 \cdot 10^{(-3)} \cdot Teb_1 + 17,95$$
$$\beta_1 = -1,536 \cdot 10^{(-4)} \cdot Teb_1^2 + 5,267 \cdot 10^{(-3)} \cdot Teb_1 + 6,56$$

$$Teb_1 = EPE_1 + Tsat_1$$
$$Tsat_1 = \text{temperature}(\mathbf{Water}, \mathbf{P} = p1; \mathbf{x} = 0)$$

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$S2 = X2/1000 \quad \text{"la Salinidad en g/kg"}$$

$$EPE_2 = \alpha_2 \cdot (s2)^2 + \beta_2 \cdot s2$$

$$\alpha_2 = -4,584 \cdot 10^{(-4)} \cdot Teb_2^2 + 2,823 \cdot 10^{(-3)} \cdot Teb_2 + 17,95$$
$$\beta_2 = -1,536 \cdot 10^{(-4)} \cdot Teb_2^2 + 5,267 \cdot 10^{(-3)} \cdot Teb_2 + 6,56$$

$$Teb_2 = EPE_2 + Tsat_2$$
$$Tsat_2 = \text{temperature}(\mathbf{Water}, \mathbf{P} = p2; \mathbf{x} = 0)$$

"TERCER EVAPORADOR"

$$S3 = X3/1000 \quad \text{"la Salinidad en g/kg"}$$

$$EPE_3 = \alpha_3 \cdot (s3)^2 + \beta_3 \cdot s3$$

$$\alpha_3 = -4,584 \cdot 10^{(-4)} \cdot Teb_3^2 + 2,823 \cdot 10^{(-3)} \cdot Teb_3 + 17,95$$
$$\beta_3 = -1,536 \cdot 10^{(-4)} \cdot Teb_3^2 + 5,267 \cdot 10^{(-3)} \cdot Teb_3 + 6,56$$

$$Teb_3 = EPE_3 + Tsat_3$$
$$Tsat_3 = \text{temperature}(\mathbf{Water}, \mathbf{P} = p3; \mathbf{x} = 0)$$

"CUARTO EVAPORADOR"

S4=X4/1000 "la Salinidad en g/kg"

EPE_4=alpha_4*(s4)^2+beta_4*s4

alpha_4=-4,584*10⁻⁴*Teb_4^2+2,823*10⁻³*Teb_4+17,95
beta_4=-1,536*10⁻⁴*Teb_4^2+5,267*10⁻³*Teb_4+6,56

Teb_4=EPE_4+Tsat_4

Tsat_4=temperature(**Water**,P=p4;x=0)

"QUINTO EVAPORADOR"

S5=X5/1000 "la Salinidad en g/kg"

EPE_5=alpha_5*(s5)^2+beta_5*s5

alpha_5=-4,584*10⁻⁴*Teb_5^2+2,823*10⁻³*Teb_5+17,95
beta_5=-1,536*10⁻⁴*Teb_5^2+5,267*10⁻³*Teb_5+6,56

Teb_5=EPE_5+Tsat_5

Tsat_5=temperature(**Water**,P=p5;x=0)

"SEXTO EVAPORADOR"

S6=X6/1000 "la Salinidad en g/kg"

EPE_6=alpha_6*(s6)^2+beta_6*s6

alpha_6=-4,584*10⁻⁴*Teb_6^2+2,823*10⁻³*Teb_6+17,95
beta_6=-1,536*10⁻⁴*Teb_6^2+5,267*10⁻³*Teb_6+6,56

Teb_6=EPE_6+Tsat_6

Tsat_6=temperature(**Water**,P=p6;x=0)

"ENTALPÍA DEL AGUA DE MAR" "J/kg*K"

"Parámetros correspondientes"

a1=-2,348*10⁻⁴)

a2=3,152*10⁽⁵⁾)

a3=2,803*10⁽⁶⁾)

a4=-1,446*10⁽⁷⁾)

a5=7,826*10⁽³⁾)

a6=-4,417*10

a7=2,139*10⁽⁻¹⁾)

a8=-1,991*10⁽⁴⁾)

a9=2,778*10⁽⁴⁾)

a10=9,728*10

"CORRIENTE DE ENTRADA"

hfw_0=141,355+4207,07*T0-0,535*T0^2+0,004*T0^3

hfa_0=(hfw_0-

X0*(a1+a2*X0+a3*X0^2+a4*X0^3+a5*T0+a6*T0^2+a7*T0^3+a8*T0*X0+a9*T0*X0^2+a10*T0^2*X0))/100
0

"PRIMER EVAPORADOR"

$$hfw_1=141,355+4207,07*Teb_1-0,535*Teb_1^2+0,004*Teb_1^3$$

$$hfa_1=(hfw_1-S1*(a1+a2*S1+a3*S1^2+a4*S1^3+a5*Teb_1+a6*Teb_1^2+a7*Teb_1^3+a8*Teb_1*S1+a9*Teb_1*S1^2+a10*Teb_1^2*S1))/1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$HLmp_1=(141,355+4207,07*Tsat_1-0,535*Tsat_1^2+0,004*Tsat_1^3)/1000$$

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$hfw_2=141,355+4207,07*Teb_2-0,535*Teb_2^2+0,004*Teb_2^3$$

$$hfa_2=(hfw_2-S2*(a1+a2*S2+a3*S2^2+a4*S2^3+a5*Teb_2+a6*Teb_2^2+a7*Teb_2^3+a8*Teb_2*S2+a9*Teb_2*S2^2+a10*Teb_2^2*S2))/1000$$

$$HLmp_2=(141,355+4207,07*Tsat_2-0,535*Tsat_2^2+0,004*Tsat_2^3)/1000$$

"TERCER EVAPORADOR"

$$hfw_3=141,355+4207,07*Teb_3-0,535*Teb_3^2+0,004*Teb_3^3$$

$$hfa_3=(hfw_3-S3*(a1+a2*S3+a3*S3^2+a4*S3^3+a5*Teb_3+a6*Teb_3^2+a7*Teb_3^3+a8*Teb_3*S3+a9*Teb_3*S3^2+a10*Teb_3^2*S3))/1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$HLmp_3=(141,355+4207,07*Tsat_3-0,535*Tsat_3^2+0,004*Tsat_3^3)/1000$$

"CUARTO EVAPORADOR"

$$hfw_4=141,355+4207,07*Teb_4-0,535*Teb_4^2+0,004*Teb_4^3$$

$$hfa_4=(hfw_4-S4*(a1+a2*S4+a3*S4^2+a4*S4^3+a5*Teb_4+a6*Teb_4^2+a7*Teb_4^3+a8*Teb_4*S4+a9*Teb_4*S4^2+a10*Teb_4^2*S4))/1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$HLmp_4=(141,355+4207,07*Tsat_4-0,535*Tsat_4^2+0,004*Tsat_4^3)/1000$$

"QUINTO EVAPORADOR"

$$hfw_5=141,355+4207,07*Teb_5-0,535*Teb_5^2+0,004*Teb_5^3$$

$$hfa_5=(hfw_5-S5*(a1+a2*S5+a3*S5^2+a4*S5^3+a5*Teb_5+a6*Teb_5^2+a7*Teb_5^3+a8*Teb_5*S5+a9*Teb_5*S5^2+a10*Teb_5^2*S5))/1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$HLmp_5=(141,355+4207,07*Tsat_5-0,535*Tsat_5^2+0,004*Tsat_5^3)/1000$$

"SEXTO EVAPORADOR"

$$hfw_6=141,355+4207,07*Teb_6-0,535*Teb_6^2+0,004*Teb_6^3$$

$$hfa_6=(hfw_6-S6*(a1+a2*S6+a3*S6^2+a4*S6^3+a5*Teb_6+a6*Teb_6^2+a7*Teb_6^3+a8*Teb_6*S6+a9*Teb_6*S6^2+a10*Teb_6^2*S6))/1000 \text{ "KJ/kg"}$$

$$HLmp_6=(141,355+4207,07*Tsat_6-0,535*Tsat_6^2+0,004*Tsat_6^3)/1000$$

"BALANCE DE ENERGÍA"**"PRIMER EVAPORADOR"**

$$ma_0 \cdot hfa_0 + VV \cdot (HVv - hlvv_0) = mp_1 \cdot HMp_1 + ms_1 \cdot hfa_1$$

$$VV \cdot (HVv - hLvv_0) = U_{evap} \cdot Area_1 \cdot (T_{vw_sat} - T_{eb_1})$$

$$T_{vw_sat} = \text{temperature}(\text{Water}, P = p_{vv}, x = 0)$$

"Temperatura

de saturación del vapor"

$$hvv = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{vw_sat} - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot T_{vw_sat}^2$$

$$hlvv_0 = (141,355 + 4207,07 \cdot T_{vw_sat} - 0,535 \cdot T_{vw_sat}^2 + 0,004 \cdot T_{vw_sat}^3) / 1000$$

"Entalpía del vapor condensado"

$$H Mp_1 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_1} - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot T_{eb_1}^2$$

$$P1 = 108 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"SEGUNDO EVAPORADOR"

$$ms_1 \cdot hfa_1 + mp_1 \cdot (H Mp_1 - H Imp_1) = mp_2 \cdot H Mp_2 + ms_2 \cdot hfa_2$$

$$mp_1 \cdot (H Mp_1 - H Imp_1) = U_{evap} \cdot Area_2 \cdot (T_{sat_1} - T_{eb_2})$$

$$H Mp_2 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_2} - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot T_{eb_2}^2$$

$$P2 = 92 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"TERCER EVAPORADOR"

$$ms_2 \cdot hfa_2 + mp_2 \cdot (H Mp_2 - H Imp_2) = mp_3 \cdot H Mp_3 + ms_3 \cdot hfa_3$$

$$mp_2 \cdot (H Mp_2 - H Imp_2) = U_{evap} \cdot Area_3 \cdot (T_{sat_2} - T_{eb_3})$$

$$H Mp_3 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_3} - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot T_{eb_3}^2$$

$$P3 = 82,67 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"CUARTO EVAPORADOR"

$$ms_3 \cdot hfa_3 + mp_3 \cdot (H Mp_3 - H Imp_3) = mp_4 \cdot H Mp_4 + ms_4 \cdot hfa_4$$

$$mp_3 \cdot (H Mp_3 - H Imp_3) = U_{evap} \cdot Area_4 \cdot (T_{sat_3} - T_{eb_4})$$

$$H Mp_4 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_4} - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot T_{eb_4}^2$$

$$P4 = 73,5 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"QUINTO EVAPORADOR"

$$ms_4 \cdot hfa_4 + mp_4 \cdot (HMP_4 - HImp_4) = mp_5 \cdot HMP_5 + ms_5 \cdot hfa_5$$

$$mp_4 \cdot (HMP_4 - HImp_4) = U_{evap} \cdot Area_5 \cdot (T_{sat_4} - T_{eb_5})$$

$$HMP_5 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_5} - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot T_{eb_5}^2$$

$$P5 = 66,5 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"SEXTO EVAPORADOR"

$$ms_5 \cdot hfa_5 + mp_5 \cdot (HMP_5 - HImp_5) = mp_6 \cdot HMP_6 + ms_6 \cdot hfa_6$$

$$mp_5 \cdot (HMP_5 - HImp_5) = U_{evap} \cdot Area_6 \cdot (T_{sat_5} - T_{eb_6})$$

$$HMP_6 = 2499,5688 - 2,204864 \cdot T_{eb_6} - 1,596 \cdot 10^{-3} \cdot T_{eb_6}^2$$

$$P6 = 60 \text{ \{VARIABLE A OPTIMIZAR\}}$$

"Costes"

$$FO = FSVP \cdot (INGRESOS - COp) - Coste_Inicial$$

$$FO = 0$$

$$\text{beneficio} = (INGRESOS - COp)$$

$$\text{Ingresos} = \text{CosteAgua_producto}$$

$$\text{CosteAgua_producto} = \text{Agua_producto} \cdot \text{CosteAgua} / 1000 \cdot 3600 \cdot 8760$$

$$\text{Coste_Vapor} = VV \cdot 11,5 / 1000 \cdot 3600 \cdot 8760 \text{ "€"}$$

$$\text{Coste_evap1} = (10^{(4,642 + 0,3698 \cdot \log_{10}(\text{Area1}) + 0,025 \cdot (\log_{10}(\text{Area1}))^2)}) \cdot 5,08 \cdot (10^{(0,1578 - 0,2992 \cdot \log_{10}(P1) + 0,1413 \cdot (\log_{10}(P1))^2)})$$

$$\text{Coste_evap2} = (10^{(4,642 + 0,3698 \cdot \log_{10}(\text{Area2}) + 0,025 \cdot (\log_{10}(\text{Area2}))^2)}) \cdot 5,08 \cdot (10^{(0,1578 - 0,2992 \cdot \log_{10}(P2) + 0,1413 \cdot (\log_{10}(P2))^2)})$$

$$\text{Coste_evap3} = (10^{(4,642 + 0,3698 \cdot \log_{10}(\text{Area3}) + 0,025 \cdot (\log_{10}(\text{Area3}))^2)}) \cdot 5,08 \cdot (10^{(0,1578 - 0,2992 \cdot \log_{10}(P3) + 0,1413 \cdot (\log_{10}(P3))^2)})$$

$$\text{Coste_evap4} = (10^{(4,642 + 0,3698 \cdot \log_{10}(\text{Area4}) + 0,025 \cdot (\log_{10}(\text{Area4}))^2)}) \cdot 5,08 \cdot (10^{(0,1578 - 0,2992 \cdot \log_{10}(P4) + 0,1413 \cdot (\log_{10}(P4))^2)})$$

$$\text{Coste_evap5} = (10^{(4,642 + 0,3698 \cdot \log_{10}(\text{Area5}) + 0,025 \cdot (\log_{10}(\text{Area5}))^2)}) \cdot 5,08 \cdot (10^{(0,1578 - 0,2992 \cdot \log_{10}(P5) + 0,1413 \cdot (\log_{10}(P5))^2)})$$

$$\text{Coste_evap6} = (10^{(4,642 + 0,3698 \cdot \log_{10}(\text{Area6}) + 0,025 \cdot (\log_{10}(\text{Area6}))^2)}) \cdot 5,08 \cdot (10^{(0,1578 - 0,2992 \cdot \log_{10}(P6) + 0,1413 \cdot (\log_{10}(P6))^2)})$$

$$\text{Coste_Evaporadores} = 541,7 / 395,6 \cdot (\text{Coste_evap1} + \text{Coste_evap2} + \text{Coste_evap3} + \text{Coste_evap4} + \text{Coste_evap5} + \text{Coste_evap6})$$

$$\text{Coste_Inicial} = 4,74 \cdot \text{Coste_Evaporadores}$$

$$\text{Cop} = \text{Coste_vapor}$$

$$N = 30$$

$$i = 0,05$$

$$\text{inf} = 0,02$$

$$1 + \text{ief} = (1 + i) / (1 + \text{inf})$$

$$\text{FSVP} = \sum (1 / (1 + \text{ief})^k; k = 1; N)$$

ANEXO 2: CÁLCULO “U” CONDENSADOR

Para calcular el coeficiente de transferencia de calor en el condensador (intercambiador carcasa y tubos) se utilizará la fórmula de transferencia de calor:

$$\frac{1}{U} = D_e * \left(\frac{1}{h_i * D_i} + F_s + \frac{1}{h_e * D_e} \right) \quad (2-1)$$

Donde D_e es el diámetro exterior de los tubos en metros, D_i el diámetro interior de los tubos en metros. F_s es el factor de ensuciamiento que se puede dar en el condensador, se toma como valor típico el valor de $0,002 \frac{m^2K}{W}$.

Para calcular el coeficiente de transferencia interno h_i , se toma la fórmula:

$$h_i = \frac{Nusselt * k_{agua}}{D_i} \quad (2-2)$$

k_{agua} es la conductividad del agua. $Nusselt$ es el número adimensional de Nusselt, calculado en el EES mediante las funciones informáticas “if” y “else”. Ya que para el número de Nusselt se toma un valor u otro dependiendo del número de Reynolds. Se adjunta la solución propuesta en el EES, que se pone al inicio de cada código:

```
function NumeroDeNusselt(reynolds;prandtl;fi_t;di;L)
if (reynolds<=2300) then
  NumeroDeNusselt=3,66
endif
if (reynolds>2300) AND (reynolds<=10000) then
  NumeroDeNusselt=0,116*(reynolds^0,6666-125)*prandtl^0,33333*fi_t^0,14*(1+(di/L)^0,6666)
endif
if (reynolds>10000) then
  NumeroDeNusselt=0,023*reynolds^0,8*prandtl^0,33333*fi_t^0,14
endif
end
```

Siendo el número nusselt igual a:

$$Nusselt = NumeroDeNusselt(reynolds;prandtl;fi_t;di;L) \quad (2-3)$$

El número adimensional de *prandtl* se calcula mediante las funciones termodinámicas del EES. *L* es la longitud de los tubos del condensador, *f_i* se supone que su valor es 1. El número de Reynolds es calculado mediante la siguiente fórmula:

$$Reynolds = \frac{\rho_{agua} * V_{agua} * D_i}{\mu_{agua}} \quad (2-4)$$

ρ_{agua} es la densidad del agua en el interior de los tubos, V_{agua} es la velocidad del agua en el interior de los tubos y μ_{agua} es la viscosidad del agua.

Para calcular el coeficiente de transferencia externo h_D , se utiliza la fórmula:

$$h_D = 0,725 * (1 + 0,2 * Ja * (NF - 1)) * \left(\frac{g * \rho_L * (\rho_L - \rho_v) * k_{agua}^3 * h'_{fg} * 10^6}{\mu_{agua} * (T_{sat_{vapor}} - T_{stubo}) * D_e * NF} \right)^{(1/4)} \quad (2-5)$$

Ja es el número de Jacob, para calcular el cambio de fase.

$$Ja = cp * \frac{(T_{sat_{vapor}} - T_{stubo})}{h_{fg}} \quad (2-6)$$

Que se utiliza para calcular h'_{fg} .

$$h'_{fg} = \frac{1 + 0,68 * Ja}{h_{fg}} \quad (2-7)$$

h_{fg} es la entalpía del cambio de fase producida al condensar el vapor.

$T_{sat_{vapor}}$ es la temperatura de saturación del vapor, T_{stubo} es la temperatura a la que se encuentra la superficie del tubo, *g* es la constante de la gravedad, 9,8 m/s². *NF* es el número de bafles presente en el condensador.