

Simulación de un sistema de evaporación multietapa de agua hipersalina



Grado en Ingeniería Química

Trabajo Fin de Grado

Autor:

José Antonio Álvarez Menchero

Tutor/es:

José Antonio Caballero Suárez

Junio 2019



Universitat d'Alacant
Universidad de Alicante

ÍNDICE

I. MEMORIA	4
ANEXOS A LA MEMORIA	
ANEXO I. SIMULACIÓN Y DIMENSIONADO	17
ANEXO II. ANÁLISIS ECONÓMICO	36
ANEXO III. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	56
ANEXO IV. BIBLIOGRAFÍA	63
II. PLANOS.....	65
III. PLIEGO DE CONDICIONES.....	74
IV. PRESUPUESTO.....	80

I. MEMORIA

ÍNDICE

I.1 OBJETO	7
I.2 INTRODUCCIÓN	7
I.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	8
I.4 ESPECIFICACIONES REALIZADAS	10
I.4.1 Corrientes.....	10
I.4.2 Materiales que conforman los equipos.....	11
I.4.3 Parámetros.....	12
I.4.4 Otras consideraciones y restricciones.....	13
I.5 METODOLOGÍA A SEGUIR.....	13
I.6 SOLUCIÓN OBTENIDA	15
I.7 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	16
I.8 PRESUPUESTO	16

I.1 OBJETO

El objeto del presente proyecto es determinar la configuración óptima, es decir, la más económica de un sistema de evaporación multietapa para la desalación del agua proveniente de la industria del Shale Gas, con el fin de conseguir recuperar la mayor cantidad de agua posible.

I.2 INTRODUCCIÓN

Debido al continuo aumento en la demanda de energía, cada vez se hace más necesario la búsqueda de otro tipo de fuentes de energía. Ahí es donde cobra importancia el Shale Gas. En los últimos años la industria del Shale Gas se ha convertido en una forma de obtención de energía muy prometedora. El gas natural es, en la actualidad, una de las fuentes de energía más utilizadas debido a su baja contaminación en comparación con otros combustibles fósiles y a su gran poder calorífico. La amenaza del agotamiento de las reservas convencionales de gas natural, así como la gran dependencia de la población mundial de este combustible, provocan que el Shale Gas se convierta en una forma de obtención de gas natural de gran interés. En Estados Unidos, se estima que, las reservas de Shale Gas alcanzan un volumen de 176 billones de metros cúbicos, mientras que las de Gas Natural son de unos 8,7 billones, es decir, el volumen de Shale Gas en EE.UU podría ser unas 20 veces mayor que las reservas convencionales de Gas natural. Diferentes estudios han estimado que las reservas de Shale Gas, a nivel mundial, podrían sumar en total el 32% de los suministros de gas natural recuperable. Por todo esto, se espera que en los próximos años la importancia del Shale Gas aumente hasta convertir en una de las principales formas de obtención de energía.

La extracción de gas natural requiere de la utilización de agua, la cual se extrae con una gran concentración de sales. Esta agua no puede ser vertida al medio directamente ya que podría afectar de forma negativa al medio ambiente. Por consiguiente, se debe realizar un tratamiento de desalación de dicha agua buscando con ello que la repercusión sobre el medio sea la menor posible. Para desalar aguas con una alta salinidad, se deben llevar a cabo métodos térmicos como la evaporación multietapa con recompresión de vapor. Este sistema, permite un aprovechamiento de la energía de tal forma que el único gasto eléctrico sea el derivado de la compresión del vapor de agua generado. En este trabajo se va a llevar a cabo

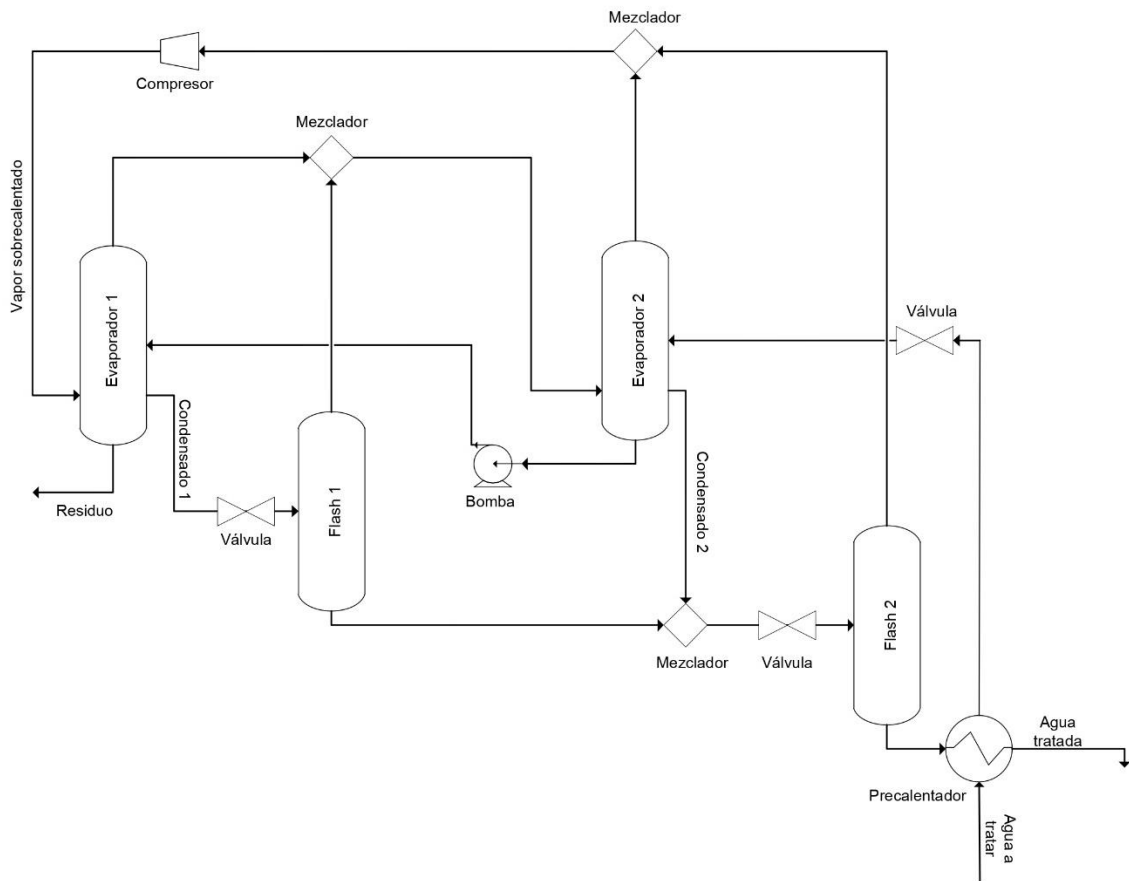
un estudio para determinar cuál es la configuración y las condiciones de operación óptimas para llevar a cabo este proceso.

Para realizar este estudio, se va a hacer uso del programa ASPEN HYSYS V9.0 (2016). Con este programa, se va a efectuar una simulación de las configuraciones propuestas en diferentes condiciones de trabajo. Una vez hecho esto, se determinará el coste de cada uno de los casos estudiados y se seleccionará la opción más atractiva desde el punto de vista más económico. Las configuraciones sometidas a estudios son las siguientes:

- 1 evaporador en contracorriente
- 1 evaporador en paralelo
- 2 evaporadores en contracorriente
- 2 evaporadores en paralelo
- 3 evaporadores en contracorriente
- 3 evaporadores en paralelo

I.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Como se explica, se debe realizar una simulación de los casos sometidos a estudio con el objetivo principal de averiguar cuáles son las condiciones óptimas de trabajo. A continuación, se expone un diagrama de flujo de la configuración de 2 evaporadores en contracorriente (Figura 1) y se va a explicar brevemente el funcionamiento del sistema.



Elaboración propia.

Figura 1. Diagrama de flujo de la configuración de 2 evaporadores en contracorriente.

En primer lugar, el agua a tratar ($T=25^{\circ}\text{C}$; $P=101,3\text{ kPa}$) se calienta en un precalentador a 32°C mediante la corriente de agua ya tratada, para aprovechar el calor sensible de esta. Con esto se consigue disminuir en una pequeña proporción la cantidad de calor sensible que debe aplicarse en el segundo evaporador. Por otro lado, como se verá en este trabajo (ANEXO II. ANÁLISIS ECONÓMICO), a presiones bajas los costes totales del sistema son menores. Para trabajar a presiones inferiores a la presión atmosférica, se va a disminuir la presión de la corriente de entrada al segundo evaporador mediante una válvula situada a la entrada del mismo. Según la solución óptima, la presión de trabajo del último de los evaporadores es de 10 kPa . En lo que respecta a la presión de operación del primer evaporador, si se busca aprovechar el vapor proveniente de este para aportar energía en el último evaporador, esta presión debe ser superior a la del segundo para que el intercambio de energía sea factible. La presión de operación óptima del primer evaporador es de 15 kPa .

Por otra parte, el vapor generado por el sistema se sobrecalienta para satisfacer la demanda energética de los evaporadores. Para sobrecalentarlo, este se comprime a una presión de 26,85 kPa ($T=163^{\circ}\text{C}$). Para mejorar la eficiencia del proceso se utilizan evaporadores flash. En estos, parte del vapor condensado se vaporiza nuevamente. Para que esto sea posible, se debe disminuir previamente la presión del condensado.

El vapor proveniente del primero de los evaporadores flash se mezcla con la corriente de vapor obtenido en el evaporador 1 ($T=56,5^{\circ}\text{C}$; $P=15$ kPa) y, la corriente resultante ($T=57,5^{\circ}\text{C}$; $P=15$ kPa), es llevada hacia el último evaporador para suministrar la energía necesaria. Por su parte, el vapor generado en el segundo evaporador flash, junto con el vapor proveniente del último evaporador, conforman la corriente de vapor que se sobrecalienta en el compresor ($T=46,7^{\circ}\text{C}$; $P=10$ kPa), la cual se ha mencionado anteriormente.

Al final de todo este proceso, se obtienen dos corrientes como “producto” del sistema: El residuo y el agua tratada. El caudal másico de residuo obtenido ($T=56,5^{\circ}\text{C}$; $P=15$ kPa) es de 2,43 kg/s. La concentración de sal de esta corriente es de 300 kg/m^3 . Por su parte, el caudal de agua tratada obtenida ($T=45,3^{\circ}\text{C}$; $P=10$ kPa) es de 7,99 kg/s.

A continuación, se muestran cuáles son los equipos que mayor impacto económico van a causar en el coste total del sistema C_{total} , es decir, los equipos principales.

- Bombas.
- Evaporadores.
- Evaporadores Flash.
- Precalentador.
- Compresor.

I.4 ESPECIFICACIONES REALIZADAS

Por otro lado, para llevar a cabo la simulación se deben fijar una serie de especificaciones.

I.4.1 Corrientes

En primer lugar, se deben especificar la corriente de agua a tratar y la corriente de residuo final obtenido. Estas condiciones se muestran a continuación:

- **Agua a tratar (Alimento)**

Caudal másico: 10,42 kg/s

Concentración de sal: $70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Temperatura: 25°C

Presión: 1 atm

- **Residuo**

Concentración de sal: $300 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

I.4.2 Materiales que conforman los equipos

Para obtener los costes de cada uno de los equipos y, por tanto, el coste total del sistema (C_{total}), se debe especificar los materiales que constituyen cada uno de estos equipos. Esto se muestra en la Tabla 1.

Tabla 1. Equipos y materiales que los componen.

Equipos	Material
Bombas	Acero inoxidable
Evaporadores (Carcasa)	Acero inoxidable
Evaporadores (Tubos)	Aleación de níquel
Evaporadores Flash	Acero al carbón
Pre calentador (Carcasa)	Acero inoxidable
Pre calentador (Tubos)	Aleación de níquel
Compresor	Acero al carbón

Elaboración propia.

Como se observa, aquellos equipos o zonas por las que circula agua con sal deben ser de acero inoxidable. Por otra parte, aquellas unidades que están en contacto con vapor de agua y agua pura estarán constituidos por acero al carbono. Con respecto a los tubos de los evaporadores y del pre calentador, por los cuales circula vapor de agua y agua pura, serán de aleación de Níquel. Este material presenta una buena resistencia a la corrosión y una gran conductividad, lo cual favorece el intercambio de calor.

I.4.3 Parámetros.

A parte de las especificaciones de las corrientes, se deben fijar y conocer otra serie de parámetros. Los parámetros que necesitaremos para la realización del trabajo se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2. Valores necesarios para hallar el coste total del sistema.

Evaporadores	d_{in} (m): Diámetro interno de los tubos	0,0212 m
	d_{ex} (m): Diámetro externo de los tubos	0,0254 m
Coefficiente global de transferencia de calor U_i	$r_{in} \left(\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W} \right)$: Factor de ensuciamiento de la corriente interna (Vapor de agua) (1)	$1e^{-4} \frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W}$
	$r_{ex} \left(\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W} \right)$: Factor de ensuciamiento de la corriente externa (Agua hipersalina) (1)	$2e^{-4} \frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W}$
	$r_{fi} \left(\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W} \right)$: “Fouling resistance” (2)	$3e^{-6} \frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W}$
Análisis económico	CEPCI ²⁰¹⁸ : Chemical Engineering Plant Cost Index correspondiente al año 2018 (3)	616,4
	CEPCI ²⁰⁰¹ : Chemical Engineering Plant Cost Index correspondiente al año 2001 (3)	394,3
	C_e \$(KW año) ⁻¹ : Coste de la electricidad (4)	850,51 \$(KW año) ⁻¹
	i : Tasa de interés por año	0,1
	y (años): Periodo de amortización	10 años

Elaboración propia.

I.4.4 Otras consideraciones y restricciones.

Por otra parte, se considera que la caída de presiones en los evaporadores, en los evaporadores flash y en el precalentador es despreciable. A su vez, se debe procurar que la diferencia de temperaturas entre la corriente de destilado que sale del evaporador y el vapor que sale de este sea mayor de 5°C para que, en el caso de que se produzca alguna disminución de la variación de la temperatura fijada, el intercambio de calor se siga efectuando. Por último, para evitar problemas relacionados con la corrosión y las caídas de presión, la velocidad en el interior de los tubos de los evaporadores v_i^t y en la carcasa de los mismos v_i^s , debe estar comprendida entre los siguientes valores (2).

$$2 \leq v_i^t \text{ (m/s)} \leq 5$$

$$1 \leq v_i^s \text{ (m/s)} \leq 3$$

I.5 METODOLOGÍA A SEGUIR

Como se ha dicho anteriormente, para determinar la configuración y las condiciones de trabajo óptimas se debe determinar el coste total del sistema para cada caso estudiado (C_{total}). A continuación, se muestra de forma el procedimiento de cálculo de dicho coste.

El coste total es la suma de la inversión de capital ($C_{capital}$) y de los costes operacionales ($C_{operacional}$). Para determinarlos, se utilizan las ecuaciones 1 y 2 (2).

$$C_{capital} = fac \cdot \left(\frac{CEPCI^{2018}}{CEPCI^{2001}} \right) \cdot \left(C_{BM,evaporador} + C_{BM,compresor} + C_{BM,bomba} + C_{BM,precalentdor} + \sum_{i=1}^j C_{BM,flash} \right) \quad (ec. 1)$$

$$C_{operacional} = C_e \cdot W \quad (ec. 2)$$

Siendo:

- fac : Factor de anualización de la inversión de capital.
- $C_{BM,i}$: Coste real de cada unidad (k€).

- C_e : Coste de la electricidad.
- W : Potencia del compresor y de las bombas (kW).
- $CEPCI^{2018}$: *Chemical Engineering Plant Cost Index* correspondiente al año 2018.
- $CEPCI^{2001}$: *Chemical Engineering Plant Cost Index* correspondiente al año 2001.

Como se puede observar, para hallar la inversión de capital se ha de determinar previamente el coste real de cada unidad $C_{BM,i}$. Para ello, se hace uso de la expresión 3 (5).

$$C_{BM,i} = C_{po,i} \cdot F_{BM,i} \cdot F_{P,i} \quad (ec. 3)$$

Donde,

- $C_{po,i}$: Coste de cada unidad.
- $F_{p,i}$: Factor de corrección asociado a la presión de trabajo (5).
- $F_{BM,i}$: Factor de corrección que relaciona los materiales de construcción con las condiciones de operación.

Para hallar el coste de cada unidad se emplea la ecuación 4 (5).

$$\log_{10}(C_{po,i}) = K_{1,i} + K_{2,i} \log_{10}(A) + K_{3,i} [\log_{10}(A)]^2 \quad (ec. 4)$$

Siendo,

- $K_{1,i}, K_{2,i}$ y $K_{3,i}$: Constantes que dependen de la unidad estudiada (5).
- A_i : Parámetro característico de cada unidad (5).

Los valores del parámetro característico de los evaporadores flash (Volumen), de las bombas (Potencia) y del compresor (Potencia) se toman directamente de los resultados obtenidos en la simulación con el programa ASPEN HYSYS V9.0 (2016). Por su parte, para determinar el valor del parámetro característico de los evaporadores y del precalentador (Área de intercambio de calor) se deben hacer uso de las propiedades físicas de las corrientes involucradas. Estas propiedades físicas, se obtienen directamente de la simulación realizada.

Por otro lado, el factor de corrección $F_{BM,i}$ se determina a partir de la ecuación 5 (5).

$$F_{BM,i} = B_{1,i} + B_{2,i} F_{M,i} F_{p,i} \quad (ec. 5)$$

Siendo,

- B_1 y B_2 . Constantes asociadas a cada unidad (5).
- $F_{M,i}$: Factor de corrección asociado al material por el que está constituido cada unidad (5).

Por otra parte, en lo que se refiere al cálculo del coste operacional $C_{operacional}$, la potencia de las bombas y del compresor se obtiene directamente de la simulación realizada.

Una vez hecho esto, ya se puede calcular el coste total de cada uno de los casos estudiados. El procedimiento de cálculo seguido se muestra con mayor detalle en el “ANEXO I. ANÁLISIS ECÓNOMICO”.

I.6 SOLUCIÓN OBTENIDA

Los resultados obtenidos para cada configuración, en las condiciones óptimas de trabajo de cada una de ellas, se muestran a continuación (Tabla 3):

Tabla 3. Condiciones de trabajo y coste óptimo para cada configuración.

Nº Evap.	Configuración	P_{evap1} (kPa)	P_{evap2} (kPa)	P_{evap3} (kPa)	$C_{capital}$ (k€)	$C_{operacional}$ (k€)	C_{total} (k€)
1 evap.	Contracorriente (A)	15	-	-	961	999	1960
	Paralelo (B)	15	-	-	1005	993	1998
2 evap.	Contracorriente (C)	15	10	-	1139	693	1832
	Paralelo (D)	21	11	-	1229	780	2009
3 evap.	Contracorriente (E)	56	36	16	1486	1275	2761
	Paralelo (F)	60	40	20	1362	1216	2578

Elaboración propia.

Como podemos ver, a mayor número de evaporadores mayor será la inversión de capital. Aún con esto, las configuraciones con un evaporador no son las más económicas. Como vemos, la opción más económica es “2 evaporadores en contracorriente” debido a su bajo coste operacional. Por lo tanto, se puede concluir que la configuración óptima y, por lo tanto la opción elegida es esta (Tabla 4).

Tabla 4. Condiciones de trabajo y coste óptimo para cada configuración.

Nº Evap.	Configuración	P_{evap1} (kPa)	P_{evap2} (kPa)	P_{evap3} (kPa)	$C_{capital}$ (k€)	$C_{operacional}$ (k€)	C_{total} (k€)
2 evap.	Contracorriente	15	10	-	1139	693	1832

Elaboración propia.

I.7 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Una vez determinada la configuración óptima, se va a analizar la influencia de la concentración de sal de la corriente de alimentación en el coste total obtenido. Los resultados obtenidos se muestran a continuación (Tabla 5):

Tabla 5. Concentraciones de agua a tratar sometidas a estudio y coste total para cada una de ellas.

C_{Al} (kg/m ³)	C_{total} (k€)
10	1795
40	1813
70	1832
100	1841
130	1850
160	1859
190	1876

Elaboración propia.

Como se puede observar, al aumentar la concentración de sal el coste total se incrementa también. Esto se debe a que, al producir un aumento de la concentración de sales, se incrementa también la temperatura de ebullición trayendo esto consigo una disminución de la variación de temperatura media logarítmica. Esta disminución de la variación media logarítmica da lugar a un aumento del área de intercambio de calor de los evaporadores, lo cual provoca el consiguiente aumento del coste de estos. En el ANEXO II, se expone más información relacionada con este apartado.

I.8 PRESUPUESTO

A continuación, se expone el importe total de los equipos $C_{capital}$, los costes operacionales $C_{operacional}$ y el importe total C_{total} de la solución óptima (Tabla 6).

Tabla 6. Presupuesto de la solución óptima.

	IMPORTE (€/año)
INVERSIÓN DE CAPITAL	1.139.000
COSTES OPERACIONALES	693.000
COSTE TOTAL DEL SISTEMA	1.832.000

Elaboración propia

ANEXO I. SIMULACIÓN Y DIMENSIONADO

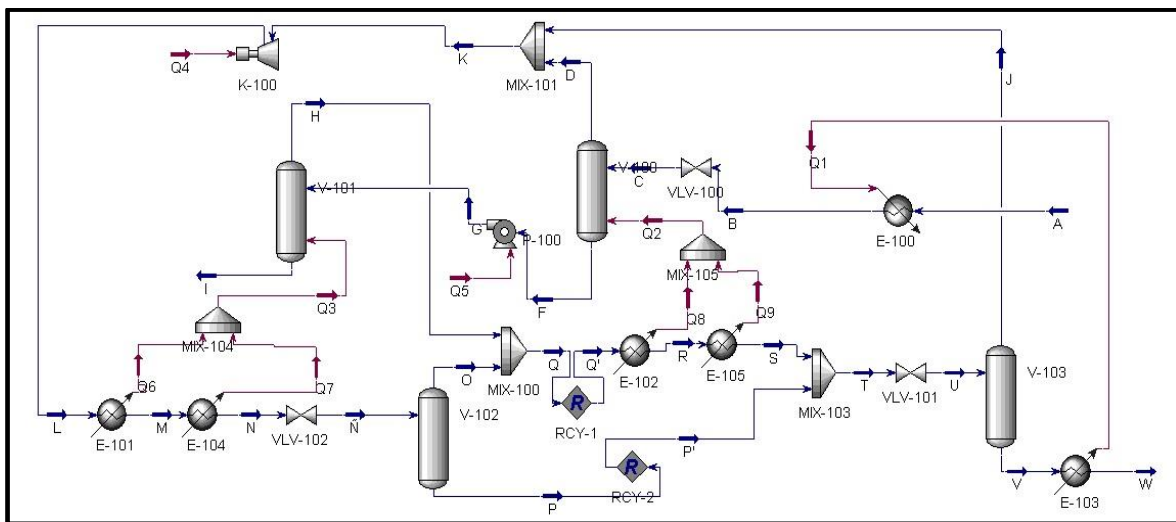
ÍNDICE

I.1. SIMULACIÓN DEL SISTEMA	20
I.2. DIMENSIONADO DE LOS EQUIPOS.....	21
I.2.1. CÁLCULO DEL AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE LOS EVAPORADORES.....	21
I.2.1.1 Coeficiente individual de transferencia de energía interno y externo.....	21
I.2.1.2 Coeficiente global de transferencia de calor.....	23
I.2.1.3 Área de intercambio de calor.....	23
I.2.2 CARACTERÍSTICAS DEL EVAPORADOR.....	27
I.2.3 CÁLCULO DEL AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y DE LAS CARACTERÍSTICAS DEL PRECALENTADOR.....	30
I.2.4. VOLUMEN DE LOS EVAPORADORES FLASH $V_{F,i}$	33

I.1. SIMULACIÓN DEL SISTEMA

Para seleccionar la configuración y las operaciones de trabajo óptimas se deben calcular los costes de cada caso sometido a estudio. Para determinar esto, se ha de realizar una simulación de cada una de las opciones. Para llevar a cabo estas simulaciones, se emplea el programa ASPEN HYSYS V.9.0 (2016).

En la figura I.1 se muestra el diagrama de flujo realizado para llevar a cabo la simulación de la configuración de dos evaporadores en contracorriente.



Elaboración propia.

Figura I.1. Diagrama de flujo realizado en el programa ASPEN HYSYS V9.0 (2016)

Esta configuración consta de dos evaporadores, dos evaporadores flash, un intercambiador de calor, un compresor y una bomba. Todos estos elementos se encuentran en el programa salvo el evaporador. Para representar el evaporador, se han de combinar otros elementos que si se encuentran en el programa: un separador y un intercambiador de calor. El vapor de agua (L y Q) se hace circular por el intercambiador de calor y se fijan las condiciones a la salida de este. La corriente de calor extraída en el intercambiador (Q3 y Q2) se conecta al separador. Con este calor aportado, en el separador se lleva a cabo la evaporación del agua a tratar (G y C) obteniéndose estas dos corrientes: una de vapor de agua (H y D) y otra de líquido (I y F).

Por otra parte, se representan los intercambiadores de calor de los evaporadores como dos intercambiadores en serie. Esto se realiza para facilitar el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor debido al calor sensible del vapor sobrecalentado U^s . Al realizar esta separación, se puede calcular dicho coeficiente de forma independiente. De esta forma, en el primero de los intercambiadores se debe realizar el enfriamiento del vapor hasta la temperatura de condensación (transferencia de calor sensible). Dicha temperatura tiene que ser fijada. Por su parte, en el segundo de los intercambiadores tiene lugar la condensación total del vapor.

Por otro lado, para efectuar la simulación se deben suponer las corrientes de corte. Las corrientes de corte de este sistema son la P y la Q. Para realizar esto, se crean las corrientes P' y Q'. A partir de estas, se realiza la simulación y se obtienen las corrientes P y Q. Estas corrientes se conectan al elemento "recycle" de HYSYS junto con las supuestas (P' y Q'). El elemento "recycle" trata de conseguir, por media de sucesivas iteraciones, que ambas corrientes converjan. Para facilitar dicha convergencia, los valores supuestos deben ser lo más coherentes posible.

I.2. DIMENSIONADO DE LOS EQUIPOS

Para determinar los costes de los evaporadores y los intercambiadores de calor. Se debe determinar previamente el área de intercambio de calor. Además de esto, se va a calcular el numero de tubos, el diámetro y la longitud de cada evaporador. Por otro lado, también es necesario determinar el volumen de los evaporadores flash para el cálculo de los costes.

I.2.1. CÁLCULO DEL AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE LOS EVAPORADORES

I.2.1.1 Coeficiente individual de transferencia de energía interno y externo

En primer lugar, se debe determinar tanto el coeficiente individual de transferencia de energía interno hi_i (lado del vapor de agua), como el externo he_i (lado del alimento), haciendo i referencia al evaporador evaluado. Para hallarlos, se utilizan las ecuaciones I.1 y I.2,

$$hi_i = \frac{Nu_i^t \cdot k_i^t}{d_{in}} \quad (ec. I.1)$$

$$he_i = \frac{Nu_i^s \cdot k_i^s}{d_{ex}} \quad (ec. I.2)$$

siendo:

- Nu_i^t y Nu_i^s : Número de Nusselt en el interior de los tubos y en el exterior, respectivamente.
- k_i^t y k_i^s : Conductividad térmica $\left(\frac{W}{m^{\circ}C}\right)$ de la corriente de destilado y de la de alimentación en el punto de ebullición, respectivamente.
- d_{in} : Diámetro interno de los tubos.
- d_{ex} : Diámetros externo de los tubos.

Para calcular el número de Nusselt en el interior de los tubos y en el exterior, se emplean las expresiones I.3 Y I.4.

$$Nu_i^t = 0,023 \cdot (Re_i^t)^{0,8} \cdot (Pr_i^t)^{\frac{1}{3}} \quad (ec. I. 3)$$

$$Nu_i^s = 0,023 \cdot (Re_i^s)^{0,8} \cdot (Pr_i^s)^{\frac{1}{3}} \quad (ec. I. 4)$$

siendo:

- Re_i^t y Re_i^s : Número de Reynolds en el interior y el exterior de los tubos, respectivamente.
- Pr_i^t y Pr_i^s : Número de Prandtl en el interior y el exterior de los tubos, respectivamente.

Para determinarlos, se usan las ecuaciones siguientes:

$$Re_i^t = \frac{v_i^t \cdot \rho_i^t \cdot d_{in}}{\mu_i^t} \quad (ec. I. 5)$$

$$Re_i^s = \frac{v_i^s \cdot \rho_i^s \cdot d_{ex}}{\mu_i^s} \quad (ec. I. 6)$$

$$Pr_i^t = \frac{Cp_i^t \cdot \mu_i^t}{k_i^t} \quad (ec. I. 7)$$

$$Pr_i^s = \frac{Cp_i^s \cdot \mu_i^s}{k_i^s} \quad (ec. I. 8)$$

siendo:

- v_i^t y v_i^s : Velocidad del fluido en el interior y exterior de los tubos, respectivamente. Sus valores estarán comprendidos entre:

$$2 \leq v_i^t \text{ (m/s)} \leq 5$$

$$1 \leq v_i^s \text{ (m/s)} \leq 3$$

- ρ_i^t , μ_i^t y Cp_i^t : Densidad (kg/m^3), viscosidad ($Pa \cdot s$) y calor específico ($\frac{J}{kg \cdot ^\circ C}$), respectivamente, de la corriente de destilado.

- ρ_i^s , μ_i^s y Cp_i^s : Densidad (kg/m^3), viscosidad ($Pa \cdot s$) y calor específico ($\frac{J}{kg^\circ C}$), respectivamente, de la fase líquida de la corriente de alimentación en el punto de ebullición.

I.2.1.2 Coeficiente global de transferencia de calor

En primer lugar, se ha de determinar el coeficiente de transferencia de calor del evaporador “limpio” U_i^{clean} , es decir, cuando sobre la superficie de intercambio de calor no se ha producido ningún desperfecto (incrustaciones, corrosión, etc.) debido a los fluidos que circulan por su interior y exterior. Para hallarlo se emplea la ecuación I.9 (2).

$$U_i^{clean} = \left(\frac{\left(\frac{d_{ex}}{d_{in}}\right)}{hi_i} + r_{in} \cdot \left(\frac{d_{ex}}{d_{int}}\right) + r_{ex} + \frac{d_{ex} \cdot \log\left(\frac{d_{ex}}{d_{in}}\right)}{2 \cdot k_{tube}} + \frac{1}{he_i} \right)^{-1} \quad (ec. I. 9)$$

Donde:

- k_{tube} : Conductividad térmica del tubo. El tubo es de níquel. Para este material el valor de la conductividad es de 120 W/mK.
- r_{in} y r_{ex} : Factor de ensuciamiento de las corrientes interna (vapor de agua) y externa (agua hipersalina) de los tubos, respectivamente, cuyo valor se considera $1e^{-4} \frac{m^2 \cdot C}{W}$ y $2e^{-4} \frac{m^2 \cdot C}{W}$, respectivamente (1).

Para calcular el coeficiente global de transferencia de calor U_i , se utiliza la fórmula I.10 (2).

$$rf_i = \frac{U_i^{clean} - U_i}{U_i^{clean} \cdot U_i} \quad (ec. I. 10)$$

siendo rf_i la “fouling resistance” cuyo valor es de $3e^{-6} \frac{m^2 \cdot C}{W}$ (2).

I.2.1.3 Área de intercambio de calor

Para calcular el área de intercambio de calor A_i de cada evaporador, se debe diferenciar entre el primer y el resto de los efectos. En lo que respecta al primer efecto, al estar utilizando

vapor sobrecalentado se ha de considerar tanto el calor sensible como el calor latente. En el resto de los efectos, la aportación del calor sensible es despreciable respecto a la del calor latente. Por consiguiente, el área de intercambio de calor A_i de los evaporadores se determina de la siguiente manera:

- Primer evaporador $i=1$

$$A_i = A_i^S + A_i^L \quad (ec. I. 11)$$

Donde,

$$A_i^S = \frac{m_i^S \cdot Cp_i^{vapor} \cdot (T_i^{cal} - T_i^{condensado})}{U^S \cdot \Delta T_{ml}} \quad i = 1 \quad (ec. I. 12)$$

$$A_i^L = \frac{m_i^S \cdot (H_i^{Cv} - H_i^{condensado})}{U_i \cdot (T_i^{condensado} - T_i^{ebullición})} \quad i = 1 \quad (ec. I. 13)$$

siendo,

- A_i^S : Área de intercambio de calor debido al calor sensible (m^2).
- A_i^L : Área de intercambio de calor debido al calor latente (m^2).
- m_i^S : Caudal másico de vapor que entra al evaporador (kg/s).
- Cp_i^{vapor} : Calor específico del vapor sobrecalentado ($\frac{J}{kg^\circ C}$).
- T_i^{cal} : Temperatura del vapor caliente ($^\circ C$).
- $T_i^{condensado}$: Temperatura del condensado ($^\circ C$).
- U^S : Coeficiente global de transferencia de calor debido al vapor sobrecalentado ($\frac{W}{m^2^\circ C}$).
- ΔT_{ml} : Variación de temperatura media logarítmica en el evaporado ($^\circ C$).
- H_i^{Cv} : Entalpía específica de la fase vapor del destilado ($\frac{J}{kg}$).
- $H_i^{destilado}$: Entalpía específica del condensado ($\frac{J}{kg}$).
- $T_i^{ebullición}$: Temperatura de ebullición en el evaporador ($^\circ C$).

La variación de temperatura media logarítmica ΔT_{ml} , se calcula con la expresión I.14.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln\left(\frac{\Delta T_a}{\Delta T_b}\right)} \quad (ec. I. 14)$$

- Resto de evaporadores $i > 1$

$$A_i = A_i^l \quad (\text{ec. I. 15})$$

A continuación, en las tablas I.1-I.6 se muestra el área de intercambio A_i , así como, el coeficiente global de transferencia de calor U_i , obtenidos para cada configuración en las condiciones de operación estudiadas.

- **1 EVAPORADOR CONTRACORRIENTE**

Tabla I.1. Área de intercambio A_i y coeficiente global de transferencia de calor U_i para 1 evaporador en contracorriente.

P_1 (kPa)	$U_1 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$A_1 (m^2)$
15	2693	1118
21	2876	817
26	2991	709
31	3089	672
36	3177	621
41	3246	606
46	3317	579
51	3373	546
61	3476	549
71	3565	535
81	3645	500
91	3715	496
101	3805	476

Elaboración propia.

- **1 EVAPORADOR EN PARALELO**

Tabla I.2. Área de intercambio A_i y coeficiente global de transferencia de calor U_i para 1 evaporador en paralelo.

P_1 (kPa)	$U_1 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$A_1 (m^2)$
15	2687	1288
21	2876	1118
26	2991	999
31	3083	927
41	3238	829
51	3369	759
61	3475	707

Elaboración propia.

- **2 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE**

Tabla I.3. Área de intercambio A_i y coeficiente global de transferencia de calor U_i para 2 evaporadores en contracorriente.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	$U_1 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$U_2 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	A_1 (m ²)	A_2 (m ²)
15	10	3694	3585	354	390
20	10	3863	3577	568	381
36	16	4341	3905	258	312
41	21	4432	4101	275	265
46	26	4522	4237	294	294
51	31	4600	4348	279	291
56	36	4671	4440	258	300
61	41	4741	4525	264	343

Elaboración propia.

- **2 EVAPORADORES EN PARALELO**

Tabla I.4. Área de intercambio A_i y coeficiente global de transferencia de calor U_i para 2 evaporadores en paralelo.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	$U_1 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$U_2 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	A_1 (m ²)	A_2 (m ²)
21	11	3889	3092	1051	293
36	16	4146	3297	750	364
41	21	4311	3482	613	263
51	21	4560	3518	353	170
51	31	4471	3727	1672	278
61	41	4589	3885	413	347
71	51	4680	4032	371	425

Elaboración propia

- **3 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE**

Tabla I.5. Área de intercambio A_i y coeficiente global de transferencia de calor U_i para 3 evaporadores en contracorriente.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$U_1 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$U_2 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$U_3 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	A_1 (m ²)	A_2 (m ²)	A_3 (m ²)
56	36	16	4519	4336	2666	341	245	217
61	41	21	4601	4186	2689	247	302	376
66	46	26	4655	4405	2845	237	301	288
71	51	31	4712	4478	2912	228	325	323

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$U_1 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$U_2 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$U_3 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	A_1 (m ²)	A_2 (m ²)	A_3 (m ²)
76	56	36	4767	4618	2975	219	335	356
81	61	41	4812	4643	3029	208	365	388

Elaboración propia.

• 3 EVAPORADORES EN PARALELO

Tabla I.6. Área de intercambio A_i y coeficiente global de transferencia de calor U_i para 3 evaporadores en paralelo.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$U_1 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$U_2 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$U_3 \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	A_1 (m ²)	A_2 (m ²)	A_3 (m ²)
101	60	10	6553	4553	1614	122	119	128
80	60	40	6382	4522	2066	117	207	517
60	40	20	6160	4279	1821	134	157	503

Elaboración propia.

I.2.2 CARACTERÍSTICAS DEL EVAPORADOR

Seguidamente, se halla el número de tubos Nt_i , la longitud de los tubos L_i y el diámetro de cada efecto $D_{evap,i}$, empleando las ecuaciones I.16, I.17 y I.18 respectivamente (2).

$$Nt_i = \frac{A_i}{\pi \cdot d_{ex} \cdot L_i} \quad (ec. I. 16)$$

$$L_i = ftp \cdot (d_{ex} \cdot Nt_i)^{\frac{1}{2}} \quad (ec. I. 17)$$

Donde,

- ftp : Factor de instalación del tubo. Se considera $ftp= 1,5$.

$$D_{evap,i} = 1,77L_i \quad (ec. I. 18)$$

Cuando exista más de un evaporador, se tomará como diámetro de estos (D_{evap}) el máximo valor de entre cada uno de los efectos (ec.I.19).

$$D_{evap} = \max(D_{evap,i}) \quad (ec. I. 19)$$

Se muestran a continuación los valores obtenidos para cada uno de los casos estudiados (Tablas I.7-I.12).

- **1 EVAPORADOR EN CONTRACORRIENTE**

Tabla I.7. Características del evaporador para la configuración de 1 evaporador en contracorriente.

P_1 (kPa)	Nt_1	L_1 (m)	D_{evap} (m)
15	7214	3,24	5,73
21	4164	2,46	4,35
26	3788	2,35	4,15
31	3655	2,30	4,08
36	3470	2,24	3,97
41	3412	2,23	3,94
46	3310	2,19	3,88
51	3183	2,15	3,80
61	3195	2,15	3,81
71	3141	2,14	3,78
81	3000	2,09	3,69
91	2986	2,08	3,69
101	2905	2,05	3,63

Elaboración propia.

- **1 EVAPORADOR EN PARALELO**

Tabla I.8. Características del evaporador para la configuración de 1 evaporador en paralelo.

P_1 (kPa)	Nt_1	L_1 (m)	D_{evap} (m)
15	5641	2,86	5,06
21	5132	2,73	4,83
26	4760	2,63	4,65
31	4530	2,56	4,54
41	4205	2,47	4,37
51	3965	2,40	4,25
61	3780	2,34	4,15

Elaboración propia.

- **2 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE**

Tabla I.9. Características de los evaporadores para la configuración de 2 evaporadores en contracorriente.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	Nt_1	Nt_2	L_1 (m)	L_2 (m)	$D_{evap,1}$ (m)	$D_{evap,2}$ (m)	D_{evap} (m)
15	10	2386	2542	1,86	1,92	3,29	3,40	3,40
20	10	3268	2504	2,18	1,91	3,86	3,37	3,86
36	16	1931	2190	1,67	1,78	2,96	3,16	3,16
41	21	2015	1968	1,71	1,69	3,03	2,99	3,03
46	26	2105	2108	1,75	1,75	3,09	3,10	3,10
51	31	2036	2091	1,72	1,74	3,04	3,08	3,08
56	36	1929	2134	1,67	1,76	2,96	3,11	3,11
61	41	1960	2334	1,69	1,84	2,99	3,26	3,26

Elaboración propia.

- **2 EVAPORADORES EN PARALELO**

Tabla I.10. Características de los evaporadores para la configuración de 2 evaporadores en paralelo.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	Nt_1	Nt_2	L_1 (m)	L_2 (m)	$D_{evap,1}$ (m)	$D_{evap,2}$ (m)	D_{evap} (m)
21	11	4925	2103	2,67	1,75	4,73	3,09	4,73
36	16	3934	2430	2,39	1,88	4,23	3,32	4,23
41	21	3437	1955	2,23	1,68	3,95	2,98	3,95
51	21	2381	1460	1,86	1,46	3,29	2,58	3,29
51	31	6713	2030	3,12	1,72	5,53	3,04	5,53
61	41	2643	2352	1,96	1,85	3,47	3,27	3,47
71	51	2459	2692	1,89	1,98	3,34	3,50	3,50

Elaboración propia.

- **3 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE**

Tabla I.11. Características de los evaporadores para la configuración de 3 evaporadores en contracorriente.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	Nt_1	Nt_2	Nt_3	L_1 (m)	L_2 (m)	L_3 (m)	$D_{evap,1}$ (m)	$D_{evap,2}$ (m)	$D_{evap,3}$ (m)	D_{evap} (m)
56	36	16	2325	1864	1719	1,84	1,65	1,58	3,25	2,91	2,80	3,25
61	41	21	1876	2145	2483	1,65	1,76	1,90	2,92	3,12	3,36	3,36
66	46	26	1827	2139	2080	1,63	1,76	1,74	2,88	3,12	3,08	3,12

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	Nt_1	Nt_2	Nt_3	L_1 (m)	L_2 (m)	L_3 (m)	$D_{evap,1}$ (m)	$D_{evap,2}$ (m)	$D_{evap,3}$ (m)	D_{evap} (m)
71	51	31	1780	2254	2241	1,61	1,81	1,80	2,85	3,20	3,19	3,20
76	56	36	1730	2298	2394	1,58	1,83	1,86	2,80	3,23	3,30	3,30
81	61	41	1675	2433	2536	1,56	1,88	1,92	2,76	3,33	3,40	3,40

Elaboración propia.

• 3 EVAPORADORES EN PARALELO

Tabla I.12. Características de los evaporadores para la configuración de 3 evaporadores en paralelo.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	Nt_1	Nt_2	Nt_3	L_1 (m)	L_2 (m)	L_3 (m)	$D_{evap,1}$ (m)	$D_{evap,2}$ (m)	$D_{evap,3}$ (m)	D_{evap} (m)
101	60	10	1172	1150	1212	1,30	1,29	1,33	2,31	2,29	2,35	2,35
80	60	40	1137	1666	3069	1,28	1,56	2,11	2,27	2,75	3,74	3,74
60	40	20	1250	1385	3012	1,35	1,42	2,09	2,38	2,51	3,70	3,70

Elaboración propia.

I.2.3 CÁLCULO DEL AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y DE LAS CARACTERÍSTICAS DEL PRECALENTADOR.

Para el cálculo del área de transferencia de calor del precalentador A_{pc} , solo se debe tener en cuenta el intercambio de calor por variación de temperatura. Por lo tanto, la expresión a utilizar es la siguiente (ec.I.20):

$$A_{pc} = \frac{m_{Al} \cdot Cp_{Al} \cdot (T_{Al}^{Sal} - T_{Al}^{En})}{U_{pc} \cdot \Delta T_{ml}^{pc}} \quad (ec. I. 20)$$

Siendo,

- m_{Al} : Caudal de agua tratada (kg/s).
- Cp_{Al} : Calor específico del agua tratada $\left(\frac{J}{kg^{\circ}C}\right)$.
- T_{Al}^{Sal} y T_{Al}^{En} : Temperatura a la salida y a la entrada del precalentador del agua a tratar ($^{\circ}C$).
- U_{pc} : Coeficiente global de transferencia de calor del precalentador $\left(\frac{W}{m^2^{\circ}C}\right)$.
- ΔT_{ml}^{pc} : Variación de temperatura media logarítmica en el precalentador ($^{\circ}C$).

Para el cálculo de ΔT_{ml}^{pc} , se debe conocer el tipo de intercambiador. En este caso, se ha decidido utilizar un intercambiador en contracorriente. El coeficiente global de transferencia de calor del precalentador U_{pc} , se calcula de forma análoga al coeficiente global de los evaporadores U_i y, la longitud del precalentador y el número de tubos de este, se hallan también mediante las ecuaciones I.16 y I.17.

A continuación, se exponen los valores obtenidos del área de transferencia de calor A_{pc} y del coeficiente global de transferencia de calor U_{pc} , así como, la longitud L_{pc} y el número de tubos del precalentador Nt_{pc} , para cada una de las posibilidades barajadas (Tablas I.13-I.18).

- **1 EVAPORADOR EN CONTRACORRIENTE**

Tabla I.13. Coeficiente global, área de transferencia de calor y características del precalentador para la configuración de 1 evaporador en contracorriente.

P_1 (kPa)	$U_{pc} \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$A_{pc} (m^2)$	Nt_{pc}	$L_{pc} (m)$
15	3308	1,80	71	0,320
21	3359	2,44	87	0,354
26	3391	2,14	80	0,339
31	3415	1,95	75	0,329
36	3438	1,79	71	0,320
41	3460	1,69	68	0,313
46	3470	1,60	66	0,307
51	3484	1,51	63	0,302
61	3503	1,41	60	0,295
71	3521	1,33	58	0,289
81	3537	1,25	56	0,283
91	3549	1,20	54	0,279
101	3565	1,15	53	0,275

Elaboración propia.

- **1 EVAPORADOR EN PARALELO**

Tabla I.14. Coeficiente global, área de transferencia de calor y características del precalentador para la configuración de 1 evaporador en paralelo.

P_1 (kPa)	$U_{pc} \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$A_{pc} (m^2)$	Nt_{pc}	$L_{pc} (m)$
15	3299	3,01	100	0,380
21	3347	2,45	87	0,354

P_1 (kPa)	$U_{pc} \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$A_{pc} (m^2)$	Nt_{pc}	$L_{pc} (m)$
26	3391	2,15	80	0,339
31	3401	1,97	75	0,329
41	3453	1,70	68	0,314
51	3480	1,54	64	0,304
61	3502	1,42	61	0,296

Elaboración propia.

- **2 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE**

Tabla I.15. Coeficiente global, área de transferencia de calor y características del precalentador para la configuración de 2 evaporadores en contracorriente.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	$U_{pc} \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$A_{pc} (m^2)$	Nt_{pc}	$L_{pc} (m)$
15	10	3206	4,24	125	0,426
20	10	3207	4,23	125	0,425
36	16	3284	2,72	93	0,367
41	21	3352	2,13	79	0,338
46	26	3379	1,92	74	0,327
51	31	3403	1,75	70	0,317
56	36	3421	1,64	67	0,310
61	41	3432	1,57	65	0,306

Elaboración propia

- **2 EVAPORADORES EN PARALELO**

Tabla I.16. Coeficiente global, área de transferencia de calor y características del precalentador para la configuración de 2 evaporadores en paralelo.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	$U_{pc} \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$A_{pc} (m^2)$	Nt_{pc}	$L_{pc} (m)$
21	11	3253	9,21	209	0,551
36	16	3310	8,57	199	0,538
41	21	3366	6,80	171	0,498
51	21	3399	5,01	140	0,450
51	31	3413	6,37	164	0,487
61	41	3439	6,41	164	0,489
71	51	3463	6,44	165	0,489

Elaboración propia.

- **3 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE**

Tabla I.17. Coeficiente global, área de transferencia de calor y características del precalentador para la configuración de 3 evaporadores en contracorriente.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$U_{pc} \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$A_{pc} (m^2)$	Nt_{pc}	$L_{pc} (m)$
56	36	16	3358	4,71	134	0,441
61	41	21	3349	6,05	158	0,479
66	46	26	3401	4,86	137	0,445
71	51	31	3415	4,89	137	0,446
76	56	36	3428	4,92	138	0,447
81	61	41	3440	4,94	138	0,448

Elaboración propia.

- **3 EVAPORADORES EN PARALELO**

Tabla I.18. Coeficiente global, área de transferencia de calor y características del precalentador para la configuración de 3 evaporadores en paralelo.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$U_{pc} \left(\frac{W}{m^2K} \right)$	$A_{pc} (m^2)$	Nt_{pc}	$L_{pc} (m)$
101	60	10	3390	6,65	168	0,495
80	60	40	3425	14,72	286	0,645
60	40	20	3371	12,97	263	0,618

Elaboración propia.

I.2.4. VOLUMEN DE LOS EVAPORADORES FLASH $V_{F,i}$

Como volumen de cada evaporador flash $V_{F,i}$, se consideran los obtenidos mediante el programa ASPEN HYSYS V9.0 (2016), los cuales se muestran a continuación (Tablas I.19-I.21).

- **1 EVAPORADOR EN CONTRACORRIENTE.**

Tabla I.19. Volumen del evaporador flash de la configuración de 1 evaporador en contracorriente.

P_1 (kPa)	$V_{F,1}(m^3)$
15	32,8
21	13,0
26	5,24
31	5,24

P_1 (kPa)	$V_{F,1}(m^3)$
36	5,24
41	5,24
46	5,24
51	5,24
61	5,24
71	5,24
81	5,24
91	5,24
101	5,24

Elaboración propia.

- **1 EVAPORADOR EN PARALELO.**

Tabla I.20. Volumen del evaporador flash de la configuración de 1 evaporador en paralelo.

P_1 (kPa)	$V_{F,1}(m^3)$
15	32,8
21	32,8
26	13,0
31	5,24
41	5,24
51	5,24
61	5,24

Elaboración propia.

- **2 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE**

Tabla I.21. Volumen de los evaporadores flash de la configuración de 2 evaporadores en contracorriente.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	$V_{F,1}(m^3)$	$V_{F,2}(m^3)$
15	10	16,8	4,98
20	10	13,0	4,98
36	16	3,34	7,09
41	21	13,0	26,7
46	26	21,4	32,8
51	31	21,4	26,7
56	36	16,8	21,4
61	41	16,8	26,7

Elaboración propia.

- **2 EVAPORADORES EN PARALELO.**

Tabla I.22. Volumen de los evaporadores flash de la configuración de 2 evaporadores en paralelo.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	$V_{F,1}(m^3)$	$V_{F,2}(m^3)$
21	11	16,8	4,98
36	16	13,0	7,09
41	21	3,34	7,09
51	21	13,0	26,7
51	31	21,4	32,8
61	41	21,4	32,8
71	51	16,8	32,8

Elaboración propia.

- **3 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE**

Tabla I.23. Volumen de los evaporadores flash de la configuración de 3 evaporadores en contracorriente.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$V_{F,1}(m^3)$	$V_{F,2}(m^3)$	$V_{F,3}(m^3)$
56	36	16	13,0	47,8	118
61	41	21	32,8	39,9	39,9
66	46	26	16,8	32,8	77,8
71	51	31	13,0	39,9	66,7
76	56	36	4,98	56,8	56,8
81	61	41	7,09	47,8	56,8

Elaboración propia

- **3 EVAPORADORES EN PARALELO**

Tabla I.24. Volumen de los evaporadores flash de la configuración de 3 evaporadores en paralelo.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$V_{F,1}(m^3)$	$V_{F,2}(m^3)$	$V_{F,3}(m^3)$
101	60	10	7,09	47,8	118
80	60	40	7,09	47,8	39,9
60	40	20	47,8	39,9	39,9

Elaboración propia

ANEXO II. ANÁLISIS ECONÓMICO

ÍNDICE

II.1. INTRODUCCIÓN	39
II.2. CÁLCULO DEL COSTE DE LOS EQUIPOS INSTALADOS <i>CBM</i>	40
II.3. ANÁLISIS DE RESULTADOS	47

II.1. INTRODUCCIÓN

Para seleccionar la configuración y las operaciones de trabajo óptimas se deben de calcular los costes de cada caso de estudio. La opción elegida será aquella que tenga un menor coste total.

El coste total C_{total} es la suma de la inversión de capital ($C_{capital}$), los cuales se deben anualizar, y de los costes operacionales ($C_{operacional}$).

$$C_{total} = C_{capital} + C_{operacional} \quad (ec. II. 1)$$

Para determinar la inversión de capital $C_{capital}$ y los costes operacionales $C_{operacional}$ se hacen uso de las expresiones II.2 Y II.3 (2).

$$C_{capital} = fac \cdot \left(\frac{CEPCI^{2018}}{CEPCI^{2001}} \right) \cdot \left(C_{BM, evaporador} + C_{BM, compresor} + C_{BM, bomba} + C_{BM, precalentador} + \sum_{i=1}^j C_{BM, flash} \right) \quad (ec. II. 2)$$

$$C_{operacional} = C_e \cdot W \quad (ec. II. 3)$$

Siendo:

- fac : Factor de anualización de la inversión de capital.
- $C_{BM,i}$: Coste de los equipos instalados (k€).
- C_e : Coste de la electricidad cuyo valor será de $850,51 \text{ } \$(\text{KW año})^{-1}$ (4).
- W : Potencia del compresor y de las bombas (kW).
- $CEPCI^{2018}$: *Chemical Engineering Plant Cost Index* correspondiente al año 2018 cuyo valor es: 616,4 (3).
- $CEPCI^{2001}$: *Chemical Engineering Plant Cost Index* correspondiente al año 2001. Su valor es 394,3 (3).

Para calcular el factor de anualización de la inversión de capital se utiliza la ecuación I.4 (2).

$$fac = \frac{i \cdot (1 + i)^y}{[(1 + i)^y - 1]} \quad (ec. II. 4)$$

Siendo:

- i : Tasa de interés por año. Se tomará $i=0,1$.
- y : Periodo de amortización. Se considera $y=10$ años.

II.2. CÁLCULO DEL COSTE DE LOS EQUIPOS INSTALADOS C_{BM}

Para hallar el coste de los equipos instalados $C_{BM,i}$ se debe utilizar la ecuación II.5 (5).

$$C_{BM,i} = C_{po,i} \cdot F_{BM,i} \cdot F_{P,i} \quad (ec. II.5)$$

Donde,

- $F_{P,i}$: Factor de corrección asociado a la presión de trabajo. Para las presiones empleadas su valor será igual a uno.
- $F_{BM,i}$: Factor de corrección que relaciona los materiales de construcción con las condiciones de operación.
- $C_{po,i}$: Coste de compra de cada unidad (k€).

Para determinar el coste de compra de cada unidad $C_{po,i}$, se hace uso de la expresión II.6 (5).

$$\log_{10}(C_{po,i}) = K_{1,i} + K_{2,i} \log_{10}(A) + K_{3,i} [\log_{10}(A)]^2 \quad (ec. II.6)$$

Siendo,

- $K_{1,i}, K_{2,i}$ y $K_{3,i}$: Constantes que dependen de la unidad estudiada.
- A_i : Parámetro característico de cada unidad.

Las constantes $K_{1,i}, K_{2,i}$ y $K_{3,i}$, así como el parámetro característico A para cada unidad, se muestran en la tabla II.1.

Tabla II.1. Constantes $K_{1,i}, K_{2,i}$ y $K_{3,i}$, y parámetro característico de cada unidad A .

	$K_{1,i}$	$K_{2,i}$	$K_{3,i}$	A_i
Compresor (Centrífugo)	2,2897	1,3604	-0,1027	P_c (kW)
Bombas (Reciprocante)	3,8696	0,3161	0,122	$P_{b,i}$ (kW)
Pre calentador (Espiral)	3,9912	0,0668	0,243	A_{pc} (m ²)
Evaporador (Tubos largos)	4,642	0,3698	0,0025	A_i (m ²)

	$K_{1,i}$	$K_{2,i}$	$K_{3,i}$	A_i
Flashes (Vertical)	3,4974	0,4485	0,1074	$V_{F,i}(m^3)$

Turton, 2013

Siendo,

- P_c y $P_{b,i}$: Potencia del compresor y de cada una de las bombas, respectivamente.
- A_{pc} : Área de intercambio de calor del precalentador.
- $V_{F,i}$: Volumen de cada evaporador flash.

Por otro lado, el factor de corrección $F_{BM,i}$ se determina a partir de la ecuación I.7

(5).

$$F_{BM,i} = B_{1,i} + B_{2,i} F_{M,i} F_{p,i} \quad (ec. I. 28)$$

Siendo,

- B_1 y B_2 . Constantes asociadas a cada unidad.
- $F_{M,i}$: Factor de corrección asociado al material por el que está constituido cada unidad.

Para hallar $F_{M,i}$, se debe establecer los materiales que constituirán cada una de nuestras unidades. Para el caso de los evaporadores y de los compresores es posible obtener directamente el valor de $F_{BM,i}$ a partir del material del cual están fabricados.

Por otra parte, debido a que por los evaporadores circula agua con una gran concentración de sales, estos deben ser de acero inoxidable para evitar que se corroan. Lo mismo ocurre con las bombas, las cuales han de ser también de este material. Por otro lado, como tanto por el compresor, como por los evaporadores flash y la carcasa del precalentador solo circula vapor de agua y agua con una concentración despreciable en sales, estos no serán tan sensibles a sufrir problemas de corrosión y, por lo tanto, estarán constituidas de acero al carbono. Por otra parte, los tubos del precalentador serán de aleación de níquel, la cual es muy resistente a la corrosión y presenta una elevada conductividad.

Los valores de $F_{M,i}$, de las constantes $B_{1,i}$ y $B_{2,i}$ y su correspondiente $F_{BM,i}$, se muestran en la tabla II.2.

Tabla II.2. Valores de las constantes $B_{1,i}$ y $B_{2,i}$, y de los factores $F_{M,i}$ y $F_{BM,i}$ para cada unidad.

	$B_{1,i}$	$B_{2,i}$	$F_{M,i}$	$F_{BM,i}$
Compresores	-	-	-	2,75
Bombas	1,89	1,35	2,4	5,13
Pre calentador	1,74	1,55	2,65	5,84
Evaporadores	-	-	-	5,05
Evaporadores Flash	2,25	1,82	1	4,07

Turton, 2013

Los costes de compra de cada unidad $C_{po,i}$ y los de los equipos instalados $C_{BM,i}$ para cada uno de los casos estudiados, se muestran en las tablas siguientes (Tablas II.3-II.14).

- **1 EVAPORADOR EN CONTRACORRIENTE**

Tabla II.3. Coste de compra cada unidad $C_{po,i}$ para la configuración de 1 evaporador en contracorriente.

P_1 (kPa)	$C_{po,comp}$ (k€)	$C_{po,evap}$ (k€)	$C_{po,pc}$ (k€)	$C_{po,flash}$ (k€)
15	305	552	9,40	23,7
21	351	489	10,1	12,0
26	381	463	9,76	6,69
31	405	454	9,56	6,69
36	426	440	9,40	6,69
41	443	436	9,30	6,69
46	458	429	9,21	6,69
51	473	419	9,13	6,69
61	499	420	9,04	6,69
71	516	416	8,96	6,69
81	533	405	8,90	6,69
91	549	404	8,86	6,69
101	556	398	8,82	6,69

Elaboración propia.

Tabla II.4. Coste de los equipos instalados $C_{BM,i}$ para la configuración de 1 evaporador en contracorriente.

P_1 (kPa)	$C_{BM,comp}$ (k€)	$C_{BM,evap}$ (k€)	$C_{BM,pc}$ (k€)	$C_{BM,flash}$ (k€)
15	839	2788	55,0	96,3
21	966	2471	58,8	48,8
26	1047	2340	57,1	27,2

P_1 (kPa)	$C_{BM,comp}$ (k€)	$C_{BM,evap}$ (k€)	$C_{BM,pc}$ (k€)	$C_{BM,flash}$ (k€)
31	1113	2292	55,9	27,2
36	1171	2224	55,0	27,2
41	1219	2203	54,4	27,2
46	1261	2165	53,9	27,2
51	1301	2116	53,4	27,2
61	1373	2121	52,9	27,2
71	1418	2100	52,4	27,2
81	1467	2046	52,0	27,2
91	1511	2040	51,8	27,2
101	1528	2008	51,6	27,2

Elaboración propia.

- **1 EVAPORADOR EN PARALELO**

Tabla II.5. Coste de compra de cada unidad $C_{po,i}$ para la configuración de 1 evaporador en paralelo.

P_1 (kPa)	$C_{po,comp}$ (k€)	$C_{po,evap}$ (k€)	$C_{po,pc}$ (k€)	$C_{po,flash}$ (k€)
15	304	583	10,7	26,5
21	350	552	10,1	26,5
26	380	529	9,76	13,5
31	404	514	9,58	7,51
41	441	492	9,31	7,51
51	470	476	9,16	7,51
61	494	463	9,05	7,51

Elaboración propia.

Tabla II.6. Coste de los equipos instalados $C_{BM,i}$ para la configuración de 1 evaporador en paralelo.

P_1 (kPa)	$C_{BM,comp}$ (k€)	$C_{BM,evap}$ (k€)	$C_{BM,pc}$ (k€)	$C_{BM,flash}$ (k€)
15	839	5008	55,0	108
11	713	3622	67,4	108
15	835	2944	62,4	54,9
21	962	2787	58,9	30,6
26	1046	2669	57,1	30,6
31	1110	2594	56,0	30,6
41	1213	2485	54,4	30,6
51	1292	2402	53,5	108
61	1358	2337	52,9	108

Elaboración propia

- **2 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE.**

Tabla II.7. Coste de compra de cada unidad $C_{po,i}$ para la configuración de 2 evaporadores en contracorriente.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	$C_{po,comp}$ (k€)	$C_{po,bomba}$ (k€)	$C_{po,evap1}$ (k€)	$C_{po,evap2}$ (k€)	$C_{po,pc}$ (k€)	$C_{po,flash1}$ (k€)	$C_{po,flash2}$ (k€)
15	10	262	6,31	399	414	13,5	14,4	6,48
20	10	275	6,31	478	410	13,4	12,0	6,48
36	16	351	6,20	353	380	11,6	5,14	8,06
41	21	413	6,10	362	357	10,9	12,0	20,2
46	26	440	5,98	371	372	10,7	17,1	23,7
51	31	464	5,85	364	370	10,5	17,1	20,2
56	36	483	5,71	353	374	10,4	14,4	17,1
61	41	496	5,58	357	394	10,3	14,4	20,2

Elaboración propia.

Tabla II.8. Coste de los equipos instalados $C_{BM,i}$ para la configuración de 2 evaporadores en contracorriente.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	$C_{BM,comp}$ (k€)	$C_{BM,bomba}$ (k€)	$C_{BM,evap1}$ (k€)	$C_{BM,evap2}$ (k€)	$C_{BM,pc}$ (k€)	$C_{BM,flash1}$ (k€)	$C_{BM,flash2}$ (k€)
15	10	641	28,8	1793	1860	70,0	58,5	26,4
20	10	673	28,8	2149	1844	69,9	48,8	26,4
36	16	859	28,3	1589	1707	60,6	20,9	32,8
41	21	1011	27,8	1628	1606	57,0	48,8	82,2
46	26	1077	27,3	1669	1670	55,7	69,6	96,3
51	31	1135	26,7	1637	1663	54,7	69,6	82,2
56	36	1181	26,1	1588	1682	54,1	58,5	69,6
61	41	1213	25,5	1602	1771	53,7	58,5	82,2

Elaboración propia.

- **2 EVAPORADORES EN PARALELO**

Tabla II.9. Coste de compra de cada unidad $C_{po,i}$ para la configuración de 2 evaporadores en paralelo.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	$C_{po,comp}$ (k€)	$C_{po,evap1}$ (k€)	$C_{po,evap2}$ (k€)	$C_{po,pc}$ (k€)	$C_{po,flash1}$ (k€)	$C_{po,flash2}$ (k€)
21	11	254	539	330	17,0	7,28	9,20
36	16	303	473	359	16,4	9,05	10,6
41	21	348	438	317	14,6	9,05	10,6

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	$C_{po,comp}$ (k€)	$C_{po,evap1}$ (k€)	$C_{po,evap2}$ (k€)	$C_{po,pc}$ (k€)	$C_{po,flash1}$ (k€)	$C_{po,flash2}$ (k€)
51	21	411	355	268	12,8	22,7	20,1
51	31	394	645	324	14,2	26,5	22,6
61	41	421	377	352	14,2	26,5	22,6
71	51	441	361	381	14,2	26,5	22,6

Elaboración propia.

Tabla II.10. Coste de los equipos instalados $C_{BM,i}$ para la configuración de 2 evaporadores en paralelo.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	$C_{BM,comp}$ (k€)	$C_{BM,evap1}$ (k€)	$C_{BM,evap2}$ (k€)	$C_{BM,pc}$ (k€)	$C_{BM,flash1}$ (k€)	$C_{BM,flash2}$ (k€)
21	11	700	2722	1668	99,5	29,6	37,5
36	16	833	2391	1812	95,8	36,8	43,1
41	21	958	2212	1600	85,4	36,8	43,1
51	21	1129	1791	1354	74,7	92,3	81,7
51	31	1085	3256	1635	82,9	108,1	91,9
61	41	1157	1902	1779	83,1	108,1	91,9
71	51	1213	1825	1922	83,3	108,1	91,9

Elaboración propia.

• 3 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE

Tabla II.11. Coste de compra de cada unidad $C_{po,i}$ para la configuración de 3 evaporadores en contracorriente.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$C_{po,comp}$ (k€)	$C_{po,bomba1}$ (k€)	$C_{po,bomba2}$ (k€)	$C_{po,evap1}$ (k€)	$C_{po,evap2}$ (k€)	$C_{po,evap3}$ (k€)
56	36	16	362	5,45	6,49	350	308	294
61	41	21	358	5,03	6,09	309	334	363
66	46	26	396	5,15	6,22	305	334	328
71	51	31	410	5,06	6,09	300	344	343
76	56	36	422	5,09	5,98	295	348	356
81	61	41	434	4,93	5,86	290	359	368

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$C_{po,pc}$ (k€)	$C_{po,flash1}$ (k€)	$C_{po,flash2}$ (k€)	$C_{po,flash3}$ (k€)
56	36	16	12,5	12,0	31,8	68,9
61	41	21	13,9	23,7	27,5	27,5
66	46	26	12,6	14,4	23,7	47,8
71	51	31	12,7	12,0	27,5	41,9

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$C_{po,pc}$ (k€)	$C_{po,flash1}$ (k€)	$C_{po,flash2}$ (k€)	$C_{po,flash3}$ (k€)
76	56	36	12,7	6,5	36,6	36,6
81	61	41	12,7	8,1	31,8	36,6

Elaboración propia.

Tabla II.12. Coste de los equipos instalados $C_{BM,i}$ para la configuración de 3 evaporadores en contracorriente.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$C_{BM,comp}$ (k€)	$C_{BM,bomba1}$ (k€)	$C_{BM,bomba2}$ (k€)	$C_{BM,evap1}$ (k€)	$C_{BM,evap2}$ (k€)	$C_{BM,evap3}$ (k€)
56	36	16	996	28,0	33,3	1767	1557	1486
61	41	21	985	25,8	31,2	1563	1687	1835
66	46	26	1088	26,4	31,9	1539	1684	1658
71	51	31	1128	26,0	31,2	1516	1736	1730
76	56	36	1162	26,1	30,7	1492	1755	1797
81	61	41	1194	25,3	30,1	1465	1814	1857

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$C_{BM,pc}$ (k€)	$C_{BM,flash1}$ (k€)	$C_{BM,flash2}$ (k€)	$C_{BM,flash3}$ (k€)
56	36	16	72,9	48,8	130	281
61	41	21	81,0	96,3	112	112
66	46	26	73,8	58,5	96,3	194
71	51	31	74,0	48,8	112	171
76	56	36	74,2	26,4	149	149
81	61	41	74,3	32,8	130	149

Elaboración propia.

• 3 EVAPORADORES EN PARALELO

Tabla II.13. Coste de compra de cada unidad $C_{po,i}$ para la configuración de 3 evaporadores en paralelo.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$C_{po,comp}$ (k€)	$C_{po,evap1}$ (k€)	$C_{po,evap2}$ (k€)	$C_{po,evap3}$ (k€)	$C_{po,pc}$ (k€)
101	60	10	454	236	234	241	14
80	60	40	384	232	289	410	22
60	40	20	351	245	260	406	21

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$C_{po,flash1}$ (k€)	$C_{po,flash2}$ (k€)	$C_{po,flash3}$ (k€)
101	60	10	7,28	9,20	10,7
80	60	40	9,05	10,6	11,7
60	40	20	9,05	10,6	11,7

Elaboración propia.

Tabla II.14. Coste de los equipos instalados $C_{BM,i}$ para la configuración de 3 evaporadores en paralelo.

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$C_{BM,comp}$ (k€)	$C_{BM,evap1}$ (k€)	$C_{BM,evap2}$ (k€)	$C_{BM,evap3}$ (k€)	$C_{BM,pc}$ (k€)
101	60	10	1249	1194	1181	1217	85
80	60	40	1055	1174	1460	2073	131
60	40	20	964	1239	1313	2050	121

P_1 (kPa)	P_2 (kPa)	P_3 (kPa)	$C_{BM,flash1}$ (k€)	$C_{BM,flash2}$ (k€)	$C_{BM,flash3}$ (k€)
101	60	10	29,6	37,5	43,6
80	60	40	36,8	43,1	47,8
60	40	20	36,8	43,1	47,8

Elaboración propia.

II.3. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Una vez expuesta la forma de cálculo de los costes, se procede a mostrar cual es la configuración y las condiciones de trabajo óptimas. A continuación, se exponen los resultados obtenidos para cada una de las configuraciones (Tablas II.15-II.20. Figuras II.1-II.6).

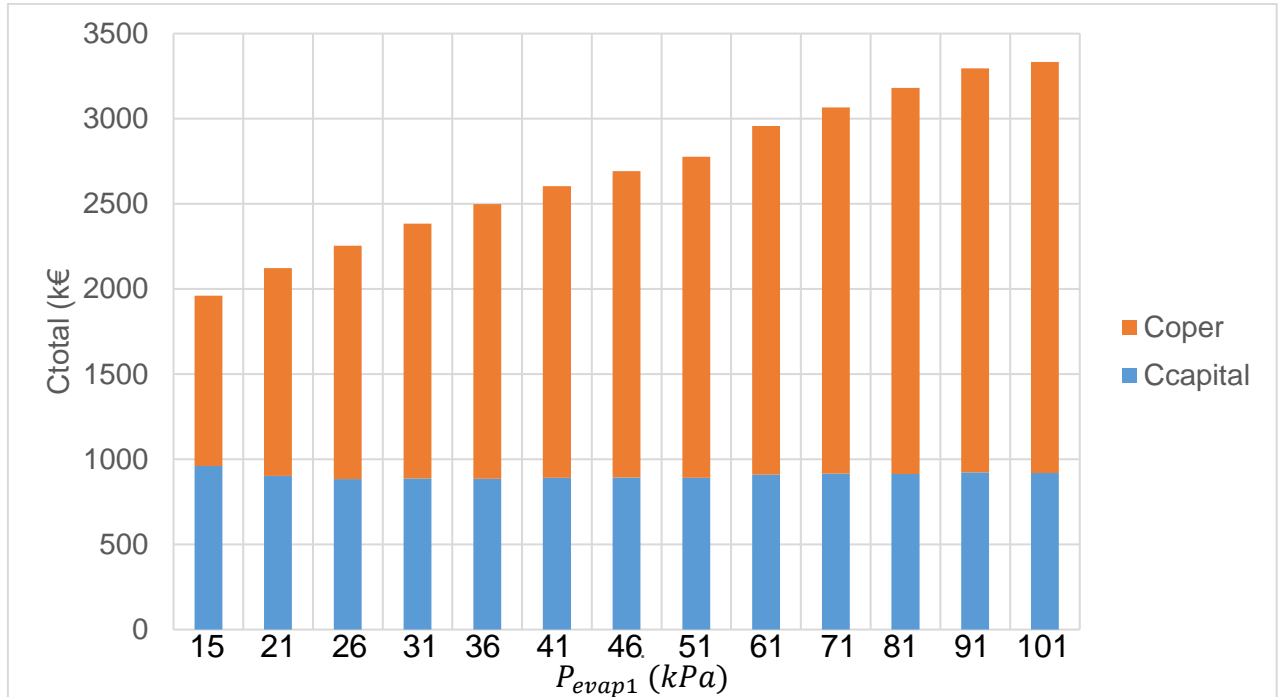
- **1 EVAPORADOR EN CONTRACORRIENTE**

Tabla II.15. Presión de trabajo y costes para la configuración de un evaporador en contracorriente.

P_{evap1} (kPa)	$C_{capital}$ (k€)	$C_{operacional}$ (k€)	C_{total} (k€)
15	961	999	1960
21	903	1219	2122
26	884	1369	2253
31	888	1496	2384
36	885	1612	2498
41	892	1711	2603

P_{evap1} (kPa)	$C_{capital}$ (k€)	$C_{operacional}$ (k€)	C_{total} (k€)
46	893	1799	2692
51	891	1887	2778
61	910	2047	2957
71	916	2151	3067
81	914	2266	3181
91	924	2372	3296
101	920	2414	3334

Elaboración propia.



Elaboración propia

Figura II.1. Coste de cada caso de estudio de la configuración de 1 evaporador en contracorriente.

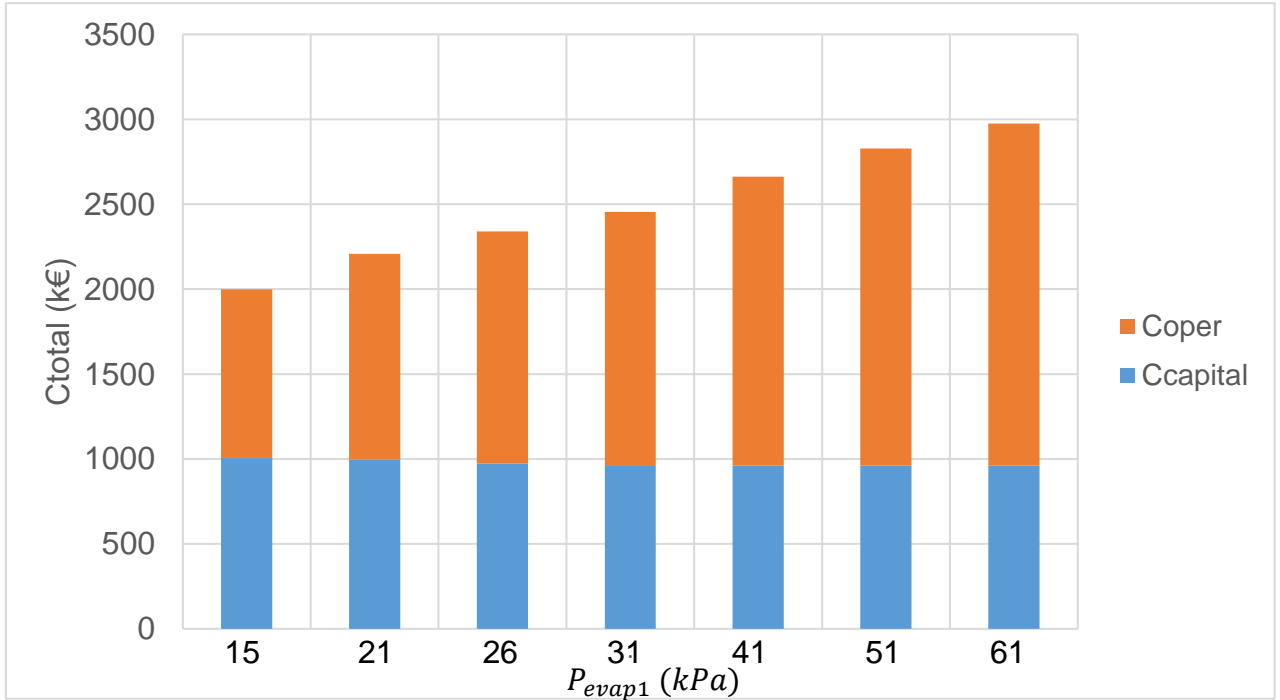
- **1 EVAPORADOR EN PARALELO**

Tabla II.16. Presión de trabajo y costes para la configuración de un evaporador en contracorriente.

P_{evap1} (kPa)	$C_{capital}$ (k€)	$C_{operacional}$ (k€)	C_{total} (k€)
15	1005	993	1998
21	996	1212	2208
26	974	1366	2340
31	964	1490	2454
41	962	1699	2662

P_{evap1} (kPa)	$C_{capital}$ (k€)	$C_{operacional}$ (k€)	C_{total} (k€)
51	961	1867	2828
61	961	2013	2975

Elaboración propia



Elaboración propia

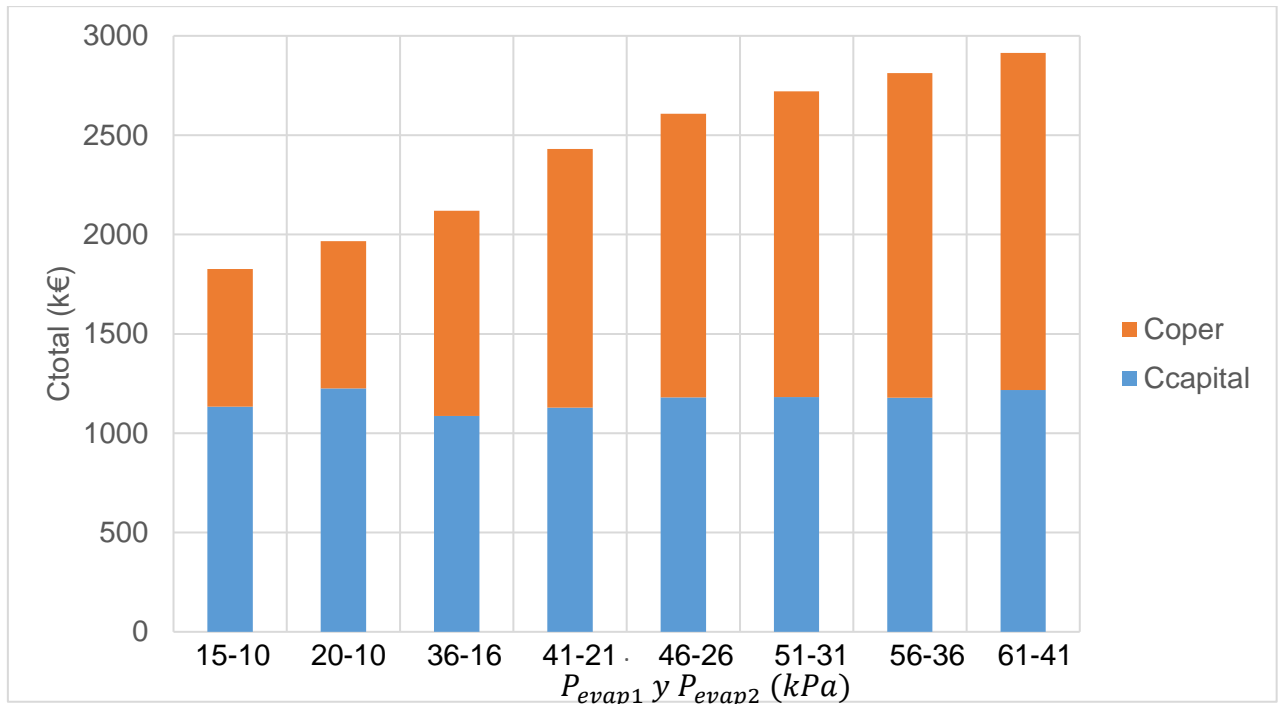
Figura II.2. Coste de cada caso de estudio de la configuración de 1 evaporador en paralelo.

- **2 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE**

Tabla II.17. Presión de trabajo y costes para la configuración de dos evaporadores en contracorriente.

P_{evap1} (kPa)	P_{evap2} (kPa)	$C_{capital}$ (k€)	$C_{operacional}$ (k€)	C_{total} (k€)
15	10	1133	693	1827
20	10	1226	741	1967
36	16	1087	1033	2120
41	21	1128	1302	2430
46	26	1181	1426	2607
51	31	1181	1539	2721
56	36	1179	1633	2812
61	41	1217	1698	2915

Elaboración propia.



Elaboración propia

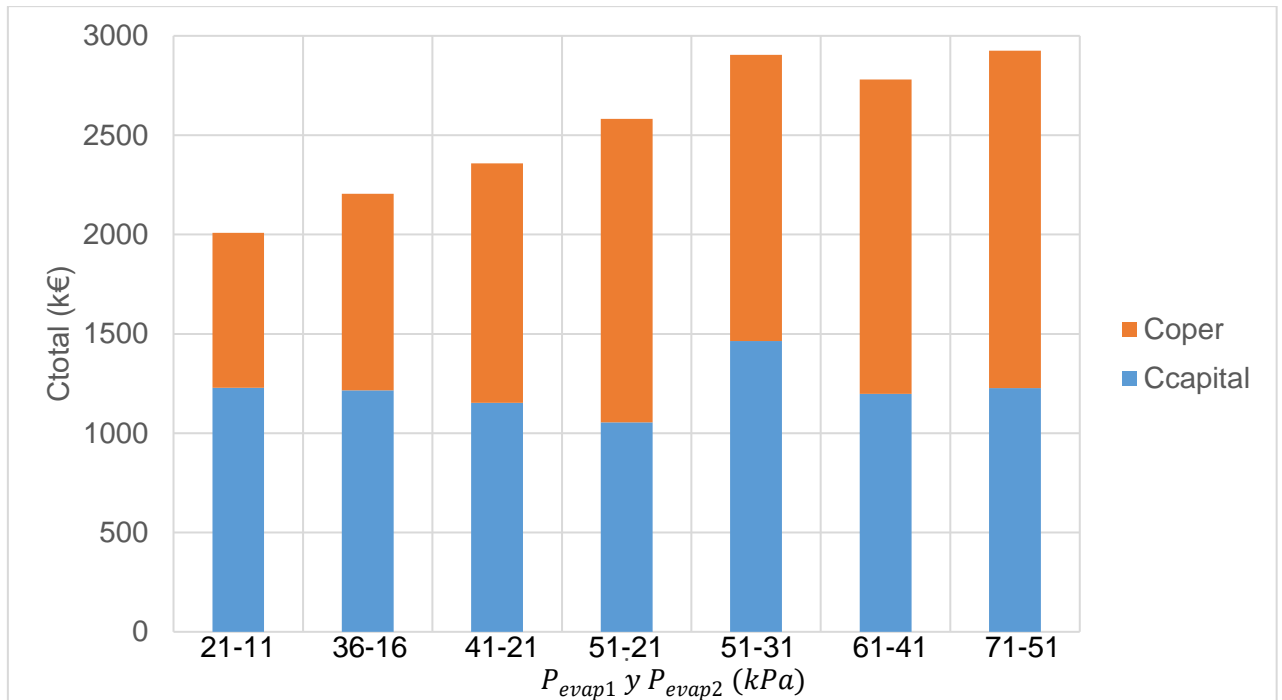
Figura II.3. Coste de cada caso de estudio de la configuración de 2 evaporadores en contracorriente.

- **2 EVAPORADORES EN PARALELO**

Tabla II.18. Presión de trabajo y costes para la configuración de 2 evaporadores en paralelo.

P_{evap1} (kPa)	P_{evap2} (kPa)	$C_{capital}$ (k€)	$C_{operacional}$ (k€)	C_{total} (k€)
21	11	1229	780	2009
36	16	1216	989	2206
41	21	1153	1205	2358
51	21	1054	1528	2581
51	31	1464	1440	2904
61	41	1197	1583	2780
71	51	1226	1699	2925

Elaboración propia.



Elaboración propia

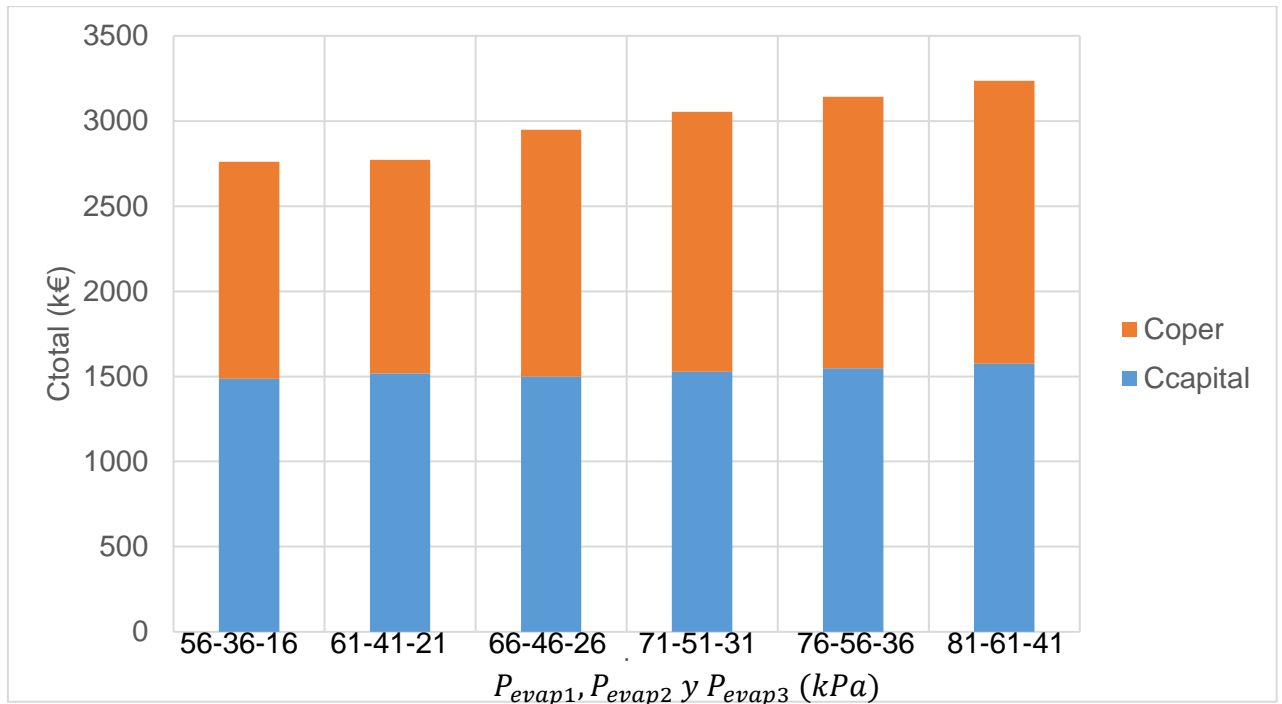
Figura II.4. Coste de cada caso de estudio de la configuración de 2 evaporadores en paralelo.

- **3 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE**

Tabla II.19. Presión de trabajo y costes para la configuración de tres evaporadores en contracorriente.

P_{evap1} (kPa)	P_{evap2} (kPa)	P_{evap3} (kPa)	$C_{capital}$ (k€)	$C_{operacional}$ (k€)	C_{total} (k€)
56	36	16	1486	1275	2761
61	41	21	1518	1255	2773
66	46	26	1499	1449	2948
71	51	31	1528	1527	3055
76	56	36	1549	1594	3143
81	61	41	1575	1661	3235

Elaboración propia.



Elaboración propia

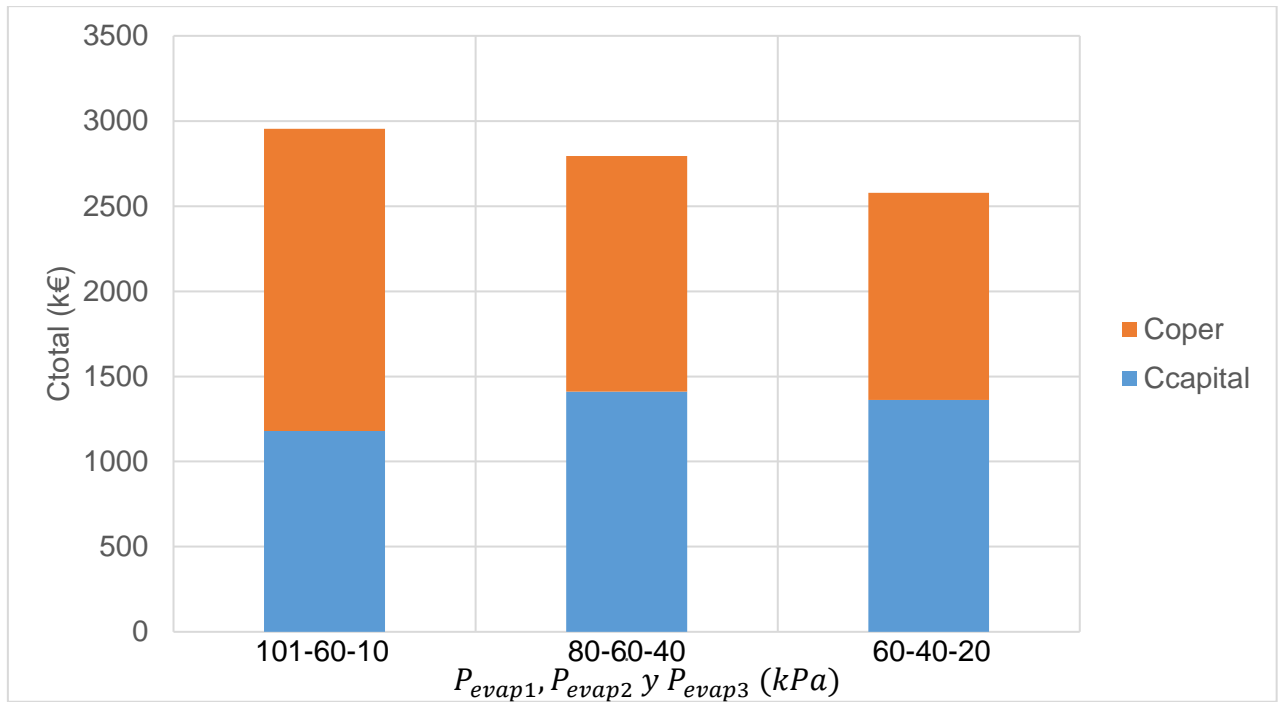
Figura II.5. Coste de cada caso de estudio de la configuración de 3 evaporadores en contracorriente.

- **3 EVAPORADORES EN PARALELO**

Tabla II.20. Presión de trabajo y costes para la configuración de 3 evaporadores en paralelo.

P_{evap1} (kPa)	P_{evap2} (kPa)	P_{evap3} (kPa)	$C_{capital}$ (k€)	$C_{operacional}$ (k€)	C_{total} (k€)
101	60	10	1180	1774	2953
80	60	40	1410	1384	2795
60	40	20	1362	1216	2578

Elaboración propia.



Elaboración propia.

Figura II.6. Coste de cada caso de estudio de la configuración de 3 evaporadores en paralelo.

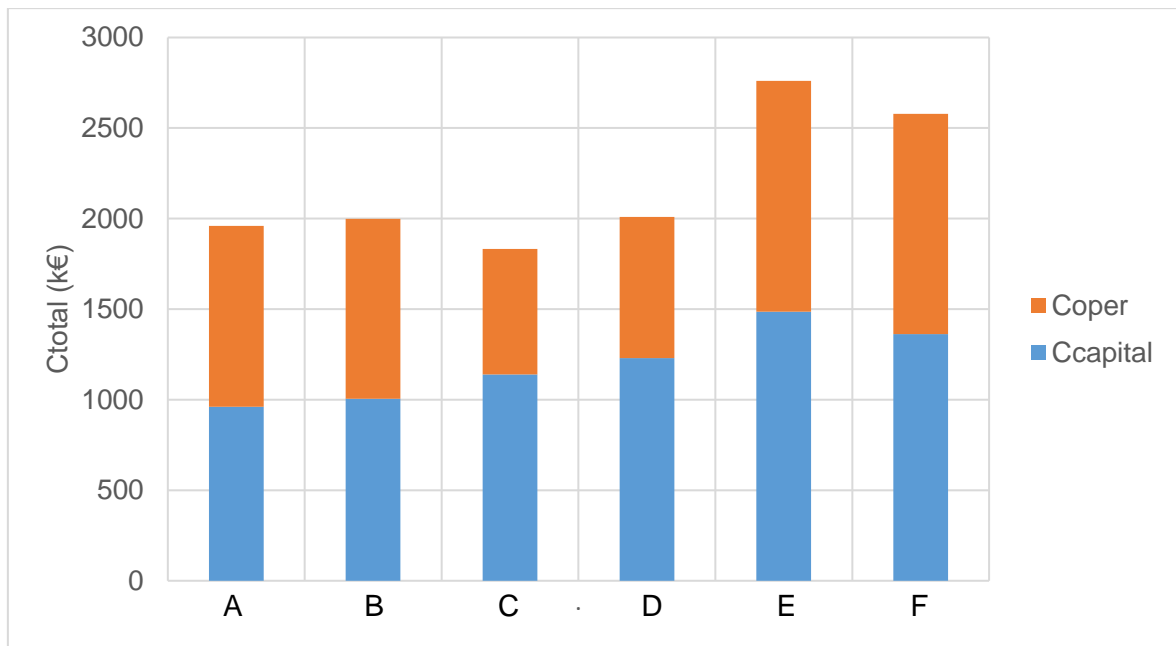
Como se puede ver, al trabajar a presiones menores los costes operacionales disminuyen. Esto se debe a que, a menor presión menor será el punto de ebullición que se alcanza en cada evaporador y, por ende, menor calor se debe aportar. Esto conlleva que haya que elevar en menor medida la temperatura y la presión del vapor de agua utilizado. Por lo tanto, el trabajo que debe aportar el compresor también será inferior. Por este motivo, las condiciones de trabajo óptimas son a las presiones más pequeñas consideradas.

Como se puede observar, las condiciones de trabajo óptimas para cada configuración son las siguientes (Tabla II.21 y Figura II.7).

Tabla II.21. Condiciones de trabajo y coste óptimo para cada configuración.

Nº Evap.	Configuración	P_{evap1} (kPa)	P_{evap2} (kPa)	P_{evap3} (kPa)	$C_{capital}$ (k€)	$C_{operacional}$ (k€)	C_{total} (k€)
1 evap.	Contracorriente (A)	15	-	-	961	999	1960
	Paralelo (B)	15	-	-	1005	993	1998
2 evap.	Contracorriente (C)	15	10	-	1139	693	1832
	Paralelo (D)	21	11	-	1229	780	2009
3 evap.	Contracorriente (E)	56	36	16	1486	1275	2761
	Paralelo (F)	60	40	20	1362	1216	2578

Elaboración propia.



Elaboración propia.

Figura II.7. Gráfico comparativo de las condiciones óptimas de presión de cada configuración. (A: 1 evaporador en contracorriente. B: 1 evaporador en paralelo. C: 2 evaporadores en contracorriente. D: 2 evaporadores en paralelo. E: 3 evaporadores en contracorriente. F: 3 evaporadores en paralelo.)

En la figura II.7 se puede apreciar que la mejor configuración es “*dos evaporadores en contracorriente*”. Como se observa en la tabla II.21, dicha configuración, es aquella con menores costes operacionales y menor coste capital. La peor de las posibilidades es la de “*tres evaporadores en contracorriente*”. Por consiguiente, la opción óptima y, por tanto, la seleccionada, es “*dos evaporadores en contracorriente*”.

ANEXO III. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

ÍNDICE

III.1. INTRODUCCIÓN	59
III.2. ANÁLISIS DE RESULTADOS	59

III.1. INTRODUCCIÓN

El agua procedente de la industria del shale gas puede tener una concentración de sal muy variable ($10\text{-}200\text{ kg/m}^3$). Haciendo uso del programa ASPEN HYSYS V9.0 (2016), realizaremos una simulación de la configuración óptima para efectuar la desalación (ver ANEXO I), y estudiaremos como varia el coste total C_{total} en función de la concentración C_{Al} del agua a tratar.

III.2. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Las concentraciones para las cuales se ha llevado a cabo el estudio y los resultados obtenidos se muestran a continuación (Tabla III.1 y Figura III.1).

Tabla III.1. Concentraciones de agua a tratar sometidas a estudio y coste total para cada una de ellas.

C_{Al} (kg/m ³)	C_{total} (k€)
10	1795
40	1813
70	1825
100	1841
130	1850
160	1859
190	1876

Elaboración propia

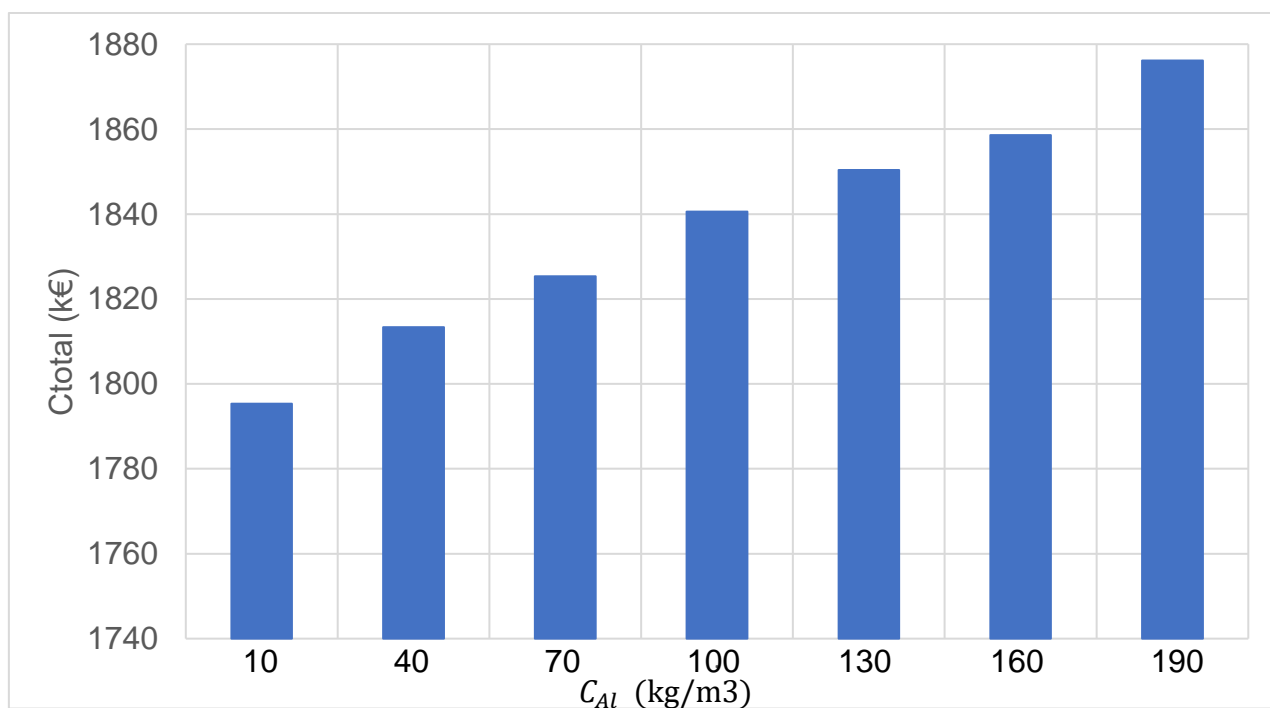


Figura III.1. Coste total para cada caso estudiado.

Elaboración propia

Como se puede observar, al aumentar la concentración de sales en el agua a tratar, el coste total aumenta. Para entender un poco más el por qué de este resultado, mostraremos a continuación como varían con la concentración del alimento, las dos variables que más influyen en el coste total: el área de intercambio de calor de los evaporadores A_i y la potencia del compresor P_{comp} . (Figuras III.2-III.4)

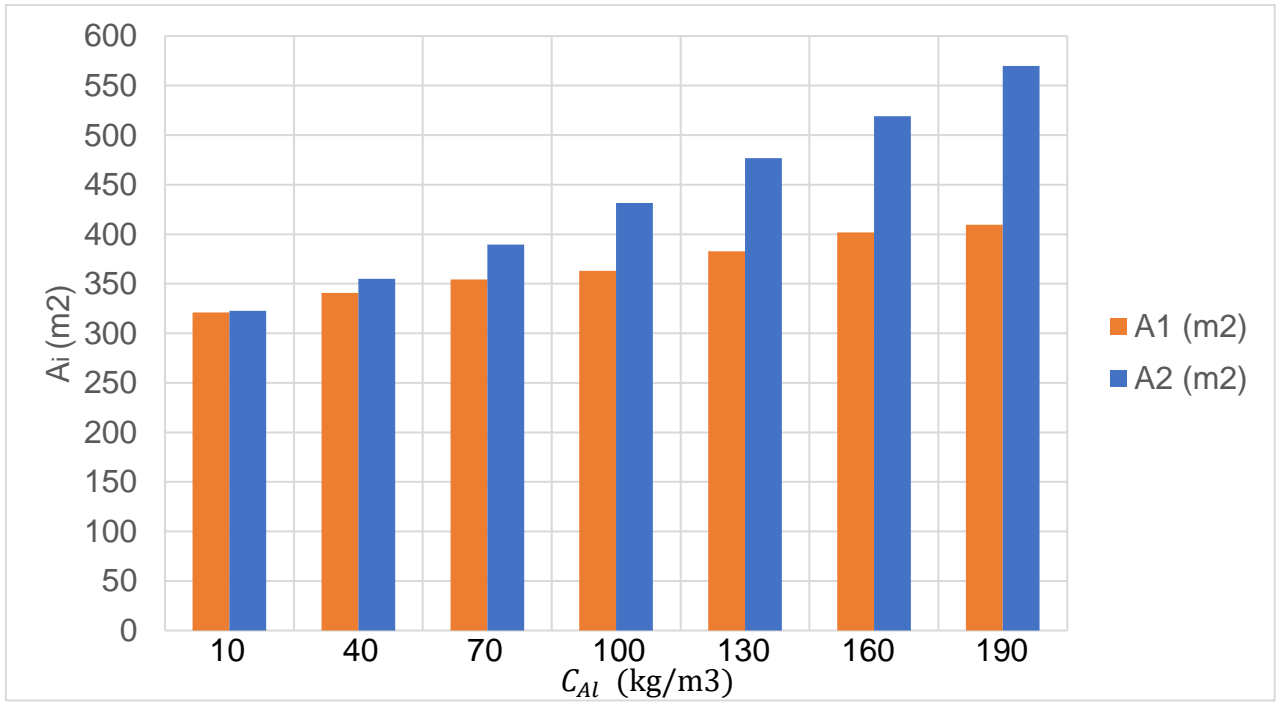


Figura III.2. Área de intercambio de calor de cada evaporador.

Elaboración propia.

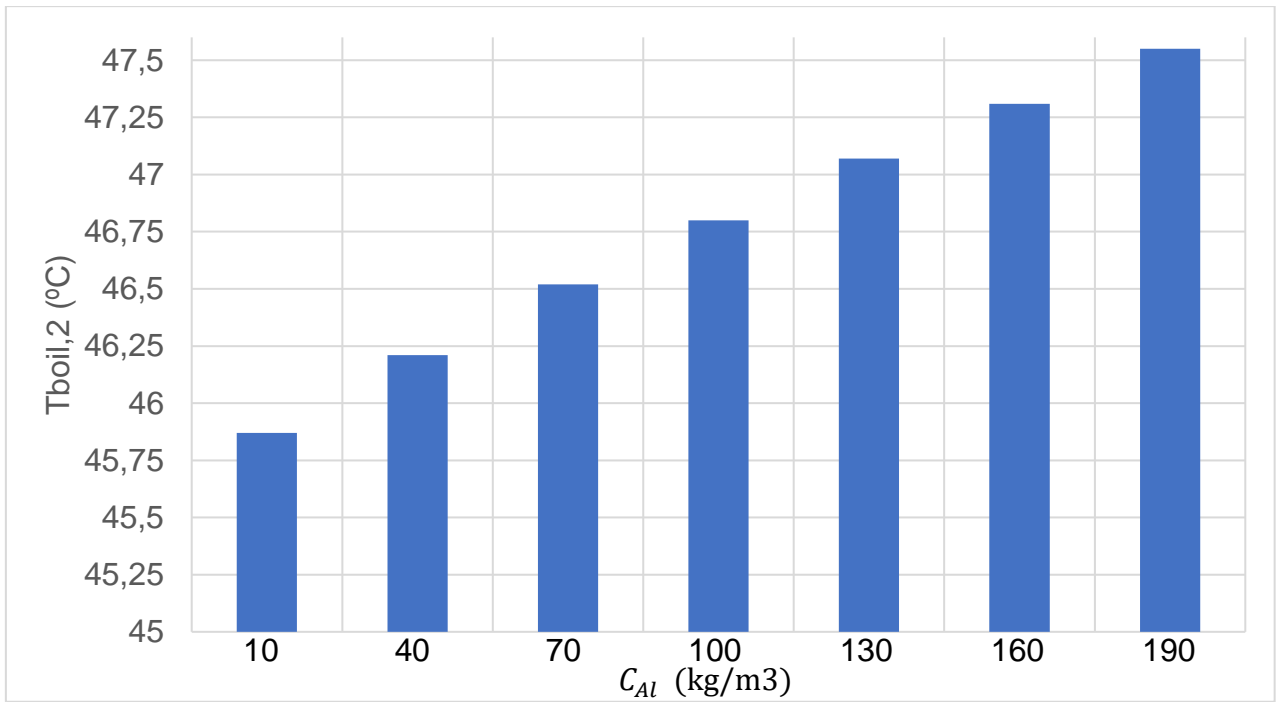


Figura III.3. Temperatura de ebullición del evaporador 2.

Elaboración propia.

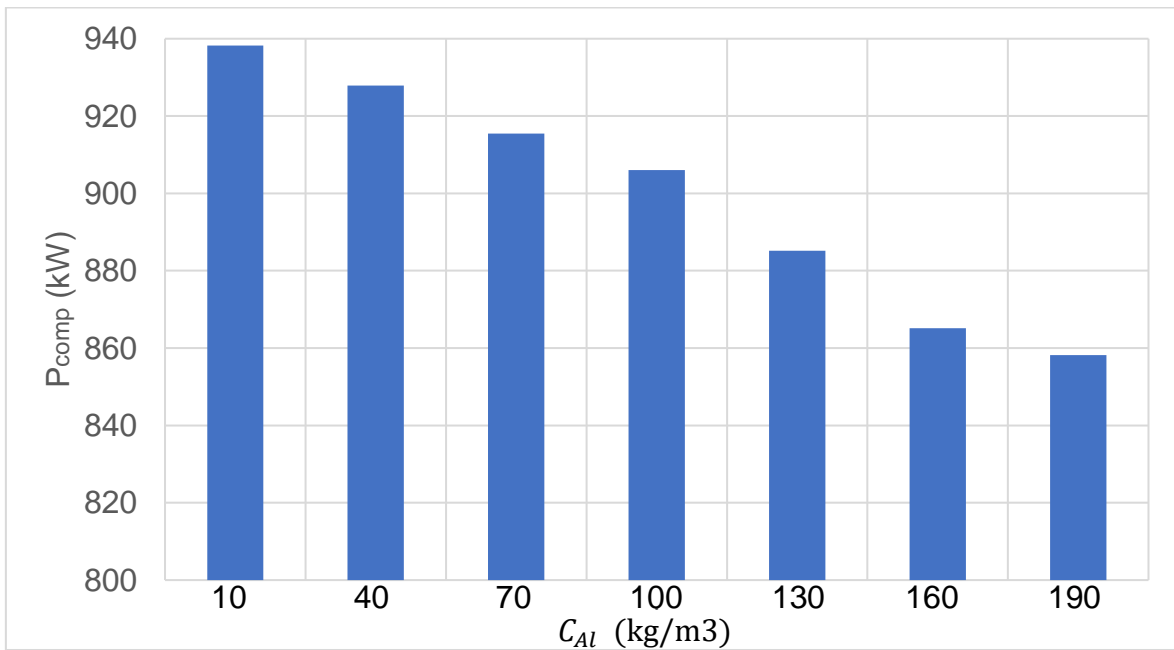


Figura III.4. Potencia del compresor.

Elaboración propia.

Como se puede observar, a medida que se incrementa la concentración de sales en el alimento, la temperatura de ebullición en el evaporador 2 ($T_2^{ebullición}$) aumenta y, por ende, la potencia que necesitará el compresor para comprimir el vapor será menor, lo que lleva a unos costes operacionales ($C_{operacional}$) inferiores. Ahora bien, este aumento de la temperatura de ebullición trae consigo también, una disminución de la variación de temperatura media logarítmica ΔT_{ml} , por lo que el área de intercambio de calor en los evaporadores aumentará y se elevará el coste debido a estos. Este aumento del coste de los evaporadores contrarresta la disminución de los costes operacionales, lo cual nos lleva a un aumento del coste total a medida que se incrementa la cantidad de sales en la corriente de alimentación.

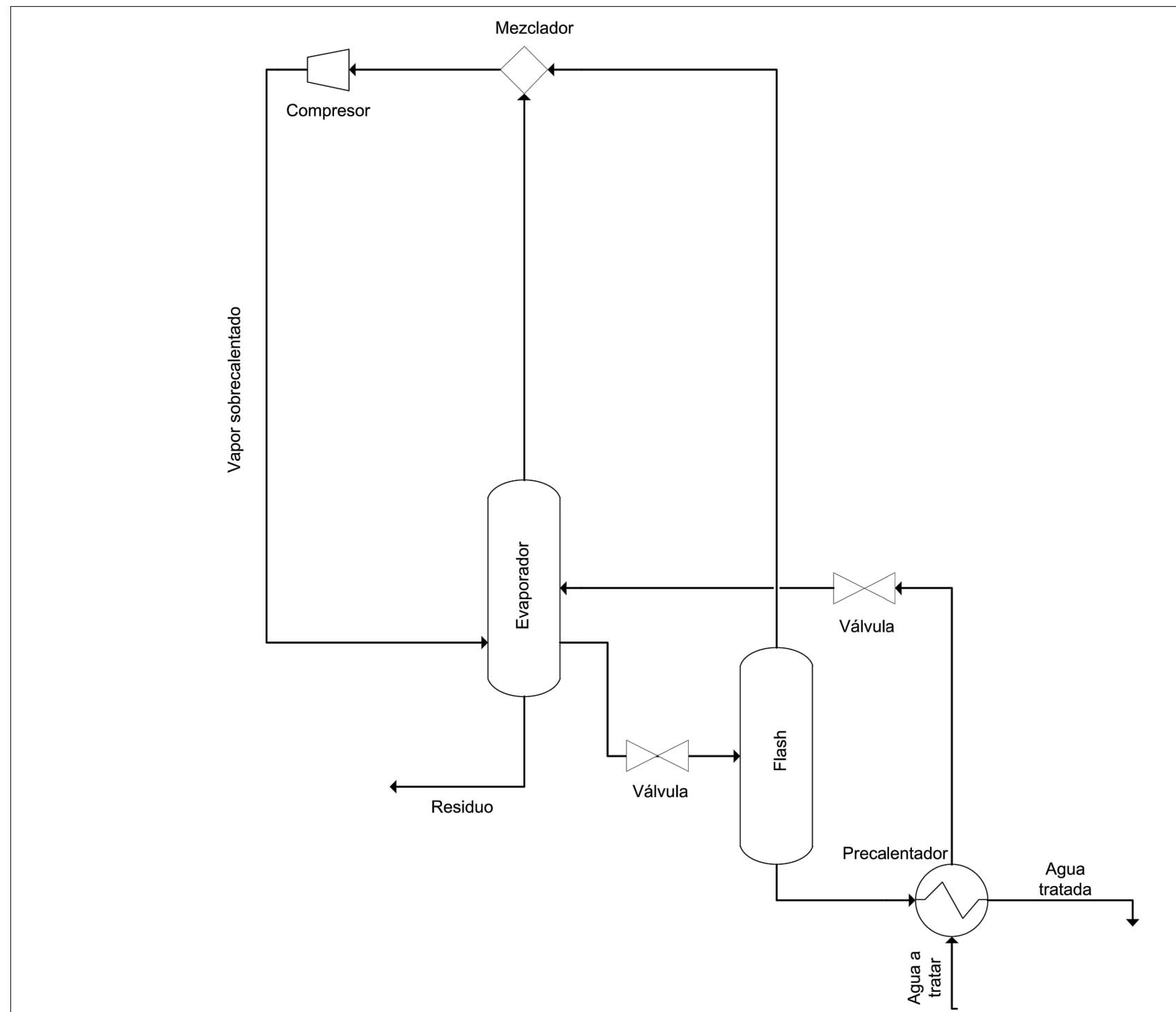
ANEXO IV. BIBLIOGRAFÍA

1. UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE VALENCIA. Intercambiadores de Calor. Disponible en: personales.upv.es
2. ONISHI, V., 2017. *Desalination of shale gas produced wáter: A rigorous design approach for zero-liquid discharge evaporation systems.*
3. Chemengonline. www.chemengonline.com
4. European Comission, 2016. Eurostat.
5. TURTON, R., 2013. *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes.* Prentice Hall.

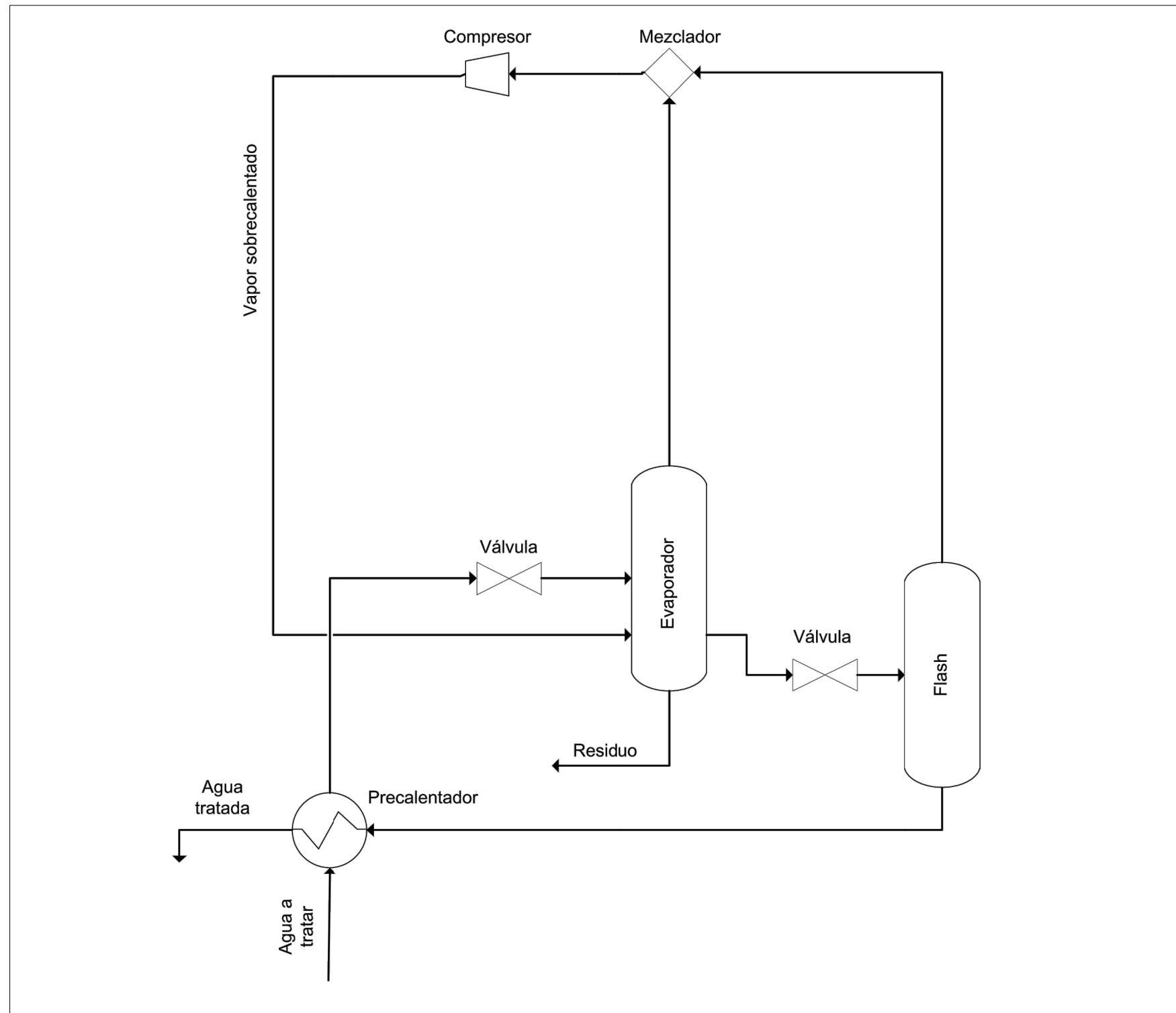
II. PLANOS

ÍNDICE

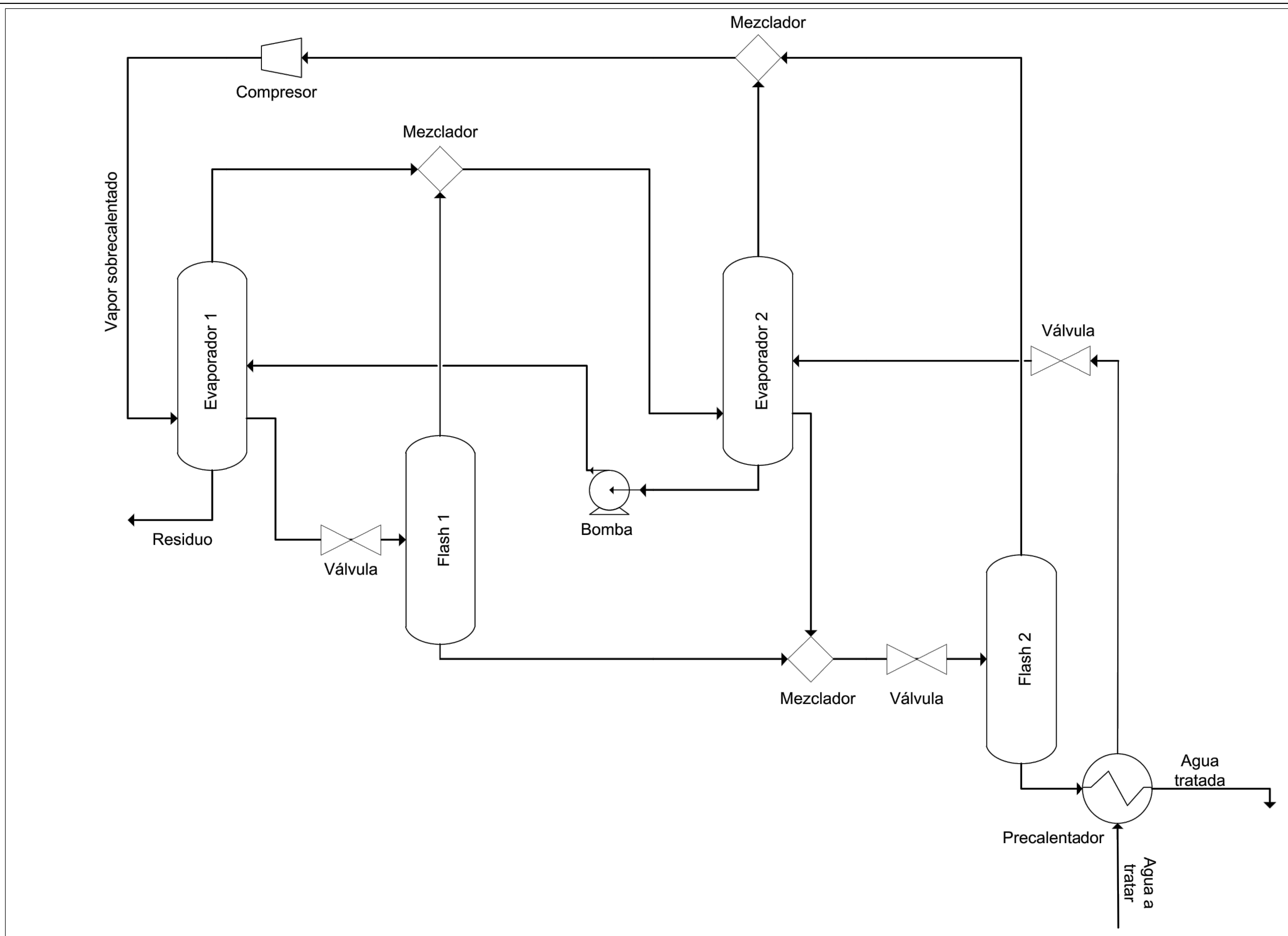
1. DIAGRAMA DE FLUJO DE LA CONFIGURACIÓN DE 1 EVAPORADOR EN CONTRACORRIENTE. S/E. (A3)	68
2. DIAGRAMA DE FLUJO DE LA CONFIGURACIÓN DE 1 EVAPORADOR EN PARALELO. S/E. (A3)	69
3. DIAGRAMA DE FLUJO DE LA CONFIGURACIÓN DE 2 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE. S/E. (A3)	70
2. DIAGRAMA DE FLUJO DE LA CONFIGURACIÓN DE 2 EVAPORADORES EN PARALELO. S/E. (A3)	71
5. DIAGRAMA DE FLUJO DE LA CONFIGURACIÓN DE 3 EVAPORADORES EN CONTRACORRIENTE. S/E. (A3)	72
2. DIAGRAMA DE FLUJO DE LA CONFIGURACIÓN DE 3 EVAPORADORES EN PARALELO. S/E. (A3)	73



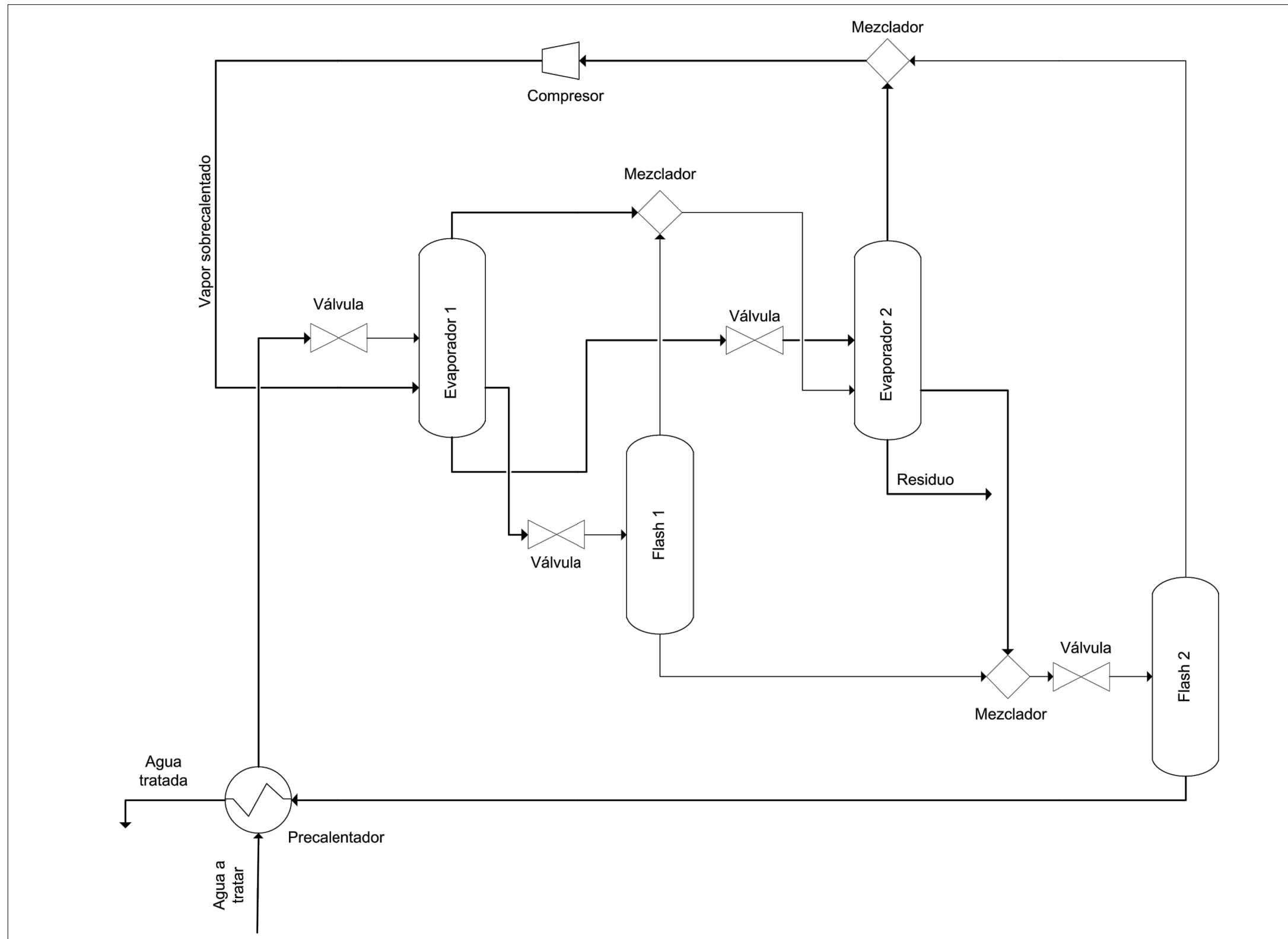
Fecha	Autores	Título del proyecto	
22/04/2019	José A. Álvarez	Simulación y optimización de un sistema de evaporación multietapa de agua hipersalina	
Escala	Titulo		Número
S/E	Diagrama de flujo de la configuración de 1 evaporador en contracorriente		1



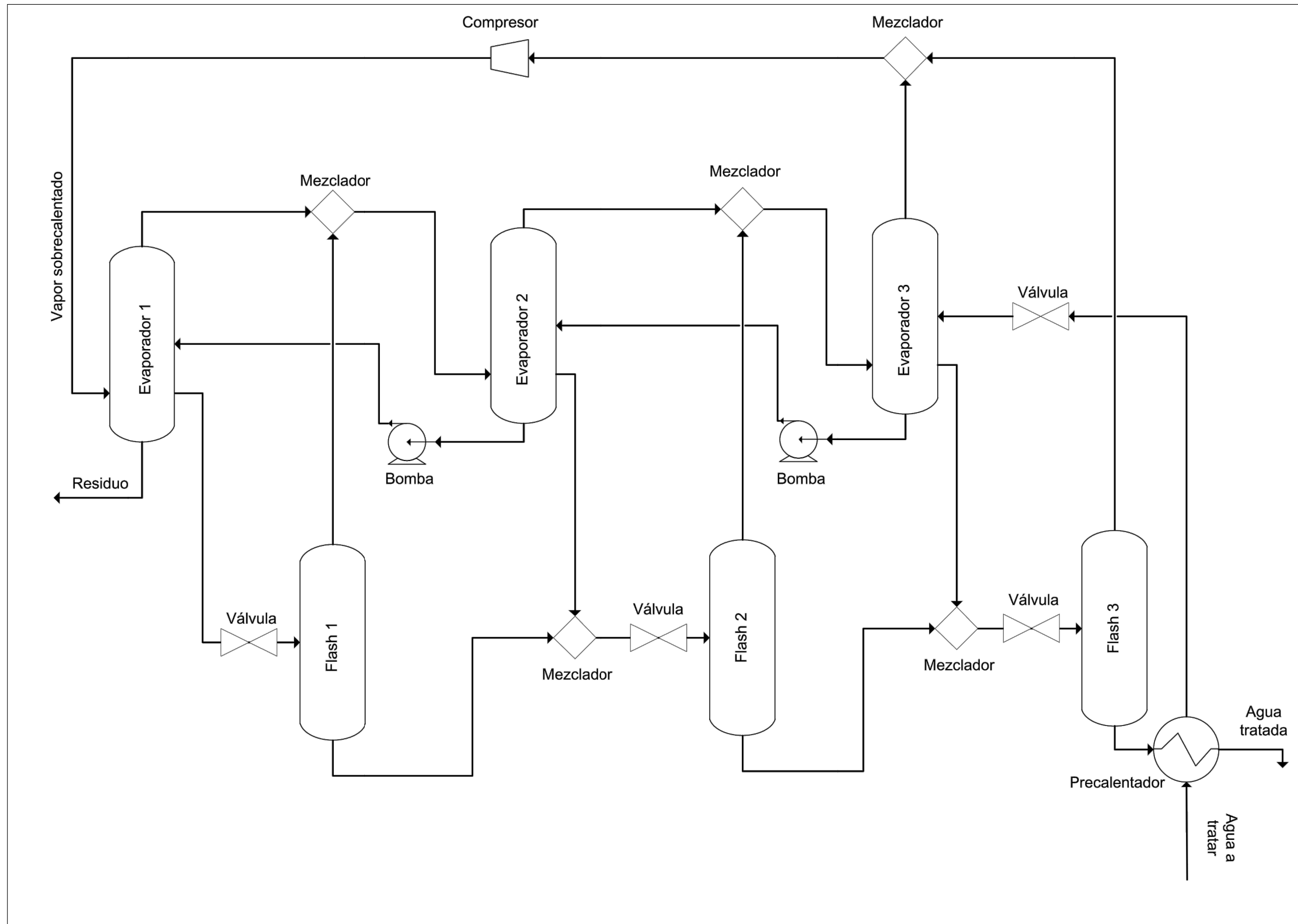
Fecha	Autores	Título del proyecto	
22/04/2019	José A. Álvarez	Simulación y optimización de un sistema de evaporación multietapa de agua hipersalina	
Escala	Titulo		Número
S/E	Diagrama de flujo de la configuración de 1 evaporador en paralelo		2



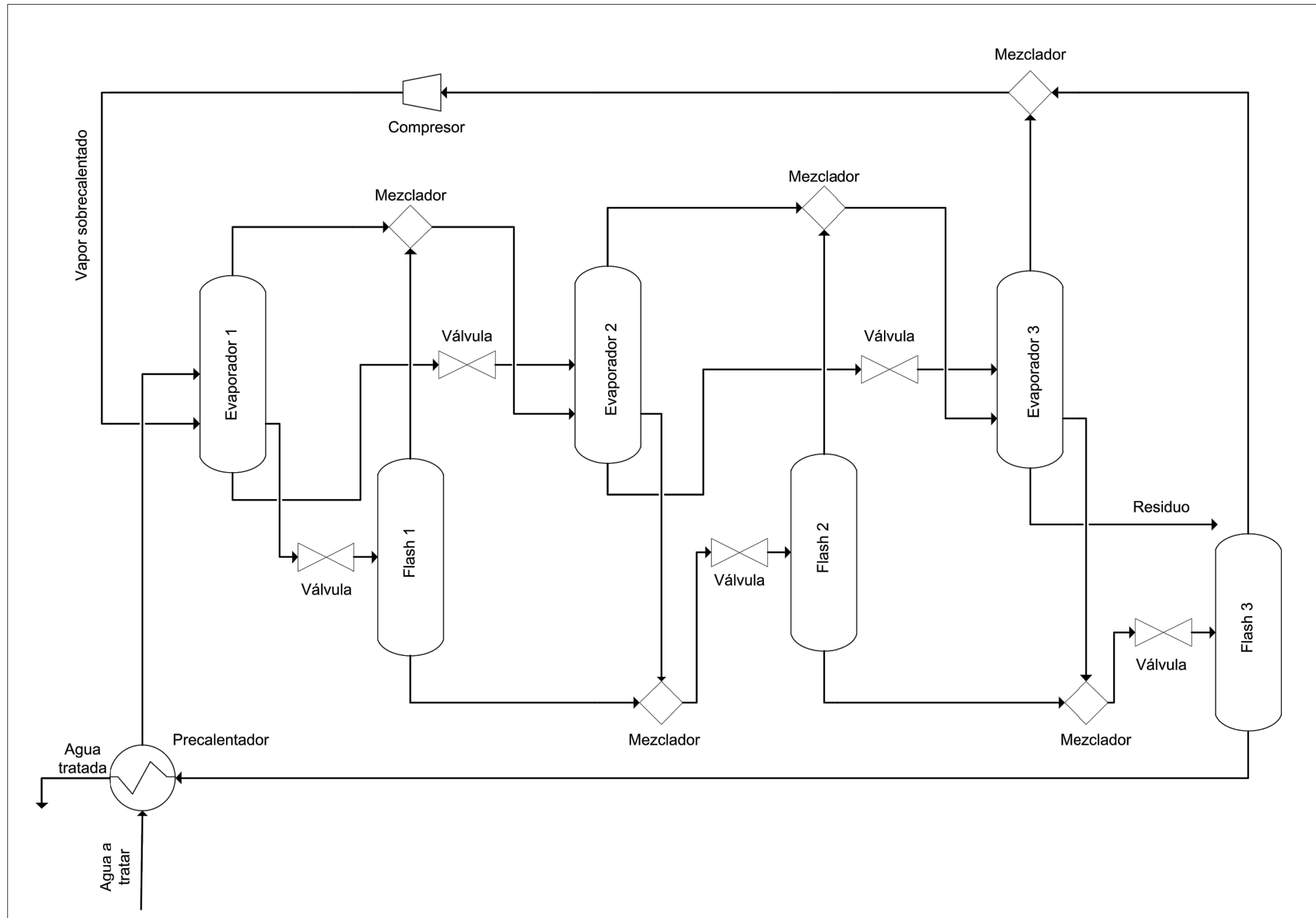
Fecha	Autores	Título del proyecto	
22/04/2019	José A. Álvarez	Simulación y optimización de un sistema de evaporación multietapa de agua hipersalina	
Escala	Titulo		Número
S/E	Diagrama de flujo de la configuración de 2 evaporadores en contracorriente		3



Fecha	Autores	Título del proyecto	
22/04/2019	José A. Álvarez	Simulación y optimización de un sistema de evaporación multietapa de agua hipersalina	
Escala	Titulo		Número
S/E	Diagrama de flujo de la configuración de 2 evaporadores en paralelo		4



Fecha	Autores	Título del proyecto	
22/04/2019	José A. Álvarez	Simulación y optimización de un sistema de evaporación multietapa de agua hipersalina	
Escala	Titulo		Número
S/E	Diagrama de flujo de la configuración de 3 evaporadores en contracorriente		5



Fecha	Autores	Título del proyecto	
22/04/2019	José A. Álvarez	Simulación y optimización de un sistema de evaporación multietapa de agua hipersalina	
Escala	Titulo		Número
S/E	Diagrama de flujo de la configuración de 3 evaporadores en paralelo		6

III. PLIEGO DE CONDICIONES

ÍNDICE

III.1 EQUIPOS PRINCIPALES.....	77
III.2 DIMENSIONES DE LOS EQUIPOS	77
III.2.1 Evaporadores	77
III.2.2 Evaporadores flash.....	77
III.2.2 Precalentador	78
III.3 MATERIALES DE LOS EQUIPOS.....	78
III.4 CONSUMO DE LOS EQUIPOS.	79

III.1 EQUIPOS PRINCIPALES

En este trabajo se diseña un sistema de evaporación multietapa con recompresión de vapor. En este sistema, los equipos principales son los siguientes:

- Evaporadores
- Evaporadores flash
- Precalentador
- Bomba
- Compresor

III.2 DIMENSIONES DE LOS EQUIPOS

A continuación, se exponen las dimensiones principales de los evaporadores, los evaporadores flash y del precalentador.

III.2.1 Evaporadores

El área de intercambio de calor A_i , el número y la longitud de los tubos (Nt_i y L_i), y el diámetro de cada evaporador D_{evap} se muestran en la tabla III.1.

Tabla III.1. Dimensiones principales de los evaporadores.

	A_i (m^2)	Nt_i	L_i (m)	D_{evap} (m)
Evaporador 1	354	2386	1,86	3,40
Evaporador 2	390	2542	1,92	3,40

Elaboración propia.

III.2.2 Evaporadores flash

El volumen de cada evaporador flash $V_{F,i}$ se puede ver en la tabla III.2.

Tabla III.2. Volumen de los evaporadores flash.

	$V_{F,i}$ (m^3)
Evaporador 1	16,8
Evaporador 2	4,98

Elaboración propia.

III.2.2 Precalentador

El área de intercambio de calor A_{pc} , el número y la longitud de los tubos precalentador (Nt_{pc} y L_{pc}) se muestran en la tabla III.3.

Tabla III.3. Dimensiones principales del precalentador.

	$A_{pc} (m^2)$	Nt_{pc}	$L_{pc} (m)$
Precalentador	4,24	125	0,426

Elaboración propia.

III.3 MATERIALES DE LOS EQUIPOS

Los materiales que constituyen cada uno de los equipos se muestran en la tabla III.4.

Tabla III.4. Materiales que conforman cada equipo.

<i>Equipos</i>	<i>Material</i>
Bombas	Acero inoxidable
Evaporadores (Carcasa)	Acero inoxidable
Evaporadores (Tubos)	Aleación de níquel
Evaporadores Flash	Acero al carbón
Precalentador (Carcasa)	Acero inoxidable
Precalentador (Tubos)	Aleación de níquel
Compresor	Acero al carbón

Elaboración propia.

Como se puede ver, aquellos equipos o zonas por las que circula agua con sal deben de ser de acero inoxidable. Por otra parte, aquellas unidades que están en contacto con vapor de agua y agua pura estarán constituidos por acero al carbón. Con respecto a los tubos de los evaporadores y del precalentador, por los cuales circula vapor de agua y agua pura, serán de aleación de Níquel. Este material presenta una buena resistencia a la corrosión y una gran conductividad, lo cual favorece el intercambio de calor.

III.4 CONSUMO DE LOS EQUIPOS.

En sistema de evaporación multietapa con recompresión de vapor, el único gasto energético tiene su origen en el consumo de energía del compresor y de la bomba. En la tabla III.5 se muestra la potencia eléctrica consumida por estos equipos en kW.

Tabla III.5. Potencia eléctrica consumida por el compresor y la bomba.

	P_i (kW)
Compresor	916
Bomba	0,573

Elaboración propia.

IV.PRESUPUESTO

ÍNDICE

IV.1 COSTES DIRECTOS ASOCIADOS A CADA EQUIPO CDE, i	83
IV.1.1 Coste de compra Cpo, i	83
IV.1.2 Coste de los materiales necesarios CM, i	83
IV.1.3 Coste de la mano de obra CL, i	84
IV.1.4 Costes directos CDE, i	84
IV.2 COSTES INDIRECTOS ASOCIADOS A CADA EQUIPO $CIDE, i$	84
IV.2.1 Gastos de transporte, seguros e impuestos $CFIT, i$	85
IV.2.2 Gastos generales CO, i	85
IV.2.3 Costes ingenieriles CE, i	85
IV.2.4 Costes indirectos $CIDE, i$	86
IV.3 COSTE DE LOS EQUIPOS INSTALADOS CBM, i	86
IV.4 INVERSIÓN DE CAPITAL DEL SISTEMA $Ccapital$	86
IV.5 COSTES OPERACIONAL DEL SISTEMA $Coperacional$	87
IV.6 COSTE TOTAL DEL SISTEMA $Ctotal$	87

IV.1 COSTES DIRECTOS ASOCIADOS A CADA EQUIPO

$C_{DE,i}$

Dentro de esta partida se encontrarán los costes de compra de cada uno de los equipos ($C_{po,i}$), los materiales requeridos para su instalación ($C_{M,i}$) y el coste de la mano de obra necesaria ($C_{L,i}$). La suma de estas tres partidas proporciona el coste directo asociado a cada unidad ($C_{DE,i}$).

IV.1.1 Coste de compra $C_{po,i}$

EQUIPOS	COSTE DE COMPRA (€)
Compresor	262.000
Bomba	6.310
Evaporador N°1	399.000
Evaporador N°2	414.000
Evaporador Flash N°1	14.400
Evaporador Flash N°2	6.480
Pre calentador	13.500

IV.1.2 Coste de los materiales necesarios $C_{M,i}$

EQUIPOS	COSTE DE LOS MATERIALES (€)
Compresor	165.000
Bomba	5.450
Evaporador N°1	333.000
Evaporador N°2	355.000
Evaporador Flash N°1	11.800
Evaporador Flash N°2	5.260
Pre calentador	12.800

IV.1.3 Coste de la mano de obra $C_{L,i}$

EQUIPOS	COSTE DE LA MANO DE OBRA (€)
Compresor	98.300
Bomba	7.120
Evaporador N°1	381.000
Evaporador N°2	445.000
Evaporador Flash N°1	13.000
Evaporador Flash N°2	6.020
Pre calentador	16.600

IV.1.4 Costes directos $C_{DE,i}$

EQUIPOS	COSTES DIRECTOS (€)
Compresor	525.000
Bomba	18.900
Evaporador N°1	1.112.000
Evaporador N°2	1.214.000
Evaporador Flash N°1	39.200
Evaporador Flash N°2	17.800
Pre calentador	42.800

IV.2 COSTES INDIRECTOS ASOCIADOS A CADA EQUIPO

$C_{IDE,i}$

Dentro de esta partida se incluyen los gastos de transporte, seguros e impuestos asociados a la compra de los equipos ($C_{FIT,i}$), los gastos generales ($C_{O,i}$) y los costes asociados con las labores ingenieriles ($C_{E,i}$). La suma de todos ellos proporciona el coste indirecto de cada uno de los equipos ($C_{IDE,i}$).

IV.2.1 Gastos de transporte, seguros e impuestos $C_{FIT,i}$

EQUIPOS	COSTE DE TRANSPORTE, SEGUROS E IMPUESTOS (€)
Compresor	9.160
Bomba	2.030
Evaporador N°1	172.000
Evaporador N°2	130.000
Evaporador Flash N°1	3.970
Evaporador Flash N°2	1.880
Precalentador	6.020

IV.2.2 Gastos generales $C_{O,i}$

EQUIPOS	GASTOS GENERALES (€)
Compresor	67.700
Bomba	5.040
Evaporador N°1	287.000
Evaporador N°2	334.000
Evaporador Flash N°1	9.560
Evaporador Flash N°2	4.240
Precalentador	13.300

IV.2.3 Costes ingenieriles $C_{E,i}$

EQUIPOS	COSTES INGENIERILES (€)
Compresor	39.100
Bomba	2.850
Evaporador N°1	222.000
Evaporador N°2	182.000
Evaporador Flash N°1	5.810
Evaporador Flash N°2	2.520
Precalentador	7.860

IV.2.4 Costes indirectos $C_{IDE,i}$

EQUIPOS	COSTES INDIRECTOS (€)
Compresor	116.000
Bomba	9.920
Evaporador N°1	681.000
Evaporador N°2	646.000
Evaporador Flash N°1	19.300
Evaporador Flash N°2	8.640
Precaentador	27.200

IV.3 COSTE DE LOS EQUIPOS INSTALADOS $C_{BM,i}$

El coste de los equipos ya instalados en planta ($C_{BM,i}$) se obtiene como la suma de los costes directos ($C_{DE,i}$) y de los costes indirectos ($C_{IDE,i}$).

EQUIPOS	COSTES INGENIERILES (€)
Compresor	641.000
Bomba	28.800
Evaporador N°1	1.793.000
Evaporador N°2	1.860.000
Evaporador Flash N°1	58.500
Evaporador Flash N°2	26.400
Precaentador	70.000

IV.4 INVERSIÓN DE CAPITAL DEL SISTEMA $C_{capital}$

La inversión de capital ($C_{capital}$) se obtiene como la suma de los costes de los equipos instalados en la planta ($C_{BM,i}$). Una vez realizada la suma este coste debe anualizarse y actualizarse al año actual

	IMPORTE (€/año)
INVERSIÓN DE CAPITAL	1.139.000

IV.5 COSTES OPERACIONAL DEL SISTEMA $C_{operacional}$

	IMPORTE (€/año)
COSTES OPERACIONALES	693.000

IV.6 COSTE TOTAL DEL SISTEMA C_{total}

El coste total (C_{total}) del sistema es la suma de la inversión de capital ($C_{capital}$) y los costes operacionales ($C_{operacional}$).

	IMPORTE (€/año)
INVERSIÓN DE CAPITAL	1.139.000
COSTES OPERACIONALES	693.000
COSTE TOTAL DEL SISTEMA	1.832.000