



MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

DIRECTORES: D. JOAQUÍN RUÍZ PALACÍN Y D. JAIME SOLER HERRERO

DEPARTAMENTO: INGENIERÍA QUÍMICA Y DEL MEDIO AMBIENTE

TITULACIÓN: MÁSTER EN QUÍMICA INDUSTRIAL

Curso Académico 2015/2016

Autor: FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

AGRADECIMIENTOS:

Quiero dar las gracias a todo el cuerpo universitario de la facultad de Zaragoza, que ha intervenido y por tanto participado en la consecución de este título por mi parte. En especial a mis directores de trabajo, D. Joaquín y D. Jaime Soler y a la tutora del máster, Dña. Ana Isabel Duque. He aprendido de vosotros muchísimo y espero teneros siempre para futuras consultas. Gracias.

Reconocer de igual manera a mi empresa, Nurel, por no poner nunca un pero para mis peticiones en este período tan importante de mi vida. Espero devolver el favor muy pronto. En especial a mi jefa, Dña. M^a. Carmen López Potoc, por su dedicación a mi persona y total confianza en todos los pasos hasta la fecha.

Para finalizar, no puedo dejar de agradecer el esfuerzo realizado por mi familia, mis padres, Alberto y Marita, mis hermanos, Alberto y Miriam y mi mujer, Eva María. Sin ellos este año tan importante lleno de objetivos y pasos cruciales para nuestra vida, no hubiera sido posible. ¡Os quiero!

Dedicado a mi ahijado Alberto García Gabás.



RESUMEN

RESUMEN

El presente trabajo tiene como objetivo la revisión de una planta de evaporación, de la empresa Nurel, para recuperación de monómero y oligómero resultante/sobrante de la reacción química para la obtención de Nylon 6 a partir del (PETRODERIVADO) ε-Caprolactama.

Se describirá el proceso dentro de la empresa Nurel, el porqué de este sobrante y su recuperación. A partir de aquí, desarrollar con exactitud y detalladamente el procedimiento de concentración de aguas monoméricas para su posterior reintroducción en el proceso de planta. Control de caudales, temperaturas, concentraciones,..., a partir de un diseño completo de la operación a realizar desde el cálculo de los equipos, calibrado del proceso de evaporación, hasta la incorporación de nuevas ideas y diseños. Se Determinarán fuentes de riesgo, posibles peligros, todo ello se abordará a partir de toda la normativa y procedimientos adquiridos durante la titulación del Máster.

Se caracterizará el proceso de evaporación original, realizando ensayos del proceso con distintas condiciones de trabajo para así, poder calibrar el sistema en las condiciones más óptimas y realizar posteriormente las posibles modificaciones que se tengan pensadas. Todo el desarrollo del diseño para esta planta está dentro de los límites geográficos y económicos que impone Nurel, como cliente. Así pues, el proyecto debe cumplir con los requisitos impuestos y por lo tanto realizar todos los avances con los materiales de los que dispone la empresa así como de las condiciones de trabajo externas al proceso.

Por otra parte se dará a conocer uno de los plásticos de ingeniería más utilizados en la actualidad como es el Nylon (PA).

Estructura y propiedades, método de obtención, características demandadas por el cliente, uso y aplicaciones, entre otras.

El objetivo final es la realización del Trabajo Fin de Máster cuyo peticionario es la Facultad de Ciencias de la Universidad de Zaragoza, dentro de la especialidad de Química Industrial.

ÍNDICE

ÍNDICE

1. FUNDAMENTOS PLANTA DE EVAPORACIÓN PARA RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA	1
 1.1. INTRODUCCIÓN	1
 1.2. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA	2
 1.2.1. Evaporador de Película Ascendente	2
 1.2.2. Configuración de los equipos	3
 1.2.3. Representación Planta Actual	4
2. CARACTERIZACIÓN DE LA PLANTA	5
 2.1. PROCEDIMIENTO DE ANÁLISIS	5
 2.2. BALANCE DE MATERIA	6
 2.2.1. Diagrama de bloques (BM)	8
 2.3. BALANCE DE ENERGÍA	9
 2.3.1. Temperatura de trabajo	10
 2.3.2. Entalpía de la mezcla Agua-Lactama	11
 2.3.3. Entalpía Vapor saturado	13
 2.3.4. Transmisión de Calor	13
 2.4. PLANTA ORIGINAL	17
 2.4.1 Problemas a resolver planta original	18
3. DISEÑOS	19
 3.1. ECONOMÍA	19
 3.2. MODIFICACIONES	20

3.3 SIMULACIÓN	20
3.3.1. Iteración	21
3.3.2. Resultado de las configuraciones estudiadas	23
4. CONCLUSIONES	
5. REFERENCIAS	

DISEÑO Y
DESARROLLO

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

1. FUNDAMENTOS PLANTA DE EVAPORACIÓN PARA RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

1.1. INTRODUCCIÓN

En un proceso industrial, existen modificaciones desde su inicio para ajustarse, bien debido a nuevos horizontes para su producto, como nuevos clientes y sectores industriales, bien basadas en nuevas normativas. Por esta razón en Nurel se han realizado modificaciones desde que se puso en marcha en el año 1967 cuando su proceso productivo era dedicado total y exclusivamente al hilo para el sector textil y sus limitaciones, efluentes, residuos, ...eran muy diferentes.

Con el aumento de producción de la planta el caudal de agua de extracción con monómero y/o oligómeros disueltos aumentaba proporcionalmente, que sumado a las nuevas restricciones en la normativa, vaticinaban un gran problema para la empresa.

Desde el equipo de I+D y técnicos de Nurel se llegó a la idea de alimentar parte de sus líneas de proceso a través de producto recuperado de sus aguas de extracción y de esta manera reducir el vertido. Así, sería más fácil tratar los efluentes y evitaría problemas medioambientales. Además, redujo el consumo de caprolactama virgen como materia prima, lo que resultó un gran beneficio para la empresa. De este modo, se diseñó una planta de evaporación para concentración de monómero (materia prima sin reaccionar) y oligómeros (producto de bajo peso molecular) a partir de las aguas de extracción. Una evaporación de multiefecto de cuatro evaporadores en corriente directa, con vapor sobrecalefactado de $8,0 \text{ kg/cm}^2$, como fuente de energía. El proyecto fue un acierto, pero surgió un problema, la planta no era capaz de trabajar a esas condiciones, por diseño, el equipo solo aguantaba hasta un máximo de $5,4 \text{ kg/cm}^2$ de capacidad y no satisfacía las exigencias de la empresa, de manera que, se tuvo que buscar soluciones rápidamente.

De la antigua planta de despolimerización, fuera de uso, se aprovecharon de su equipo de evaporación múltiple efecto a contracorriente (figura 2), para conseguir aumentar la concentración de partida en la alimentación de la evaporación “nueva” y de esta manera cumplir con el objetivo que se le encomendó.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

1.2. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA

1.2.1. Evaporador de Película Ascendente

Es el tipo de evaporador del que está constituida la planta de recuperación. Estos equipos operan bajo el principio del termo sifón que se fundamenta de la siguiente manera:

La alimentación del producto entra por la parte inferior del intercambiador y al ser calentado empieza a formarse el evaporado. La fuerza ascendente de este vapor producto durante la ebullición causa que el líquido y el vapor asciendan en un flujo paralelo. Al mismo tiempo la producción de vapor se incrementa y el producto es presionado como una película delgada hacia las paredes de los tubos haciendo ascender. Este proceso es adecuado en productos altamente viscosos. Con recirculación de producto, donde la parte del concentrado producido es reintroducida a la entrada de la alimentación para producir una carga suficiente de líquido dentro de los tubos de calentamiento (figura 1) [1].

Ventajas

- Diseño sencillo.
- Menores costes que con película descendente o circulación forzada.
- No se necesita consumo eléctrico en el evaporador, solo en caso de múltiples etapas.
- No necesita control de nivel para el proceso en sí mismo, pero el paso de disolución entre ellos es controlado por niveles.

Aplicaciones

- Soluciones diluidas no incrustantes.
- Soluciones no cristalizantes.
- Líquidos viscosos.

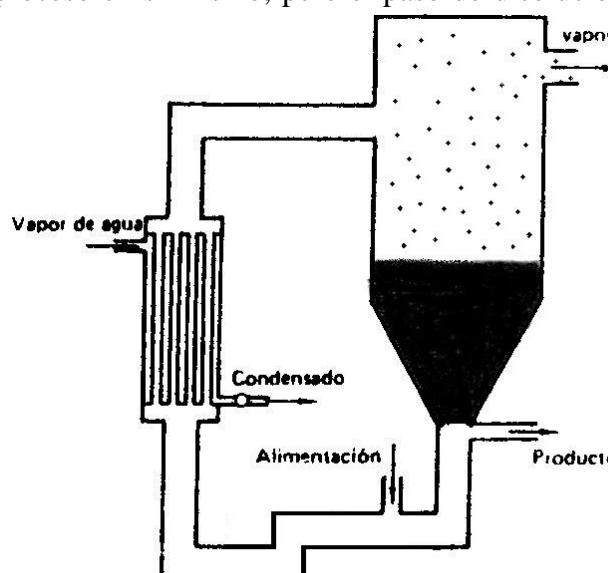


FIG. 1. EVAPORADOR PELÍCULA ASCENDENTE.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

1.2.2. Configuración de los equipos

La planta, actualmente llamada recuperación, consta de 5 evaporadores conectados en contracorriente, siendo 4 y 5 iguales pero diferentes a 1, 2 y 3 y viceversa. De manera que:

Bomba SIHI

Es la responsable del vacío, y por lo tanto, de arrastrar los evaporados de una fase para el calentamiento del anterior. Una bomba centrífuga conectada a la cabeza del primer evaporador de manera que se consigue mover los vapores calientes por el circuito a través de los intercambiadores y de esta manera aprovechar esa energía. Tiene una potencia de 4,05 kW.

Intercambiadores multitubulares con el vapor por el lado de la carcasa

Donde se realiza el intercambio energético entre corrientes de manera que se consiga un producto concentrado líquido y un vapor de agua que sirva para calentar la etapa anterior. El vapor de calefacción condensa y se reutiliza como agua de extracción. También uno previo a la bomba SIHI para que el vapor de agua desde la cabeza del primer evaporador condense y pueda usarse en el proceso de extracción [2].

- Los intercambiadores de 1, 2 y 3, son cilíndricos y tienen una altura de 2,425 m y un diámetro de 1,045 m.
- Los intercambiadores 4 y 5, tienen una altura de 2,425 m y un diámetro de 0,631 m.

El detalle y características para el cálculo del Área de transmisión están en el **ANEXO V**.

Evaporadores 1, 2 y 3

Las aguas monoméricas llegan al primer evaporador desde el S-02 (tanque receptor de aguas de extracción de toda la planta). El producto recircula dentro de los evaporadores. Una bomba en cada uno, con una potencia de 1,85 kW/Bomba para envío de producto a la siguiente etapa.

Evaporadores 4 y 5

Aquí se aporta la fuente de energía a través de vapor de planta de $8,0 \text{ kg/cm}^2$ reducido a $5,5 \text{ kg/cm}^2$. El producto va al S-02 para alimentación de la evaporación “nueva”.

En la figura 2, podemos ver el plano de la planta actual simplificando las salidas de condensados producidos en los intercambiadores, por las cuales, se almacena para su posterior reutilización.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

1.2.3. Representación Planta Actual

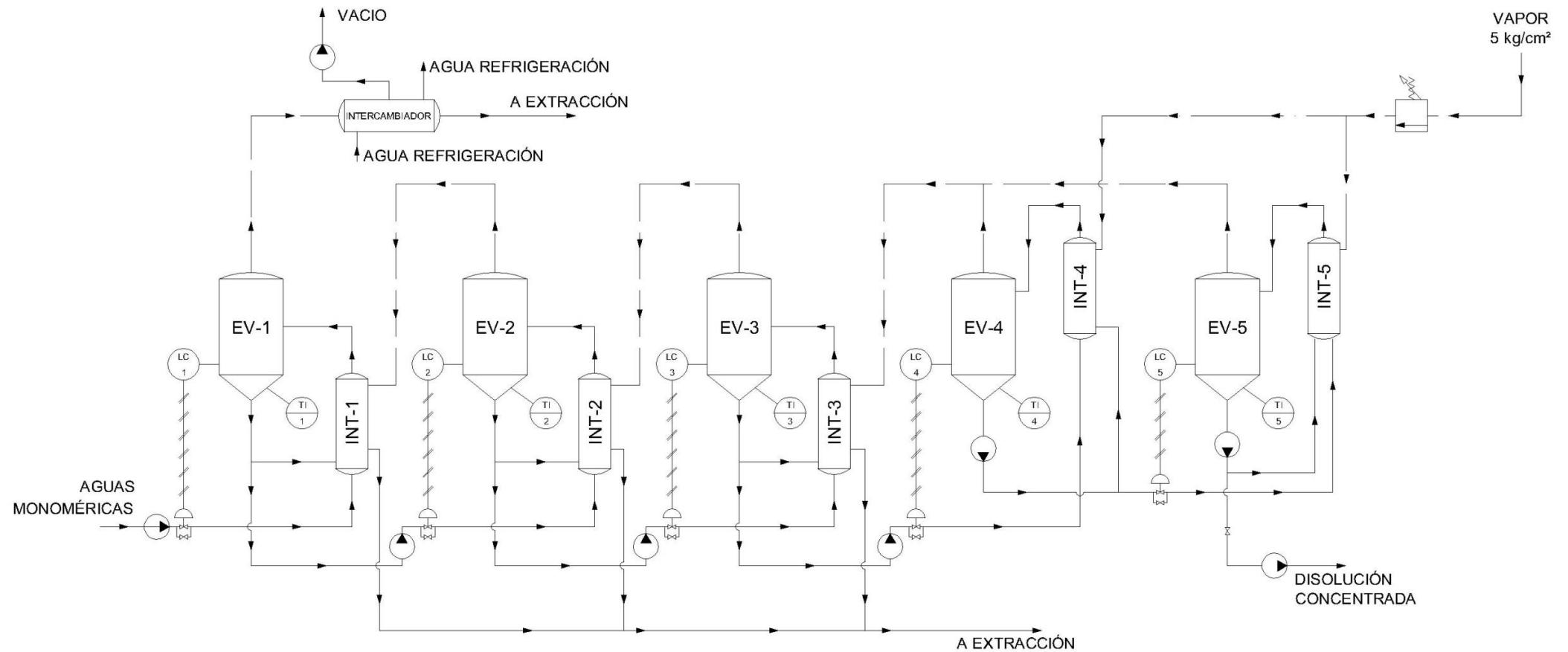


FIG. 2. PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AGUAS MONOMÉRICAS.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

2. CARACTERIZACIÓN DE LA PLANTA

2.1. PROCEDIMIENTO DE ANÁLISIS

En la actualidad, no se conocen con precisión las variables de operación de la planta, por parte de la empresa, y por tanto lo primero que se debe hacer para poder realizar un estudio y llegar así a alguna conclusión clara es desgranar punto por punto cada una de las etapas que componen la planta.

El control de la planta se realiza manualmente, controlando la salida del quinto evaporador (producto final) y el caudal de vapor (W) que se introduce para calentamiento del 4º y 5º evaporador según el diseño original que actualmente se usa de la planta. Cada uno de los evaporadores tiene una sonda de temperatura que indica la temperatura de la disolución en tiempo real en cada una de las etapas, de igual manera, se pueden tomar muestras de cada uno de los evaporadores y determinar su concentración.

El registro de datos se hizo en planta por medio de los operarios especialistas. Se obtuvo la medida en los toma muestras de cada una de las etapas a través de refractometría, calibrada estrictamente para esta disolución. Se controla la planta las 24 horas, pero la medición y registro de datos se realizaron 3 veces al día (una vez al turno) y siempre en el mismo horario, de manera que se consiguió una continuidad en el estudio. El registro de datos para este proyecto se realizó durante 40 días por lo tanto se obtuvieron un total de 120 medidas para cada uno de los parámetros controlados.

Para la caracterización de la planta como línea de proceso se genera una media aritmética de cada uno de los parámetros y así poder trabajar con unas condiciones lo más estables posible. Se prueba que en distintos registros de datos la media resultante es la misma, de manera que se justifica la representatividad de los datos utilizados. Todo ello está detallado en el **ANEXO IV**.

Las condiciones que se buscaron en todo el estudio fueron similares al funcionamiento habitual ya que todo tiene relación respecto a las condiciones de la planta, capacidad de almacenamiento, alimentación a los reactores y aguas de extracción para concentrar.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

2.2. BALANCE DE MATERIA

Este primer proceso permite caracterizar las corrientes en cada una de las etapas de la planta actualmente en uso.

Para evitar cambios del proceso en la medición, el mejor caudal medible, es el de salida del quinto evaporador (producto final), ya que la salida de este es a un depósito abierto a la atmósfera, para eliminar barros y espumas por precipitación. Pero las concentraciones de entrada y salida de cada etapa se conocen constantemente por refractometría.

De este modo, se decide hacer un cálculo desde la última etapa hasta el caudal de la alimentación. Al tener registradas la composición y temperatura de cada evaporador, podemos obtener el resto de datos necesarios a partir de las ecuaciones:

$$F = E + L \quad \text{Ecuación 1.}$$

$$F \cdot X_F = E \cdot X_E + L \cdot X_L \quad \text{Ecuación 2.}$$

Siendo la composición del Evaporado (X_E) igual a 0, en tanto por uno de monómero y sustituyendo el valor de F (alimentación) de la primera ecuación en la segunda, se deduce E, ya que el valor de L_5 (producto concentrado de salida 5º evaporador), es conocido por medición y registro de los datos. Se calcula la composición de las corrientes de cada etapa del siguiente modo:

$$(E + L) \cdot X_F = E \cdot X_E + L \cdot X_L \quad \text{Ecuación 3.}$$

Despejando E:

$$E = L \cdot (X_L - X_F) \div X_F \quad \text{Ecuación 3' .}$$

Partiendo desde $L_5 = 1204,21 \text{ kg/h}$ con $X_{L_5} = 0,5164$ y sabiendo $X_{F_5} = 0,3871$, obtenemos E_5 y F_5 que es igual a L_4 y de esta manera realizamos el mismo proceso hasta llegar a la alimentación de la planta caracterizando todas las corrientes básicas y las registramos en la tabla 1. Siendo todo:

- F = Alimentación.
- X_F = Composición tanto por uno de la alimentación.
- L = Producto concentrado.
- X_L = Composición tanto por uno de la salida.
- E = Agua evaporada.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

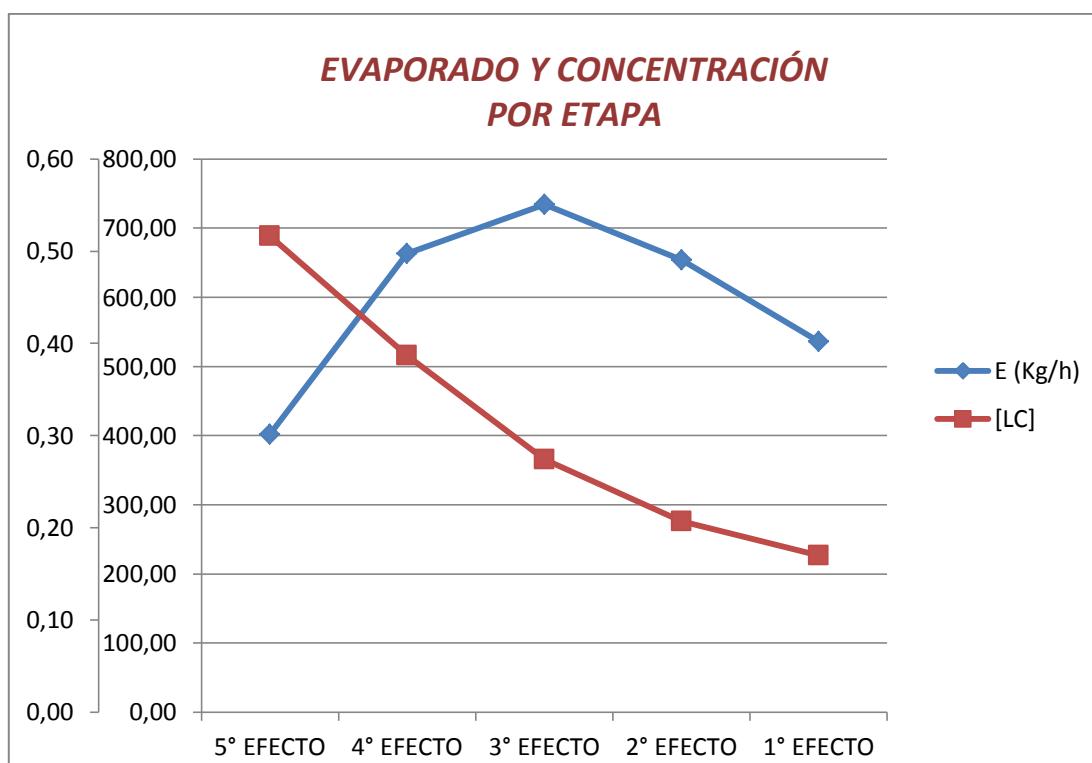
TABLA 1. DATOS BALANCE DE MATERIAS

EFFECTO/DATOS	5° EFECTO	4° EFECTO	3° EFECTO	2° EFECTO	1° EFECTO
$F (Kg/h)$	1606,33	2269,56	3003,81	3657,75	4193,61
XF	0,39	0,27	0,21	0,17	0,15
$E (Kg/h)$	402,13	663,22	734,25	653,94	535,86
XE^*	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
$L (Kg/h)$	1204,21	1606,33	2269,56	3003,81	3657,75
XL	0,52	0,39	0,27	0,21	0,17

XE^* = FRACCIÓN MOLAR EN LA SUSTANCIA VOLÁTIL (AGUA) = 0 EN CONDICIONES NORMALES

*DATOS = DATOS OBTENIDOS A TRAVÉS DE CÁLCULOS

Como representación interesante, para empezar a ver el comportamiento de la planta, el caudal de evaporado en cada etapa (Gráfica 1):



GRÁFICA 1. E(VAPORADO) Y CONCENTRACIÓN POR EFECTO.

Una vez resuelto el balance de materia para el equipo en sus condiciones originales y al ver datos relevantes con respecto al intercambio de energía, se dispone a caracterizar los datos energéticos de cada etapa del proceso.

En la figura 3 podemos ver el comportamiento de la planta original de manera esquemática.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

2.2.1. Diagrama de bloques (BM)

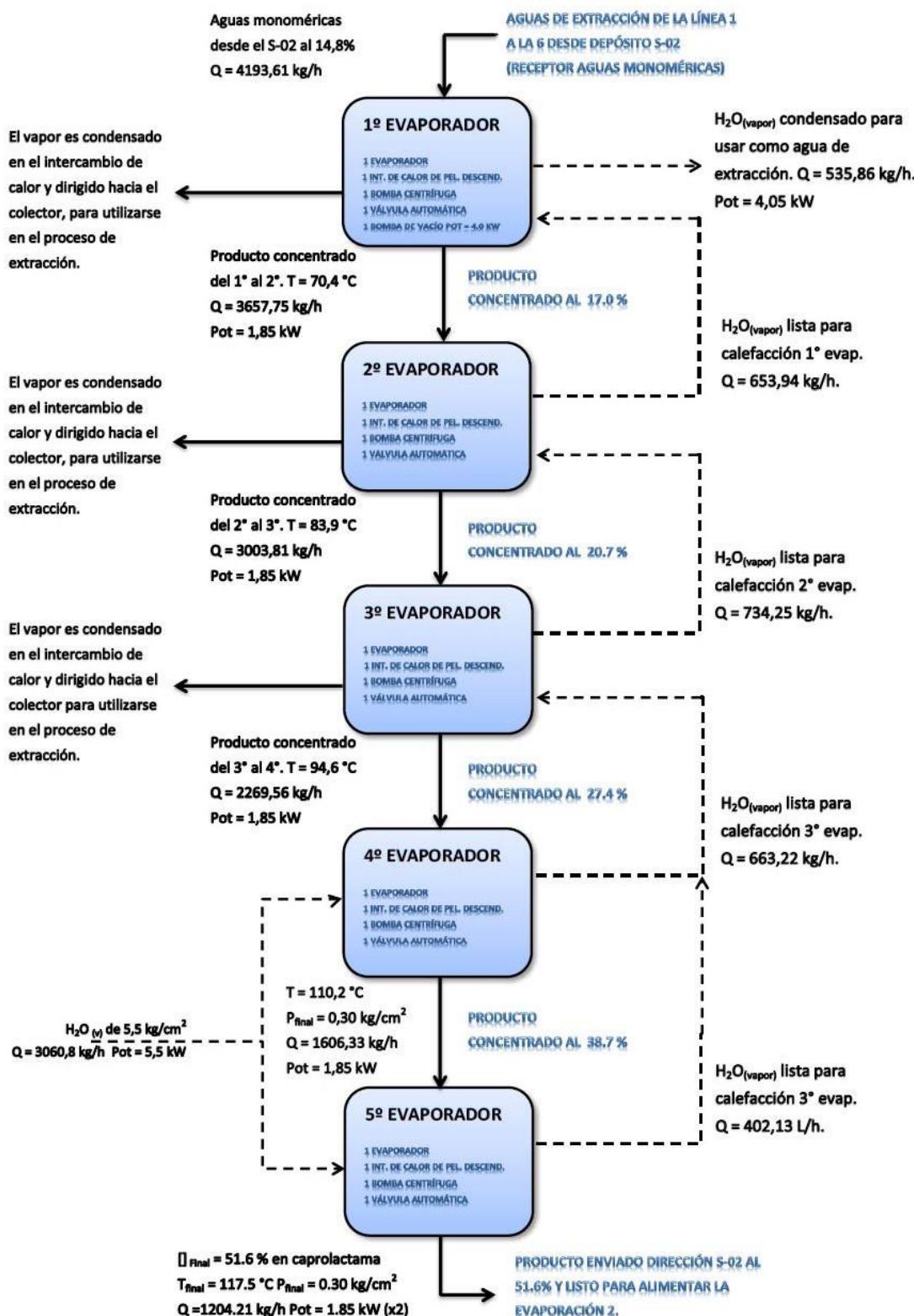


FIG. 3. DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO ORIGINAL DE RECUPERACIÓN.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

2.3. BALANCE DE ENERGÍA

Con el fin de conseguir más información con respecto al comportamiento de la planta, fase por fase, se realizó el estudio energético del intercambio de calor que se realiza en cada etapa.

Aprovechando el proceso de estudio del balance de materia, se realiza este del mismo modo, comenzando desde el 5º evaporador hasta la corriente de alimentación del 1º. El vapor de alimentación (W) que se aporta desde la empresa es medido por contador antes de la entrada al 5º y 4º dividiéndose en partes iguales y registrado por el operario por lo que es conocido para el estudio energético (**ANEXO IV**). El valor utilizado es 3060,78 kg/h y dividido para 4º y 5º en partes iguales.

A partir de la ecuación de la conservación de energía en estado estacionario, asumiendo que no hay pérdidas:

$$F \cdot h_F + W \cdot H_W = E \cdot H_E + W \cdot h_W + L \cdot h_L \quad \text{Ecuación 4.}$$

De lo que se deduce:

$$W \cdot (H_W - h_W) = E \cdot H_E + L \cdot h_L - F \cdot h_F \quad \text{Ecuación 4'.$$

Y sustituyendo el valor de E como $F - L$ y despejando obtenemos el valor de F ideal para cada etapa:

$$F = \frac{(W \cdot (H_W - h_W) - L \cdot (h_L - H_E))}{(H_E - h_F)} \quad \text{Ecuación 4''.$$

Siendo:

- W = Caudal de vapor para intercambio de calor.
- H_W = Entalpía vapor sobrecalegado (estado gaseoso).
- h_W = Entalpía vapor sobrecalegado (condensado).
- h_F = Entalpía entrada de alimentación.
- H_E = Entalpía evaporado.
- h_L = Entalpía salida de concentrado.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Por lo tanto, se necesita saber las entalpías de cada corriente en cada etapa. El vapor de calentamiento en cada etapa es el caudal de evaporado de la anterior a excepción del 3º, que se alimenta con la suma de lo obtenido del 5º y del 4º y la de estos que se genera previamente como vapor de servicios de la empresa a 8,0 kg/cm² y reducido, por seguridad de la planta, a 5,5 kg/cm².

Se necesita conseguir, además de los datos obtenidos en planta:

- Temperatura de trabajo de cada etapa.
- Entalpía de la mezcla agua-lactama.
- Área de intercambio de calor en cada una de las etapas del proceso.
- Entalpía vapor sobrecalegado.

2.3.1. Temperatura de trabajo

Es tabulada y registrada por el personal. Se trabaja con una media de trabajo de las 120 anotaciones.

Al saber la presión del vapor de servicios con la que se trabaja gracias a las tablas de vapor saturado (detalladas en el **ANEXO IV**) se puede saber su temperatura, que aunque no necesario para conseguir de las tablas el valor de sus entalpías sí que da sentido al intercambio de calor que genera.

Por lo que sus valores en grados Celsius y Kelvin, respectivamente serán:

TABLA 2. TEMPERATURAS DE TRABAJO.

°C	K	ETAPA
117,53	390,68	5º
110,25	383,40	4º
94,65	367,80	3º
83,85	357,00	2º
70,44	343,59	1º
65,50	338,65	Alimentación
156,00	429,15	Vapor de Servicios

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

2.3.2. Entalpía de la mezcla Agua-Lactama

Para el siguiente valor, se realizó un ensayo en laboratorio, para determinar si existe un valor de entalpía de mezcla despreciable.

Esto ayudará para la obtención de los datos, ya que:

- Si existe entalpía de mezcla, se debe realizar un ensayo experimental de la mezcla a diferentes temperaturas abarcando el rango de trabajo del proceso y con diferentes concentraciones de la mezcla para poder registrar dicho comportamiento.
- Si no existe entalpía de mezcla, facilitará el trabajo ahorrando trabajo de laboratorio y pudiendo realizar una media ponderal en función de la concentración de cada fase de la siguiente manera:

La entalpía del agua se tiene registrada en la tabla 1 del **ANEXO IV** por lo que se conoce.

Ensayo de laboratorio

Se toma en un recipiente adiabático (figura 4):

- 200 mL Agua a 50 °C.
- 200 mL Lactama a 74 °C.

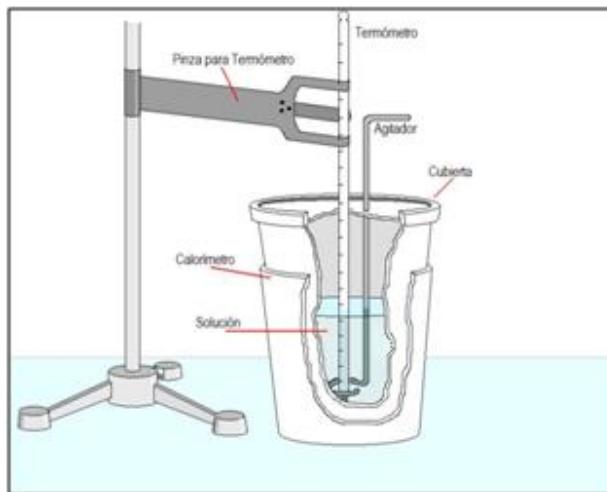


FIG. 4. RECIPIENTE ADIABÁTICO DE LABORATORIO.

Durante 5 minutos (agitación inicial y baja), se registran los datos de la temperatura de la mezcla, de modo que si la temperatura tiende a alguna de las temperaturas iniciales por separado de

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

manera notable se podría entender que existe gran diferencia en los calores específicos de cada uno de los componentes y por lo tanto que existe una entalpía de mezcla notable. Sin embargo, si tiende a una temperatura media similar a como lo haría entre corrientes del mismo producto, se entiende que la diferencia del calor específico es despreciable, por lo que, se podría trabajar con una media ponderal.

Se tiene la lactama en el recipiente a la temperatura fijada (74°C), al ser mucho más delicada en cuanto a la seguridad del analista que el agua. Y el agua está a 50°C preparada para ser añadida. El resultado anotado es el siguiente:

TABLA 3. ENSAYO ENTALPÍA DE MEZCLA.

Tiempo (s)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Tiempo (s)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
0	74	160	61
10	73	170	60
20	71	180	60
30	70	190	60
40	67	200	60
50	65	210	59
60	65	220	59
70	64	230	59
80	63	240	58
90	63	250	58
100	62	260	58
110	62	270	58
120	62	280	58
130	61	290	58
140	61	300	57
150	61		

Se realiza el experimento un total de 5 veces con resultado idéntico en todos ellos, la mezcla se dirige a un punto más cercano a la temperatura del agua (**ANEXO III**) lo que hace ver que la diferencia entre los calores específicos de uno y otro son correspondientes a ellos mismos y no a uno distinto de mezcla, por lo tanto se trabaja como si no hubiera entalpía de mezcla. Se realiza los cálculos con una media ponderal en cada corriente a su temperatura correspondiente (ecuación 5):

$$h_{lactama} \cdot X_{lactama} + h_{H_2O} \cdot (1 - X_{lactama}) \quad \text{Ecuación 5.}$$

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

La entalpía del agua dada en kJ/kg, esta tabulada y se interpola en la tabla 1 del **ANEXO IV**. El calor específico de la caprolactama se obtiene a partir de las siguientes ecuaciones **[3]**:

$$\text{Caprolact. Sólida} \rightarrow \frac{C_p}{R} = 0,084T - 6,4. \text{ Para rango de } T^{as} [290,0 - 342,3]K \quad \textbf{Ecuación 6.}$$

$$\text{Caprolact. Líquida} \rightarrow \frac{C_p}{R} = 0,051T + 11,4. \text{ Para rango de } T^{as} [342,3 - 500,0]K \quad \textbf{Ecuación 7.}$$

Se obtiene el calor específico en kJ/kmolK, se divide por el peso molecular de la lactama en kg/kmol que es 113,20, para expresar las entalpías de la caprolactama en kJ/kgK y multiplicado por el rango de temperatura igual a ($T_{\text{Trabajo}} - T_{\text{Referencia}}$) da la entalpía de la lactama para cada corriente en kJ/kg. Se hace un valor medio del calor específico de la lactama para facilitar los cálculos (**ANEXO III**) y por su pequeña variación, siendo el valor medio igual a: **2,20 kJ/kgK**.

2.3.3. Entalpía Vapor saturado

$$W \cdot (H_w - h_W) = Q \quad \textbf{Ecuación 8.}$$

Con esta ecuación podemos calcular el caudal de calor transmitido por el vapor en cada etapa y de ahí realizar los cálculos para la transmisión de calor. El caudal de vapor viene dado en kg/h y las entalpías del vapor en ambos estados (vapor y condensado) en kJ/kg. Las entalpías de vapor saturado están tabuladas, y los valores se obtienen interpolando en ellas (**ANEXO IV**) **[4]**.

2.3.4. Transmisión de Calor

La transmisión de calor que se realiza en cada etapa a través del vapor vivo que se alimenta, viene caracterizada a través de la ecuación de la velocidad de transmisión de calor (ecuación 9):

$$Q = A_{ml} \cdot U \cdot \Delta T_{ml} \quad \textbf{Ecuación 9.}$$

Siendo:

- Q = Caudal de calor aportado por la corriente de vapor saturado (kJ/h).
- A_{ml} = Área media logarítmica de intercambio de calor (m^2).
- U = Coeficiente de transmisión de calor (kJ/m^2hK).
- ΔT_{ml} = Temperatura media logarítmica del intercambio de calor (K).

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Área media logarítmica

El área media logarítmica representa la variación del intercambio de calor durante el paso de las corrientes por superficie de intercambio y su cambio de temperatura a través:

Se realiza el cálculo a través de las medidas descritas en el **ANEXO V** (planos).

TABLA 4. DATOS INTERCAMBIADORES DE CALOR DE LOS EQUIPOS.

Especificaciones tubos	1º,2º,3º	4º,5º
Diámetro int(m)	0,0270	0,0270
Diámetro ext(m)	0,0290	0,0290
radio int(m)	0,0135	0,0135
radio ext(m)	0,0145	0,0145
r ml (m)	0,0139	0,0139
h tubos (m)	2,4250	2,4250
nº tubos	300	69
Área (m ²)	63,9670	14,7124

El radio medio logarítmico se calcula de la siguiente manera:

$$r_{ml} = \frac{(r_{ext} - r_{int})}{\ln(\frac{r_{ext}}{r_{int}})} \quad \text{Ecuación 10.}$$

Con el radio medio logarítmico calculamos el área media logarítmica de un tubo:

$$\text{Área tubo} = 2 \cdot \pi \cdot r_{ml} \cdot h \quad \text{Ecuación 11.}$$

Y multiplicando por el número de tubos correspondiente en cada intercambiador se obtienen las áreas medias logarítmicas para cada etapa, registradas en la tabla 4.

Coeficiente de transmisión de calor (U)

$$U = \frac{Q}{A_{ml} \cdot \Delta T_{ml}} \quad \text{Ecuación 9'}$$

Factor de relación en la transmisión de calor a través de dos corrientes, separadas por una superficie de contacto (kJ/m²hK).

Es el parámetro que determina cuánto de efectiva es una etapa en su intercambio. El valor se determina para el intercambio de calor de manera teórica (todo el vapor introducido es utilizado en el intercambio de calor, es decir que condensa todo el vapor saturado introducido) y se calcula a

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

partir del intercambio real que existe en cada etapa, es decir, solo del vapor saturado que se utiliza en el intercambio y no del total introducido, de manera que se obtiene un valor real del coeficiente.

Por ello se calcula el balance de energías de la planta original a través de la ecuación de conservación de la energía y con los caudales de vapor saturado (W) y vivo (E) del balance de materias dándonos así los coeficientes teóricos de transmisión de calor ya que, este, depende del caudal de vapor introducido y de esta manera se contabiliza todo como condensado (tabla 5):

A partir de la ecuación de conservación de la energía (ecuación 4) y sustituyendo el valor de $E = F - L$ con F igual a: valor de la ecuación 16 que determina su valor a partir del de L y la composición de ambas corrientes (X_F y X_L):

- Se calcula el $W_{\text{teórico}}$ (real) en cada etapa, para las corrientes del balance de materia correspondientes, ya que se conocen la composición y caudal de cada una:

$$W_{\text{Teórico}} = \frac{\left(L \cdot H_E \left(\frac{X_L}{X_F} \right) \right) - L \cdot h_E + L \cdot h_L - \left(L \cdot h_F \left(\frac{X_L}{X_F} \right) \right)}{(h_W - h_W)} \quad \text{Ecuación 12.}$$

Con el valor de $W_{\text{teórico}}$ vapor que se utiliza realmente en el intercambio, se calcula el coeficiente de transmisión de calor real, es decir, el coeficiente de transmisión de calor del caudal efectivo en el intercambio, sin contar el total introducido que no ejerce efecto en el intercambio calórico.

TABLA 5. COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR TEÓRICO Y REAL.

<i>U_{Teórico}</i>	<i>U_{Real}</i>	<i>Evaporador</i>
1502,00	1338,75	1º
1590,88	1580,54	2º
1619,59	1207,66	3º
4096,70	2055,01	4º
5185,70	1502,14	5º

El cociente que existe entre coeficientes de transmisión $U_{\text{Teórico}}$ y U_{Real} se ha llamado Coeficiente de Pérdidas y es característico para cada etapa (Tabla 7).

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

ΔT_{ml} cálculo

Para el cálculo de U se necesita la variación de temperatura que representa el papel del flujo de calefacción con respecto al cambio de temperatura que experimenta la disolución de manera progresiva en el paso por el área de intercambio. Por lo que:

$$\Delta T_{ml} = \frac{((T_W - T_L) - (T_W - T_F))}{LN \frac{(T_W - T_L)}{(T_W - T_F)}} \quad \text{Ecuación 13.}$$

Devuelve un gradiente e informa del intercambio calórico.

Debido a esta diferencia en el rendimiento entre lo ideal y lo real, se calculó el valor de una constante que actué sobre el rendimiento de cada etapa individualmente haciendo que su comportamiento en los diferentes diseños propuestos fuese el que tuviera realmente.

Como se verá posteriormente, el rendimiento global de un diseño se mide a través de la variable *Economía*, que nos da un resultado en función al gasto de vapor por caudal de agua que se evapora en total. Es un dato que proporciona una información determinante en la elección pero que se debe contrastar con el aumento de concentración de la disolución y con el número de evaporadores utilizados para tomar la decisión del equipo más eficiente.

TABLA 6. TEMPERATURAS Y TEMPERATURA MEDIA LOGARÍTIMICA DE CADA EVAPORADOR.

ΔT_{ml}	EVAPORADOR/CORRIENTE
42,01	5º
53,17	4º
23,33	3º
16,61	2º
15,75	1º

TABLA 7. COEF. DE PÉRDIDAS.

Etapa	$U_{Teórica}/U_{Real}$
1	1,12
2	1,01
3	1,34
4	1,99
5	3,45

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

2.4. PLANTA ORIGINAL

Como se ha visto en el apartado anterior, existe un rendimiento en el intercambio de calor distinto al 100%, las corrientes en condiciones ideales y reales no coinciden. Así que, se dispone el procedimiento utilizado en el balance de energía aplicado a las corrientes reales conseguidas en el balance de materia (figura 5).

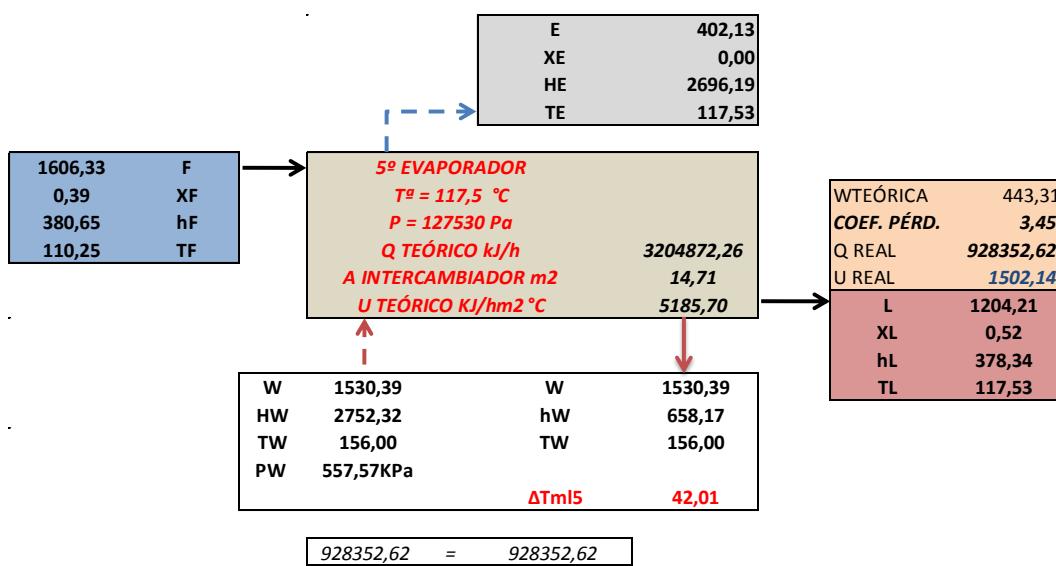


FIG. 5^a ETAPA CARACTERIZACIÓN PLANTA ORIGINAL.

El resultado del balance de energías para la planta original se registra en la tabla 8:

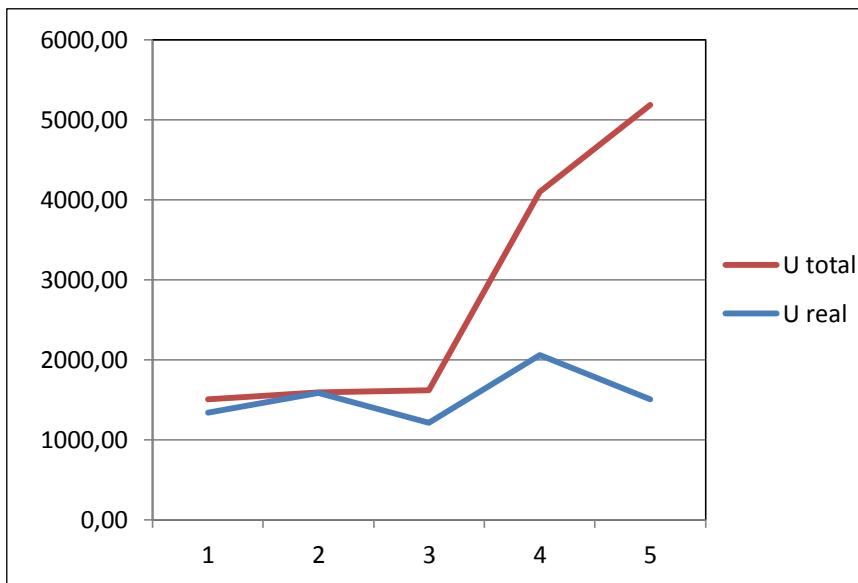
TABLA 8. BALANCE DE ENERGÍA PLANTA ORIGINAL EN CONDICIONES REALES.

EFFECTO/DATOS	5º EFECTO	4º EFECTO	3º EFECTO	2º EFECTO	1º EFECTO
F (Kg/h)	1606,33	2269,56	3003,81	3657,75	4193,61
hF (KJ/Kg)	380,65	345,64	311,44	270,22	249,18
XF	0,39	0,27	0,21	0,17	0,15
E (Kg/h)	402,13	663,22	734,25	653,94	535,86
HE (KJ/Kg)	2696,19	2684,83	2660,51	2648,65	2622,77
XE*	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
L (Kg/h)	1204,21	1606,33	2269,56	3003,81	3657,75
hL (KJ/Kg)	378,34	380,65	345,64	311,44	270,22
XL	0,52	0,39	0,27	0,21	0,17
W* (Kg/h)	1530,39	1530,39	1065,35	734,25	653,94
HW (KJ/Kg)	2752,32	2752,32	2662,42	2645,51	2639,16
hW (KJ/Kg)	658,17	658,17	393,44	343,68	324,97
Q_{Real} (KJ/h)	928352,62	1607648,06	1802433,62	1679151,39	1348857,48
U_{Real} = Q/(A(ΔTml))	1502,14	2055,01	1207,66	1580,54	1338,75

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA



GRÁFICA 2. COMPARACIÓN DE LOS COEFICIENTES DE TRANSMISIÓN DE CALOR.

Existe un problema en el rendimiento que se intenta corregir en diseños alternativos.

2.4.1 Problemas a resolver planta original

El problema principal de la original es el rendimiento en sus dos evaporadores receptores de la fuente de calefacción (4° y 5°). Ambos, pero sobretodo el 5° , realizan un intercambio de energía pésimo llegando al punto, en el caso del 5° , de ser más un problema que un beneficio. Debido a:

- Mal calorifugado de los equipos: Seguro el mantenimiento total de la planta y constante, mejoraría el rendimiento pero, visto la perdida que existe no será este el mayor de los inconvenientes.
- Sistema de purga de condensados de vapor: Muy poco eficiente, se sueltan bridales en el circuito para evacuar condensados y poder así correr el vapor. Quizá se contabilice un caudal de vapor que a la postre no es el que realmente llegue al intercambio calórico. Los condensados que se forman antes de llegar al evaporador, al no evadirse correctamente atrapan al vapor a modo de trampa y hace que baje el rendimiento en el intercambiador.
- Área de transmisión de calor 4° y 5° ("Trampa de Vapor"): Al no existir un área de intercambio óptima para el caudal de vapor que se presupone, es posible que este entre al intercambiador pero que no realice transferencia de calor ninguna y vuelva al colector de los condensados sin usarse. Ahí al ser expandido se condensa y vuelve a sala de máquinas para volverse a generar. Un gasto enorme sin ningún beneficio.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

3. DISEÑOS

El objetivo buscado por la empresa Nurel, en este caso, es realizar mejoras a nivel de diseño del proceso, de manera que a nivel económico no exista gasto alguno en equipos y/o nuevos instrumentos, que no den continuidad al actual. Por lo tanto, lo que se plantea desde Nurel es mejorar el rendimiento de esta planta:

- Aumentar la economía.
- Disminuir el caudal de vapor suministrado sin reducir los caudales de trabajo de la misma.

3.1. ECONOMÍA

La economía es el parámetro que se va a calcular para que indique la efectividad de cada diseño que se proponga. Es un valor que relaciona el caudal de agua evaporada en el sistema con el vapor vivo suministrado (ecuación 14). De esta manera y después de simular las condiciones de trabajo de la planta original en cada uno de los diseños propuestos, se podrá tomar una decisión precisa teniendo en cuenta el rendimiento de cada uno. Se define el parámetro Economía como:

$$Economía = \frac{E_{total}(\text{Caudal de evaporados})}{W(\text{Caudal de vapor de alimentación})} \quad \text{Ecuación 14.}$$

En la tabla 6 se ve que el caudal actualmente, en kg/h, de evaporados es de 2989,40 kg/h.

El caudal en kg/h de vapor vivo, medido por flujómetro a la entrada de los evaporadores 4 y 5, registrado y utilizado para el estudio, de 8 kg/cm² reducido a 5.5 kg/cm² es de = 3060,8 kg/h.

Por lo tanto la Economía de la planta original y referencia para el estudio es de: 0,977. Aún con las pérdidas que existen en cada etapa, al ser, una evaporación múltiple, se aprovechan los evaporados para calentamiento de los evaporadores siguientes y se consigue una economía “aceptable” si se piensa en lo que se gasta. Se podría decir que se gasta 1 kg/h de vapor vivo por 1kg/h de evaporado. Pero la realidad, sin embargo, dice que no es un buen proceso industrial ya que no existe beneficio como proceso individual. El consumo de vapor es alto con respecto a lo evaporado en el 5º y 4º, significa que existen problemas de intercambio calórico importantes en estas etapas, actualmente. A través del estudio se intentaran corregir proponiendo alternativas.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

3.2. MODIFICACIONES

Se van a proponer entorno a las premisas de la empresa y en base a los datos analizados, distintas configuraciones alternativas a la original, de manera que, se consigan los objetivos y, caso negativo, plantear la que consiga el mayor número de ellos. De manera que se plantea:

- Variar el caudal de vapor vivo introducido.
- Aplicar todo el caudal de vapor a un solo evaporador. A modo de aprovechar mejor el vapor.
- Eliminar la etapa más perjudicial, desde el punto de vista del coeficiente de pérdidas.
- Reordenar las etapas en función de su rendimiento, valorado a través del coeficiente de pérdidas correspondiente para aprovechar el caudal de vapor.

A partir del estudio de la planta actual se preparan 5 configuraciones detalladas en el **ANEXO III**:

- Calentamiento solo 5º Evaporador.
- 4 evaporadores en orden: 4º - 3º - 2º - 1º.
- 4 evaporadores en orden: 2º - 1º - 3º - 4º.
- 5 evaporadores en orden 2º - 1º - 3º - 4º - 5º.
- 3 evaporadores en orden 2º - 1º - 3º.

3.3 SIMULACIÓN

Como durante todo el trabajo, aprovechamos el conocimiento del producto de salida para realizar los cálculos en contracorriente. En la primera parte de los diseños para el cálculo de todas las corrientes se suponen las condiciones de la planta original, W_{original} (Vapor de caldera) = 3060,8 kg/h, $L_{\text{Final, original}}$ (Producto concentrado final) = 1204,2 kg/h y $X_{L\text{final, original}}$ (Composición del producto concentrado final) = 0,52:

$$X_F = \frac{L \cdot X_L \cdot (H_E - h_F)}{\left(\frac{W \cdot (H_W - h_W)}{\text{Coef. Pérdidas}} + L \cdot H_E - L \cdot h_L \right)} \quad \text{Ecuación 15.}$$

$$F = L \cdot \left(\frac{X_L}{X_F} \right) \quad \text{Ecuación 16.}$$

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Con X_F (composición de la disolución de entrada) se calcula F (ecuación 16) y luego $E = F - L$, nos da el caudal de agua evaporada en esa etapa. De esta manera se caracteriza cada una de las etapas ya que cada F (entrada de la disolución) calculada, es la L (salida de la disolución) anterior y de esta manera se repite el procedimiento de cálculo en cada etapa de cualquier configuración y se calculan todos los datos de la planta hasta los de la corriente de alimentación (F_1 y X_{F1}). Se obtienen los distintos datos y se valoran las configuraciones:

- Planta Original = 0,977; $F_{\text{inicial}} = 4194,6 \text{ kg/h}$; $X_{F\text{inicial}} = 0,15$.
- $5^\circ-4^\circ-3^\circ-2^\circ-1^\circ$ (solo calentamiento 5° evaporador) = 0,584; $F_{\text{inicial}} = 2992,4 \text{ kg/h}$; $X_{F\text{inicial}} = 0,23$.
- $4^\circ-3^\circ-2^\circ-1^\circ = 1,273$; $F_{\text{inicial}} = 5101,9 \text{ kg/h}$; $X_{F\text{inicial}} = 0,12$.
- $2^\circ-1^\circ-3^\circ-4^\circ = 2,402$; $F_{\text{inicial}} = 8861,6 \text{ kg/h}$; $X_{F\text{inicial}} = 0,06$.
- $2^\circ-1^\circ-3^\circ-4^\circ-5^\circ = 2,364$; $F_{\text{inicial}} = 8441,6 \text{ kg/h}$; $X_{F\text{inicial}} = 0,07$.
- $2^\circ-1^\circ-3^\circ = 2,116$; $F_{\text{inicial}} = 7681,6$; $X_{F\text{inicial}} = 0,08$.

Esta primera parte del cálculo, trata de comprobar el comportamiento de las configuraciones y ver si son positivas. Las alimentaciones son incoherentes ya que, Nurel no cuenta con tanto caudal de aguas monoméricas, pero dan la información suficiente para determinar que la configuración de calentamiento solo al quinto evaporador no es beneficiosa por lo que, se elimina del estudio. Las pérdidas que existen en el quinto perjudican más que el aumento de caudal de vapor saturado. Las otras cuatro opciones, se estudian, debido a la mejora cuantitativa en el ahorro energético.

3.3.1. Iteración

El proceso para simular el comportamiento de la planta, es el de iteración. Se usa este método, debido a que no se conocen los valores de partida, pero se buscan unos en concretos, ni el resultado de esas condiciones. Este procedimiento es lo que le interesa a la empresa ya que cuenta con que la planta elegida trabaje con los caudales actuales de manera más eficiente, es decir, conseguir el objetivo con el mínimo de recursos posible.

Es el método ya que no se puede despejar explícitamente en cada etapa de los balances de materia y energía y se tiene que resolver etapa a etapa hasta conseguir que converja el valor de entrada a la planta.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

En la figura 6, se muestra un ejemplo con dos etapas. El número de etapas no complica el proceso ya que, el fundamento de los cálculos es el mismo independientemente del número de etapas.

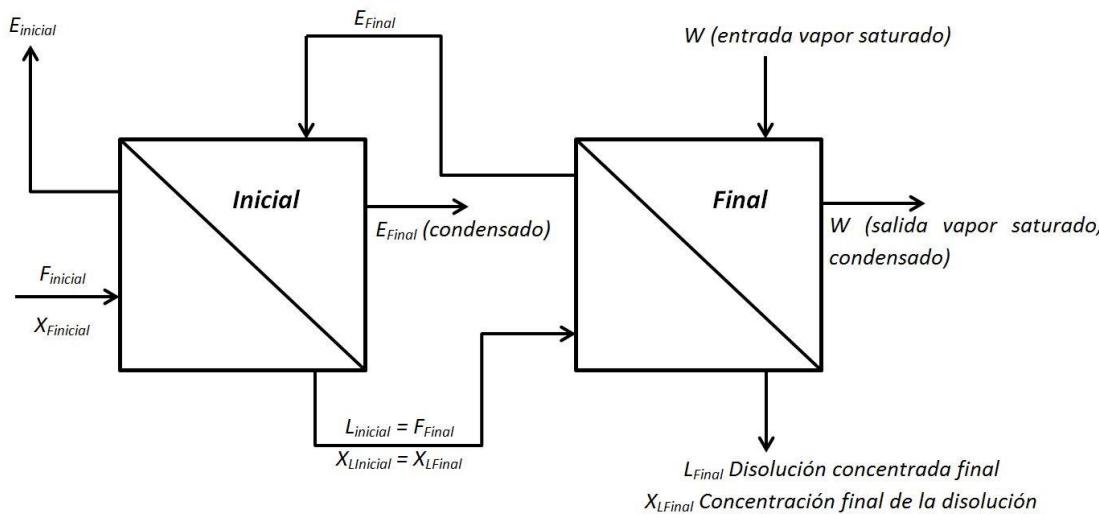


FIG. 6. ESQUEMA PROCESO ITERATIVO PARA UNA EVAPORACIÓN DE DOBLE EFECTO.

Para el esquema de la figura 6, en el evaporador final, la X_{Lfinal} , es desconocida, estará entre 0,15 y 1,00, así que se trabaja con el punto medio del intervalo correspondiente al paso iterativo en el que se encuentre (ecuación 17):

$$L_{Final} = F_{inicial} \cdot \left(\frac{X_{F_{inicial}}}{X_{L_{Final}}} \right) \quad \text{Balance Caprolactama. Ecuación 17.}$$

$$F = E + L$$

Balance Global. Ecuación 1.

$$F \cdot h_F + W \cdot H_W = E \cdot H_E + W \cdot h_W + L \cdot h_L \quad \text{Conservación de la Energía. Ecuación 4.}$$

Se tiene un sistema de tres ecuaciones y tres incógnitas: F_{final} ; $X_{F_{final}}$; E_{final} .

Con $X_{L_{final}}$ y la presión se estima la temperatura del evaporador final y con estos datos de composición y temperatura se obtiene las entalpías para las corrientes de evaporados ($X = 0$, por lo que H_E será la del agua en esas condiciones) y disolución de salida final ($h_{L_{final}}$). Para $h_{L_{final}}$ se asume $T_1 < T_2$ o $T_1 \approx T_2$ y como $h_{F_{final}}$ es igual a:

$$F_{final} \cdot X_{F_{final}} \cdot C_{pCaprolactama} \cdot (T_1 - T_{ref}) + F_{final} \cdot (1 - X_{F_{final}}) \cdot C_{pAgua} \cdot (T_1 - T_{ref})$$

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Se sustituye en el balance de energía y se resuelve el sistema.

Se repita para el evaporador inicial y si sale la $X_{F\text{final}}$ distinta al objetivo marcado, para $X_{F\text{initial}}$, se prueba con otro dato posible de $X_{L\text{final}}$ hasta que converjan $X_{F\text{final}}$ y $X_{F\text{initial}}$. En función de este dato se va estrechando el intervalo de valor de $X_{L\text{final}}$ hasta dar con el valor definitivo, valor que se encuentra estrechando el intervalo inicial [0,15-1,00] en función del resultado obtenido [5] (ANEXO III).

3.3.2. Resultado de las configuraciones estudiadas

Se registran los datos para las diferentes simulaciones de los 4 diseños. El objetivo de Nurel es que la planta se alimente de la corriente original, que es la que le da el equilibrio en el proceso de planta industrial. Por ello se tiene como fijos los siguientes parámetros:

$F_{\text{initial}} = 4200 \text{ Kg/h}$, $X_{F\text{initial}} = 0,15$ y W , igual al caudal que se quiera utilizar en cada caso.

Los resultados en las distintas configuraciones elegidas son los siguientes:

TABLA 9. DATOS DE CONVERGENCIA DEL PROCESO ITERATIVO PARA LAS 4 CONFIGURACIONES ELEGIDAS.

DISEÑO	W(Kg/h)	$F_{\text{objetivo}}(\text{Kg/h})$	$F_{F\text{final}}'(\text{Kg/h})$	X_F	$L_{\text{final}}(\text{Kg/h})$	$X_{L\text{final}}$	Ec.	$\Delta X_{\text{Capr.}}$
4º-3º-2º-1º	2000	4200	4195,27	0,15	1838,99	0,34	1,18	0,19
	1500	4200	4206,06	0,15	2684,64	0,23	1,01	0,08
	1250	4200	4194,00	0,15	3085,00	0,21	0,89	0,06
	1000	4200	4194,36	0,15	3502,28	0,18	0,69	0,03
2º-1º-3º-4º	1500	4200	4251,00	0,15	634,21	0,99	2,41	0,84
	1250	4200	4200,21	0,15	1307,09	0,48	2,31	0,33
	1000	4200	4196,61	0,15	2036,36	0,31	2,16	0,16
	500	4200	4195,55	0,15	3502,28	0,18	1,39	0,03
2º-1º-3º- 4º-5º	1500	4200	4194,14	0,15	634,21	0,99	2,37	0,84
	1250	4200	4198,90	0,15	1363,50	0,46	2,27	0,31
	1000	4200	4193,93	0,15	2081,03	0,30	2,11	0,15
	500	4200	4199,62	0,15	3534,90	0,18	1,33	0,03
2º-1º-3º	1500	4200	4199,79	0,15	1013,70	0,62	2,12	0,47
	1250	4200	4203,41	0,15	1661,86	0,38	2,03	0,23
	1000	4200	4182,73	0,15	2281,19	0,28	1,90	0,13
	500	4200	4197,54	0,15	3584,99	0,18	1,23	0,02

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

En la tabla 9 se muestran los datos finales de concentración y caudal para cada configuración de la planta estudiada después de encontrar el punto de convergencia en la iteración, para condiciones similares de alimentación que la original ($F_{\text{Original}} = 1204,20 \text{ kg/h}$ y $X_{F\text{Original}} = 0,15$). También los valores de las economías y los incrementos de concentración que existen en cada configuración.

Las disoluciones de aguas monoméricas con concentraciones superiores a 0,60 en monómero, resultan difíciles de manipular, dando problemas en transporte por viscosidad y espumas, generando problemas de taponamiento en tuberías y averías en equipo de bombeo. Igualmente, debido a que el objetivo de la planta es abastecer la otra evaporación la concentración de salida no puede ser inferior a 0,30 ya que por debajo de esta, el otro proceso de evaporación, no logra su punto de consigna y por lo tanto no abastecería los reactores con caprolactama recuperada

Por ello, se limita la elección a las configuraciones en que las simulaciones estén entre 0,30 y 0,60 de composición, independientemente del valor de la economía más elevado:

- 4°-3°-2°-1° con $W = 2000 \text{ kg/h}$: $F_{1\text{Final}} = 4195,27$ y $X_{L\text{final}} = 0,34$.
- 2°-1°-3°-4° con $W = 1250 \text{ kg/h}$: $F_{1\text{Final}} = 4200,21$ y $X_{L\text{final}} = 0,48$.
- 2°-1°-3°-4° con $W = 1000 \text{ kg/h}$: $F_{1\text{Final}} = 4200,21$ y $X_{L\text{final}} = 0,48$.
- 2°-1°-3°-4°-5° con $W = 1250 \text{ kg/h}$: $F_{1\text{Final}} = 4198,90$ y $X_{L\text{final}} = 0,46$.
- 2°-1°-3°-4°-5° con $W = 1000 \text{ kg/h}$: $F_{1\text{Final}} = 4193,93$ y $X_{L\text{final}} = 0,30$.
- 2°-1°-3° con $W = 1000 \text{ kg/h}$: $F_{1\text{Final}} = 4200,21$ y $X_{L\text{final}} = 0,48$.

El estudio realizado sobre la planta de recuperación de caprolactama, deja claro cuál son las decisiones a tomar, cambiar el aporte de vapor vivo al evaporador 2 y continuar el orden de mayor a menor eficiencia energética (de menor a mayor coeficiente de pérdidas). Ya que, en las configuraciones que se introduce el vapor saturado en el 2° la economía mejora del orden del 130,0% debido a tener más área de intercambio de calor y aprovechar todo el caudal de vapor en el intercambio calórico:

- $W = 3060 \text{ kg/h}$ con una economía del 0,97 frente a W igual [500 – 2000] y entre 2,25 de economía de las tres configuraciones con alimentación al 2°.

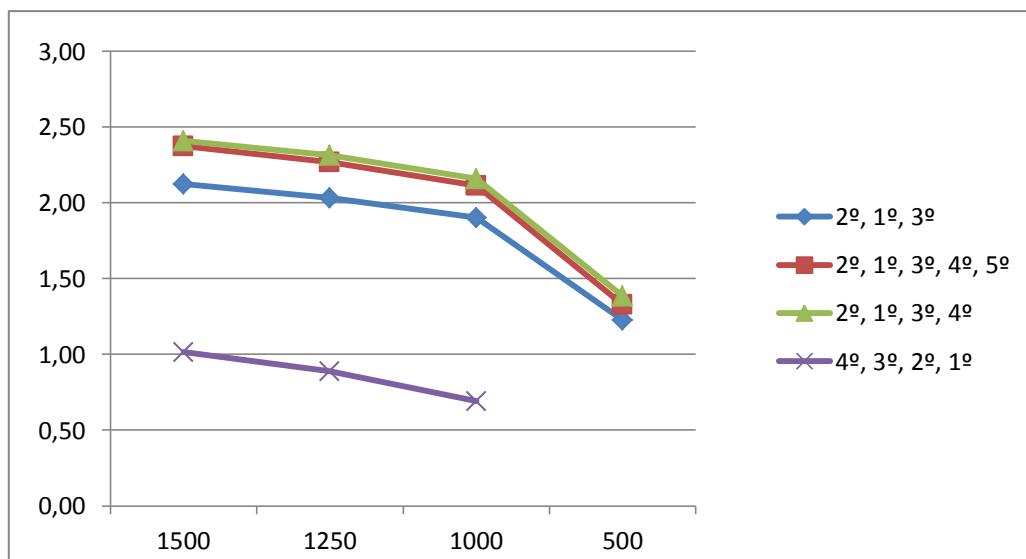
MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

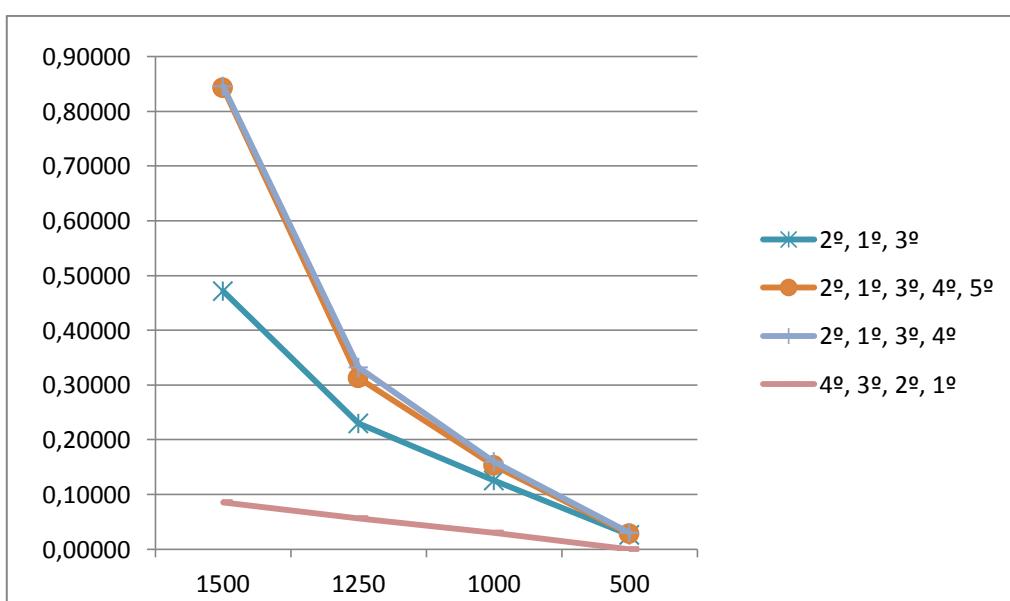
FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

- Cambiar a 4 efectos, que significa ahorro en consumo eléctrico, mantenimiento, eliminando el evaporador número 5 que es perjudicial para el sistema (Coeficiente de pérdidas = 3,45).
- Economías: $2^{\circ}-1^{\circ}-3^{\circ}-4^{\circ} = 2,31$; $2^{\circ}-1^{\circ}-3^{\circ}-4^{\circ}-5^{\circ} = 2,27$; $2^{\circ}-1^{\circ}-3^{\circ} = 2,03$ (con $W = 1250 \text{ kg/h}$).

La configuración $2^{\circ}-1^{\circ}-3^{\circ}-4^{\circ}$ consigue las condiciones más parecidas a la planta original ($L_{\text{Final}} = 1307,09 \text{ kg/h}$ y $X_{L\text{final}} = 0,48$) lo que hace pensar que son las condiciones de trabajo a utilizar, siendo casi 3 veces menor el caudal de vapor utilizado al de la actualidad y la economía más alta, de entre las tres configuraciones más eficientes.



GRÁFICA 3. ECONOMÍA FRENTE CAUDAL DE VAPOR DE ALIMENTACIÓN (KG/H).



GRÁFICA 4. $\Delta X_{\text{CAPROLACTAMA}}$ FRENTE CAUDAL DE VAPOR DE ALIMENTACIÓN (KG/H).

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

4. CONCLUSIONES

El proyecto urgía en su comienzo debido al aumento de producción de la compañía y al posible fracaso que se produjo en la planta de evaporación “nueva”, por lo que no se estudió el uso.

Al ser una planta reutilizada y no diseñada para tal función, se puede decir que hace un buen trabajo pero con matices:

- El tercer efecto tiene un rendimiento “pequeño” con respecto a su caudal de vapor y los otros efectos con mismo intercambiador (el 1º y el 2º), lo que explica que el vacío ahí empieza a ser escaso y las condiciones de trabajo ideales son difíciles de mantener.
- El vapor de alimentación se divide para el 4º y 5º, de esta manera se puede entender que la cantidad de pérdidas en condensados es mayor en su transporte que si solo fuese una tubería. Se podría alimentar a uno solo que evitará así, pérdidas de más, en condensados pero relacionando el rendimiento de la etapa con W para saber a cuál alimentar.
- La configuración elegida **2º-1º-3º-4º**, por su versatilidad y eficiencia más alta que ninguna.

Haciendo un estudio meticuloso del proceso de recuperación se saca la rápida conclusión de que no es necesario el uso de toda su planta para conseguir así, un ahorro eléctrico, de vapor y de mantenimiento. El equipo no está preparado para trabajar en condiciones de alta concentración por problemas de envío. Por lo tanto, la decisión final queda acotada a 2-3 diseños realmente.

También indicar que, aunque no se hiciese la modificación pero si quitando el 5º y con una mejora en el mantenimiento, se podría realizar una automatización del proceso para mejorar el control y evitar tantas perdidas de calor. En definitiva si se consiguen condiciones idénticas de trabajo y se simplifica el equipo, se puede decir que el proyecto da la posibilidad de que la planta mejore en su rendimiento aunque sea solo en cambiar a 4 etapas. Este trabajo comprende y genera nuevas ideas con el objetivo de mejorar y atender los problemas actuales de la empresa.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

5. REFERENCIAS

[1] – Tema de evaporación de la asignatura Operaciones básicas de la Ingeniería Química. Evaporador múltiple efecto a contracorriente; Evaporador de película ascendente. (Consulta: 2016).

[2] – EMS INVENTA-FISCHER. Descripción general del proceso de Nurel S. A. Marzo 2001. (Consulta: Febrero 2016).

[3] – Measurements of vapor pressure, heat capacity and density along the saturation line for ε-Caprolactam, Pyrazine, 1,2-Propanediol, Triethylene Glycol, Phenyl Acetylene and Diphenyl Acetylene. W. V. Steele, *,† R. D. Chirico, ‡ S. E. Knipmeyer and A. Nguyen. BDM Petroleum Technologies, P. O. Box 2543, Bartlesville, Oklahoma 74005-2543. (Disponible) (Consulta: Durante 2016).

[4] – Datos de entalpías y capacidades caloríficas de la asignatura de Ingeniería química del Máster Universitario en Química Industrial; Tema 1, Transmisión de Calor. Calculo del intercambio térmico entre materiales. Asig. Operaciones básicas de la Ingeniería Química, Ingeniería Química, Universidad de Zaragoza.. Tabla 1 Datos Agua Saturada (Consulta: Durante todo el TFM 2016).

[5] – Método de iteración Pi de Buckingham generalizado. Asignatura de Operaciones Básicas de la Ingeniería Química; Métodos Iterativos para Resolver Sistemas Lineales Departamento de Matemáticas, CCIR/ITESM 17/07/2009 (Disponible) (Consulta: Septiembre-Octubre- Noviembre 2016)

[6] – H. A. Wittcoff, B. G. Reuben, J. S. Plotkin, “Industrial Organic Chemicals”, 3^a ed., Wiley, 2013; Tema 7, Productos químicos derivados del gas natural y del petróleo, La industria de los polímeros. Asig. Química Industrial, Máster en Química Industrial, Universidad de Zaragoza.

[7] – Klaus Weissermel, Hans-Jürgen Arpe, “Química orgánica industrial”, ed. Reverte (Disponible).

ANEXOS

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

ANEXO I: NYLON

Introducción

S. Gabriel en 1899 y J. Von Braun en 1907 descubrieron una poliamida sintética, conocida actualmente como Nylon 6.

W.H. Carothers de DuPont y P. Schlack de la Aceta Division de I.G. Farbeindustrie volvieron a estudiar en 1928 este poliácido ω -aminocaproico buscando obtener altos polímeros: los pesos moleculares de 3000 eran demasiado bajos para la producción de fibras textiles. Carothers abandonó la investigación debido a que fue incapaz de purificar el monómero. Schlack, por su parte, suspendió su trabajo sobre esta poliamida al no contar con los medios necesarios para la realización del mismo.

Cuando Schlack reconoció que había perdido la oportunidad de ser el inventor del nylon-66, desvió su interés hacia la síntesis de poliésteres. Sin embargo, y puesto que estas fibras no se podían teñir con los colorantes que había estado utilizando para las fibras de acetato de celulosa, volvió a trabajar con las poliamidas obtenidas a partir de ω -aminoácidos. En 1938 Schlack obtiene las condiciones prácticas necesarias para polimerizar la caprolactama de forma adecuada y con peso molecular necesario para la producción de fibras textiles. Con este invento, se revolucionó en 1938 el mercado de las medias, con la fabricación de las medias de Nylon. Las primeras partidas llegaron a Europa en 1945.

H. Hopff quién sirvió como jefe de intermediarios entre I.G. y los laboratorios de plásticos investigó unas 3000 poliamidas concluyendo que eran el nylon-66 y el nylon-6 las mejores fibras sintéticas. Esta decisión fue aceptada por DuPont que estuvo de acuerdo en cambiar licencias con I.G. en 1939 y cada firma convino promover un nylon diferente. I.G. estableció en 1943 la producción a gran escala del nylon-6 en Landsberg, pero el equipo fue confiscado y trasladado a Rusia después de la II Guerra Mundial.

En 1940 H. Ludewig desarrolló un simplificado proceso continuo (Vereinfach Kontinierlich) para la producción del nylon-6. Este proceso VK ha sido perfeccionado y se emplea para la obtención de nylon-6 tanto en Alemania como en EEUU [2].

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Historia

El Nylon (poliamida con estructura similar a la de la seda) había sido fabricado un tiempo atrás, y como no pareció tener ninguna propiedad especialmente útil y fue dejado de lado, sin ser patentado, continuando con la investigación sobre poliésteres, productos más fáciles de manipular. Trabajando con uno de estos materiales Julian Hill notó que si se acumulaba una pequeña bola de estos polímeros en el extremo de una varilla de vidrio y se estiraba la masa, ésta se extendía llegando a ser de una apariencia muy sedosa. Fue haciendo esto cuando notaron la gran apariencia sedosa de los filamentos extendidos y se dieron cuenta que con el proceso efectuado la resistencia del producto se incrementó, supusieron que lo que estaba ocurriendo, a nivel submicroscópico, es que estaban reorientando las moléculas polímeras.

Debido a que los poliésteres con que estaban trabajando tenían punto de ebullición demasiado bajos para su utilización en productos textiles, regresaron a las poliamidas, que habían dejado a un lado, encontrando que estos materiales poliméricos, también podían ser estirados en frío para incrementar su resistencia a la tensión. Es así como se hicieron tejidos excelentes, filamentos y otros objetos moldeados a partir del fuerte polímero producido por el estirado en frío. La empresa Du Pont nunca tuvo una patente de la composición del material del nylon, sino que únicamente patentó el proceso del estirado en frío. Este proceso descubierto accidentalmente dio lugar al producto más importante que la Du Pont puso en el mercado.

Tipos de Nylon

En la actualidad el Nylon 6,6 y el Nylon 6 constituyen la casi totalidad del nylon producido para la obtención de fibras con destino a la industria textil; sin embargo, existen otros Nylons de gran importancia, como son: Nylon 11; Nylon 12; Nylon 6,10; Nylon 6,12.

En cuanto a su nomenclatura, cuando la poliamida se expresa con un solo número, el nylon procede de una lactama o de un ω -aminoácido (cadena hidrocarbonada con un grupo amino en el extremo y un grupo carboxilo en el otro). Si se expresa con dos números separados por una coma, se obtiene por la reacción de una diamina con diácido o un dihaluro de ácido o un diéster, la primera cifra se corresponde con el número de carbonos de la diamida y la segunda con el número de carbonos del segundo monómero [6].

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Usos y Aplicaciones del Nylon

El Nylon es una fibra elástica y resistente, no la ataca la polilla, no requiere de planchado y se utiliza en la confección de diversidad de tejidos. En la actualidad, se usa más para el mecanizado de piezas en diversos sectores de la industria debido a sus importantes propiedades físicas.

El verdadero éxito del nylon vino primeramente con su empleo para la confección de medias femeninas, alrededor de 1940. Fueron un gran suceso, pero pronto se hicieron muy difíciles de conseguir, porque al año siguiente los Estados Unidos entraron en la Segunda Guerra Mundial y el nylon fue necesario para hacer material de guerra, como cuerdas y paracaídas. Pero antes de las medias o de los paracaídas, el primer producto de nylon fue el cepillo de dientes con cerdas de nylon (figura 7). Las poliamidas se emplean en la elaboración de hilos o filamentos según tres procesos: Seco Húmedo y a partir de la Hilatura de Masa Fundida. Se les emplea en el moldeo de piezas técnicas por inyección y para fabricar perfiles, láminas y películas por extrusión.



FIG. 7. CEPILLO DE CERDAS DE NYLON

Los Nylons han encontrado campos de aplicación como materiales plásticos en aquellos sectores o usos particulares donde se requiere más de una de las propiedades siguientes: alta tenacidad, rigidez, buena resistencia a la abrasión, buena resistencia al calor. Debido a su alto costo no han alcanzado, naturalmente, la aplicabilidad de materiales tales como polietileno o poliestireno, los cuales tienen un precio tres veces más bajo que el del nylon.

Las aplicaciones más importantes de los homopolímeros se encuentran en el campo de la ingeniería mecánica. Aplicaciones bien establecidas son las siguientes: asientos de válvulas, engranajes en general, excéntricas, cojinetes, rodamientos, etc... Además de las propiedades ventajosas señaladas en líneas anteriores, las piezas de nylon pueden funcionar frecuentemente sin lubricación, son silenciosas, pudiendo en muchos casos moldearse en una sola pieza evitándose el ensamblado de las diferentes piezas metálicas o el uso de máquinas caras con la consiguiente pérdida de material.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Polímeros de Ingeniería

Los polímeros son macromoléculas formadas por unidades menores (monómeros), con simplicidad estructural, que se repiten (figura 8):

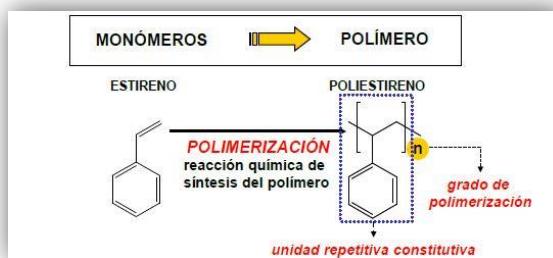


FIG. 8. EJEMPLO POLIMERIZACIÓN DEL POLIESTIRENO.

Clasificación

Existen diversos tipos de polímeros dependiendo de cuál sea su procedencia. De esta manera podrían nombrarse de la siguiente manera:

- ❖ Naturales: Procedencia biológica (Biopolímeros) como proteínas, ácidos nucleicos, polisacáridos o caucho natural.
- ❖ Semisintéticos: Modificación de los polímeros naturales entre otros Acetato de celulosa o Caucho vulcanizado.
- ❖ Sintéticos: Polimerización de monómeros.
 - Poliestireno (PS).
 - Polietileno, Alta y/o Baja densidad (LDPE/HDPE).
 - Polipropileno (PP).
 - Poliamida (PA).

Polímeros Sintéticos

Dentro del grupo de sintéticos se puede hacer una nueva clasificación según sus propiedades plásticas:

- ❖ Termoplásticos: Macromoléculas que interaccionan entre sí mediante enlaces secundarios. Pueden disolverse y fundir y, por lo tanto, fluir en estado fundido.
- ❖ Termoestables: Macromoléculas con una estructura final altamente reticulada. Esta es la responsable directa de las altas resistencias mecánicas y físicas (esfuerzos o cargas,

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

temperatura...) que presentan dichos materiales comparados con los materiales termoplásticos y elastómeros. Por contra es dicha estructura altamente reticulada la que aporta una baja elasticidad, proporcionando a dichos materiales su característica fragilidad.

- ❖ *Cauchos o Elastómeros:* Materiales con resilencia. Los elastómeros hacen referencia al conjunto de materiales formados por polímeros que se encuentran unidos por medio de enlaces químicos adquiriendo una estructura final ligeramente reticulada [6]. Existen tanto naturales como sintéticos.

Desde el punto de vista económico, este tipo de polímero, suelen clasificarse como “commodities” o *Plásticos de ingeniería* (figura 9).



FIG. 9. TIPOS DE POLÍMEROS PLÁSTICOS.

Producto Nurel

Distribución líneas de producción

Nurel dedica su producción total al plástico de ingeniería termoplástico denominado como marca registrada Nylon y dentro de este más concretamente al Nylon 6 (figura 10).



FIG. 10. NYLON 6 PREPARADO PARA SU POSTERIOR USO.

Aproximadamente el 80% de cara a sus posibilidades en el mercado. Es un polímero con gran variedad de propiedades físicas y químicas que hacen de él un producto versátil y por lo tanto, competitivo de cara al mercado industrial.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Nurel aporta a varios ámbitos de la industria como el sector del automóvil, mecanizado de piezas de cara a infinidad de maquinaria industrial y doméstica, arandelas, cableado, engranajes, juntas,... y el sector esperanza de cara al polímero, alimentario

Como se puede ver en la figura 11, el otro porcentaje dentro de todo el producto de Nurel va destinado al sector textil. Con sus instalaciones propias se encarga de la producción de hilo por medio de la técnica de extrusión y varias etapas de procesamiento, como estirado y urdido.



FIG. 11. FABRICACIÓN DE HILO A PARTIR DE NYLON 6.

Investigación y Desarrollo

Gracias a su equipo de I+D+i, que desarrolla un sistema de investigación desarrollado por Nurel, basado en las necesidades del demandante de cara a su uso posterior, ofrece una amplia gama de productos desarrollados para cumplir con los requisitos técnicos más exigentes de sus clientes.

Unas instalaciones amplias y actualizadas que constan de:

- Reactor de policondensación a escala de laboratorio.
- Planta piloto de polimerización.
- Planta piloto de post-condensación.
- Equipos de preparación de muestras para ensayos y equipos para ensayos físicos y químicos (Inyección, estufas, péndulos,...).

PROCESO DE OBTENCIÓN NYLON 6, NUREL

NYLON 6

El Nylon 6 es muy parecido al Nylon 6,6, excepto que tiene solo un tipo de cadena carbonada, de seis átomos de largo (figura 12).

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

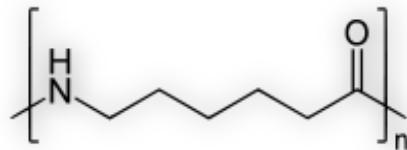


FIG. 12. ESTRUCTURA LINEAL DEL NYLON 6.

Se hace a partir del monómero caprolactama, por medio de una polimerización por apertura de anillo. El Nylon 6 no se comporta diferente al nylon 6,6. La única razón por la que se fabrican los dos tipos, es porque DuPont patentó el Nylon 6,6 y otras compañías tuvieron que inventar el Nylon 6 para poder entrar en el negocio de las fibras sintéticas.

Características de la poliamida 6

Es el más conocido y utilizado de los plásticos técnicos. Posee excelentes propiedades mecánicas, eléctricas, térmicas, químicas, y la posibilidad de ser modificado con aditivos como MoS₂. El MoS₂ es disulfuro de molibdeno, utilizado como aditivo lubricante.

Características principales:

- Alta resistencia mecánica, rigidez, dureza y tenacidad.
- Buena resistencia a la fatiga.
- Alto poder amortiguador.
- Buenas propiedades de deslizamiento.
- Resistencia sobresaliente al desgaste.
- Menor punto de fusión (215°C) que el Nylon-6,6 (254°C).
- Materia prima más barata que la del Nylon-6,6.
- La reacción de polimerización tiene un grado de conversión del 90%.

Estas propiedades ofrecen a ingenieros y fabricantes un amplio rango de posibilidades de utilización que cumplen con los requerimientos de muchas industrias. Muchas veces, el Nylon 6 responde exitosamente donde metales y otros materiales fallan [6].

2.1.2. Materia Prima Nylon 6: ε-Caprolactama

La caprolactama es un compuesto orgánico de color blanco y de características higroscópicas con fórmula empírica (CH₂)₅C(O)NH. Este compuesto es uno de los más usados como intermedio. Su producción anual es aproximadamente de 3·10⁶ toneladas y se emplea en

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

manufactura de Nylon 6 (Perlon®) y otros plásticos. Además la caprolactama es un fuerte disolvente de sustancias químicas orgánicas polares y no polares.

La caprolactama fue sintetizada con éxito en 1938 por Perlón en la I.G.Farben y a partir de este proceso se ha sintetizado este compuesto con muchas variables y condiciones.

Para tener un dato en cuanto a la producción se observa que en 1992 el porcentaje de obtención de la caprolactama de las diferentes empresas en Estados Unidos de América es de un 45 % por Allied Signal, un 30 % por la BASF y un 25 % por la DSM.

En la figura 13 se observa la estructura molecular de la caprolactama donde se observa en hexa-anillo con los grupos amino y cetónico [7].

Propiedades:

- Pto. Fusión: 69.2 °C.
- Pto. Ebullición: 268.5 °C.
- Peso molecular: 113.2 g/mol.
- Densidad (fundida): 1.02 g/cm³.
- Pto. Inflamación: 139.2 °C.
- Solubilidad (20°C): 0.82g soluto/g dson.
- Viscosidad (80 °C): 8.52 cp.
- Calor de fusión: 29.5 cal/g

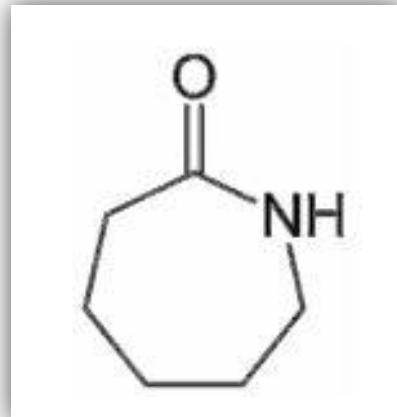


FIG. 13. ESTRUCTURA MOLÉCULAR DE CAPROLACTAMA.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

ANEXO II: PROCESO DE OBTENCIÓN

NUREL

Introducción

Nurel comenzó su producción de fibra de poliamida en 1967. En el año 1999 fue adquirida por el grupo Samca.

El grupo Samca es un grupo de capital 100% privado, con sede en Aragón (España) que está presente en sectores tan diversos como la minería, agricultura, energía, plásticos y fibras sintéticas. Con instalaciones distribuidas por toda España, así como en Francia e Italia, Samca da empleo a cerca de 3500 personas y tiene una facturación anual aproximada de 850 millones de euros.

La empresa

La entrada de Samca, grupo empresarial aragonés, trajo sucesivas inversiones en capacidad de polimerización y en nuevas tecnologías. Gracias a ello, y a la seguridad de pertenecer a un sólido grupo industrial, Nurel se ha convertido en un proveedor de poliamida a nivel internacional.

En su origen, Nurel no contaba con una unidad de negocio para las fibras sintéticas, por lo tanto su producción de poliamida era destinada en su totalidad para su sección de textil dentro del recinto de la fábrica en su totalidad. Pero en la actualidad y debido a la versatilidad de los materiales poliméricos en tantísimos sectores de la industria, Nurel construyó otra célula de trabajo dedicada a los polímeros de ingeniería, en concreto, el Nylon.

Nurel ha conseguido una facturación conjunta de 80 millones de euros, una capacidad de polimerización de 27000 toneladas y 7000 de hilo al año. Da empleo a 300 personas.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

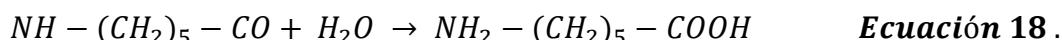
FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Proceso Nurel

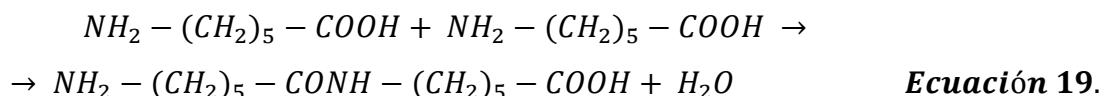
Mecanismo de la reacción de polimerización del Nylon-6

Se ha demostrado por varios investigadores que la caprolactama no polimeriza por sí sola estando seca completamente, o si polimeriza, lo hace después de 150 horas.

Se interpretaba que el agua rompía el anillo de caprolactama, ecuación 18:



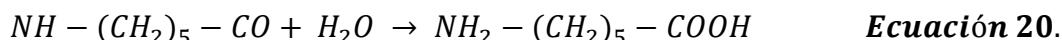
Y que este ω -aminocaproico es el que polimeriza por condensación según la ecuación 19:



Investigaciones posteriores permiten establecer la hipótesis de que la polimerización del nylon-6 transcurre según las reacciones:

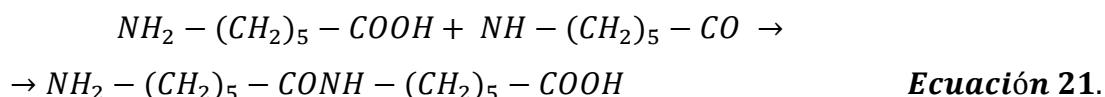
1^a Hidrólisis:

El Nylon 6 se obtiene calentando caprolactama a unos 250°C en presencia aproximadamente 5-10% de agua. El oxígeno carbonilo toma uno de los átomos de hidrógeno del agua:



2^a Poliadición:

Como se puede valorar en la ecuación 21, es una técnica de polimerización en la que se van adicionando, de una en una, moléculas de monómero insaturado a una cadena de polímero en crecimiento. Es típico en la reacción de poliadición que los átomos individuales, normalmente los átomos de hidrógeno, vaguen de un monómero a otro al unirse ambos monómeros por medio de un enlace covalente.



MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

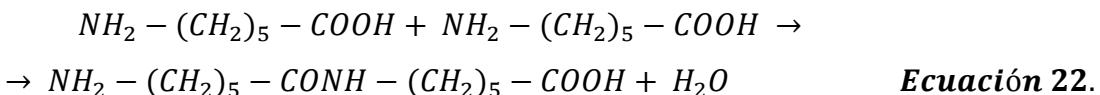
TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

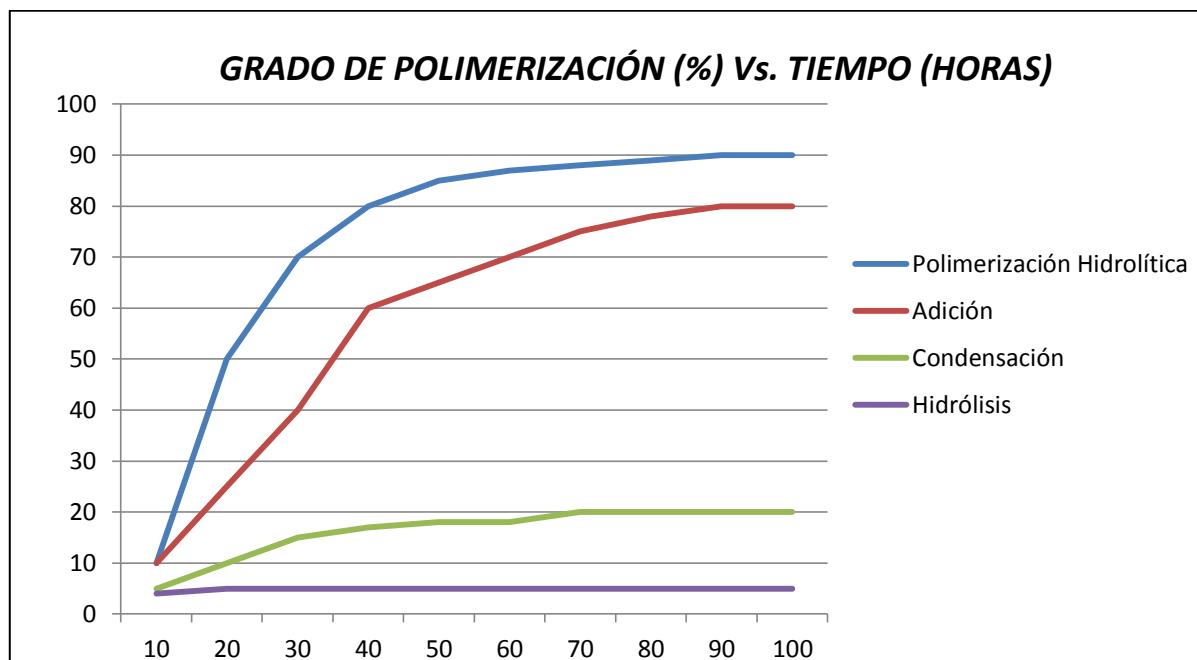
3^a Policondensación

La policondensación, denominada también polimerización por crecimiento en etapas, es un proceso de polimerización que implica una reacción química entre moléculas de monómero multifuncional. En una reacción en etapas, las cadenas en crecimiento reaccionan entre sí formando cadenas más largas. Esto es aplicable a cadenas de cualquier longitud. Así, un monómero o dímero reacciona de la misma forma que una cadena con una longitud de cientos de monómeros. Este proceso contrasta con la polimerización por crecimiento en cadena, en la que únicamente los monómeros pueden reaccionar con cadenas en crecimiento.

Los monómeros, como en las reacciones de poliadición, deben adicionarse en cantidades estequiométricas y da como subproducto moléculas sencillas, en este caso agua como se puede ver en la ecuación 22:



Wiloth estudió las velocidades de reacción relativas de las tres reacciones mencionadas, gráfica 6, valorando el grado de polimerización (eje Y) frente a las horas (eje X):



GRÁFICA 5. VELOCIDAD DE LAS REACCIONES VALORADAS EN EL PROCESO DE POLIMERIZACIÓN.

En esta gráfica se demuestra palpablemente como la velocidad de reacción de la adición es la más rápida. Por lo tanto, debe entenderse que la reacción de poliadición en la polimerización del

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

nylon-6 es la predominante. Según lo dicho, se acepta que primeramente se da la hidrólisis, inmediatamente después la poliadición y por último la policondensación.

La hidrólisis es una reacción que requiere energía externa para que se produzca, en cambio las otras dos son exotérmicas.

La polimerización del nylon-6 está catalizada por el H₂O y transcurre según la hipótesis mencionada, pero también se le agrega ácido que cumple tres misiones:

1. Estabilizador.
2. Iniciador.
3. Regulador de cadenas.

Fórmula molecular del Nylon 6 (figura 14).

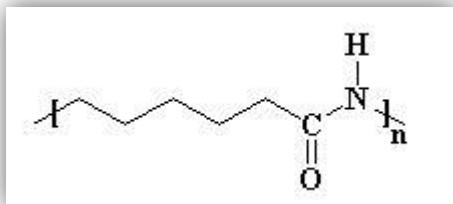


FIG. 14. MOLÉCULA DE REPETICIÓN DEL NYLON 6.

Reactor: Tubo polimerizador VK

El cuerpo del subreactor se puede dividir en tres zonas de reacción principales calentadas por un complejo sistema de calentamiento HTM (figura 15). El monómero líquido que contiene todos los aditivos entra en la parte superior del reactor y se desplaza hacia abajo por la gravedad. El polímero crudo fundido deja la parte inferior del reactor a una velocidad de salida constante y contiene alrededor del 8% de monómero sin reaccionar y subproductos cíclicos de oligómero.

La bomba de descarga de la fusión se ajusta libremente y es, por tanto, el “maestro” de la línea completa de polimerización. El exceso de agua junto con impurezas volátiles abandonarán el reactor por la parte superior por un sistema de vapor.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

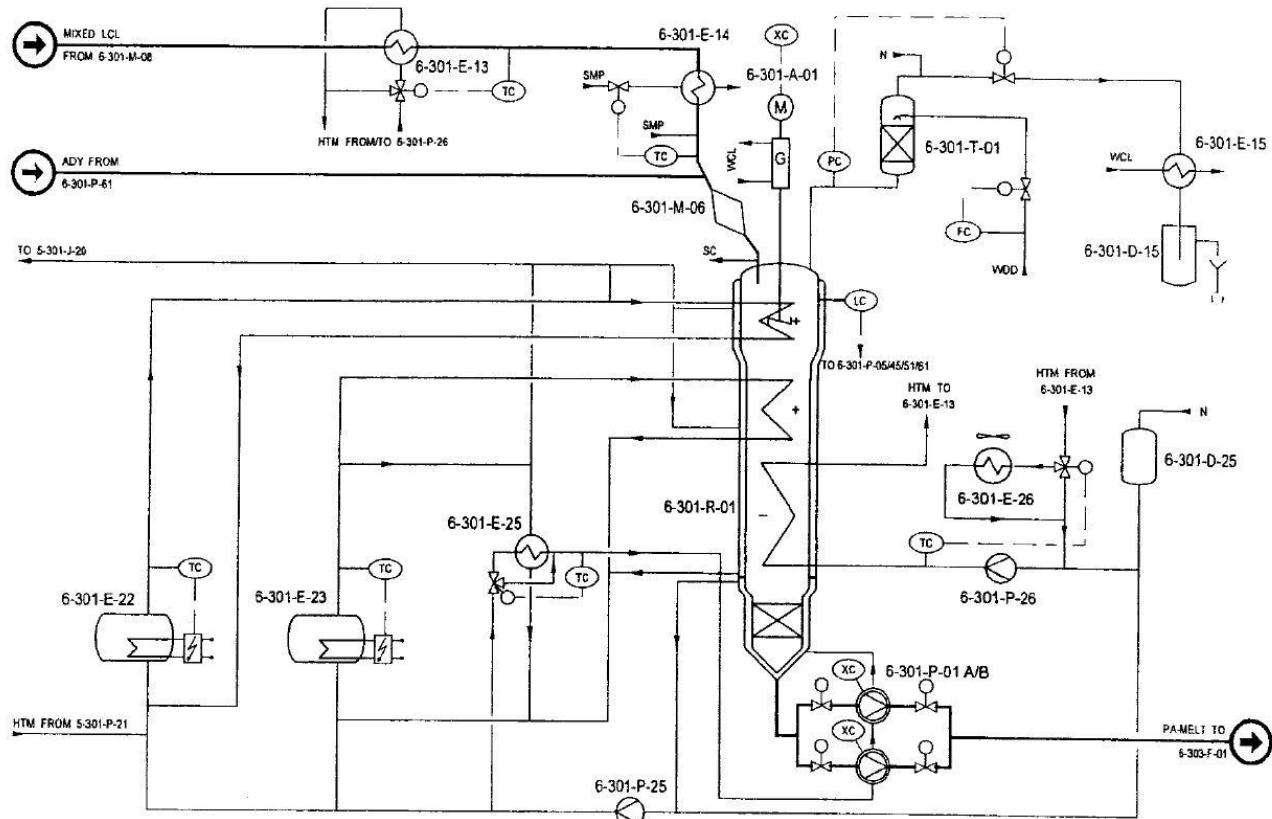


FIG. 15. PLANO DEL CIRCUITO DE POLIMERIZACIÓN EN REACTOR VK.

Este tipo de reactor tiene las siguientes ventajas en comparación con los reactores de flujo tapón:

- Mejor estabilidad térmica por la reutilización del calor de reacción para el calentamiento del producto.
- Mejor uniformidad y un mayor rendimiento de la abertura del anillo de lactama y de los índices de reacción de poliadición.
- Menor formación de subproductos cíclicos de oligómeros.
- Mejor renovación de la superficie de fusión para soportar la evaporación del agua y de las impurezas volátiles.
- Mantenimiento en movimiento de las partículas suspendidas de la sustancia para matizar TiO_2 .

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Extracción

Una vez realizado el corte a la salida del reactor, los chips (denominado así, al producto sólido resultante después del corte del fundido a la salida) son llevados por bombeo con flujo de agua al extractor. Antes de la entrada son centrifugados para separar el agua de transporte y cribar para separar del rechazo por mal corte o impurezas.

Desplazado por gravedad, el producto pasa a través de 5 zonas de calentamiento donde se controla la temperatura del agua para asegurar el máximo rendimiento de extracción. Se realiza a presión atmosférica. El agua pasa a contracorriente para ser desalojada por la parte superior para su posterior tratamiento. El contenido de monómeros y oligómeros de los chips disminuye desde, aproximadamente, 8,5 hasta 0,5% de peso mientras que el agua que abandona la columna debería contener alrededor del 10,0% en componentes de bajo peso molecular.

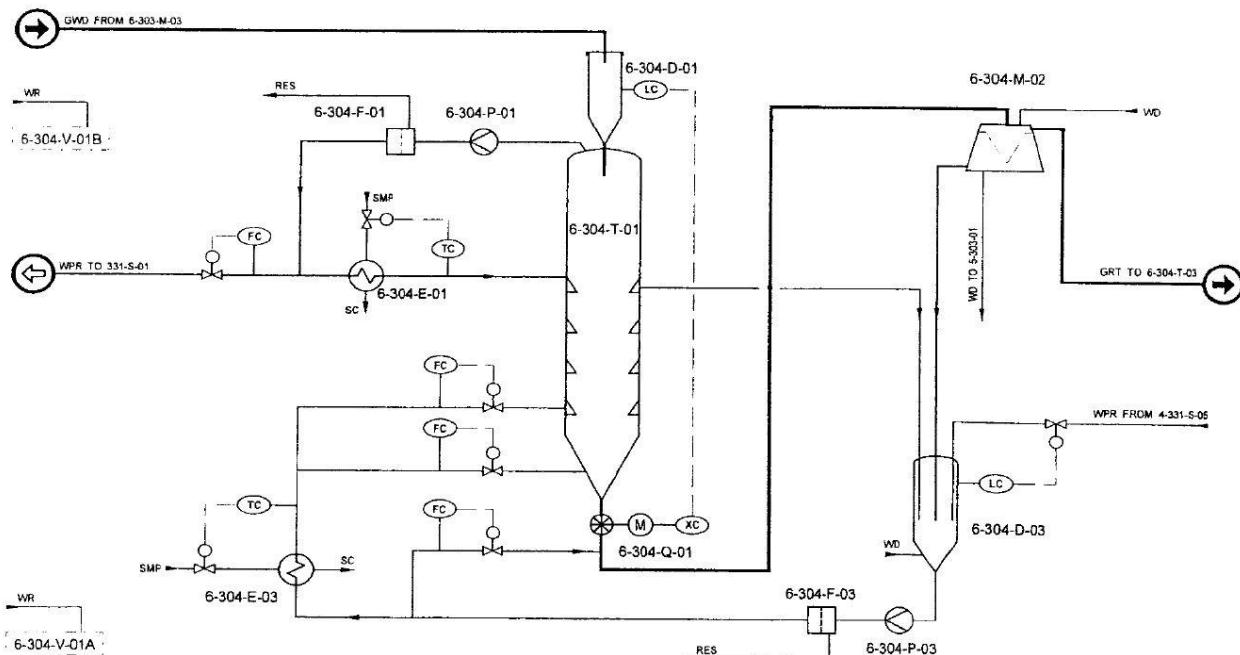


FIG. 16. PLANO PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ELEMENTOS DE BAJO PESO MOLECULAR DEL PRODUCTO.

Los chips lavados son desalojados mediante la válvula rotativa y recogidos mediante el sistema de transporte hidráulico y enviados a la centrifugadora situada justo antes del secador, última fase antes de obtener el producto final.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Secado

Proceso continuo. Los chips llegan de la centrifugadora de la extracción continua con un contenido alrededor del 13% en peso de humedad que debe retirarse mediante tratamiento a contracorriente del nitrógeno seco.

La circulación superior tiene que calentar los chips y retirar la mayor parte del agua. El nitrógeno fluye hasta el secador y es calentado hasta 120°C mediante vapor sobrecalentado.

La temperatura del nitrógeno de circulación tiene que ser de, al menos, aproximadamente 70°C para evitar la saturación del agua.

El suministro de nitrógeno inferior se opera a temperaturas inferiores a 115°C para evitar la postcondensación de los chips (Esto solo en la línea para material destinado a textil que no se desea unos altos valores de viscosidad).

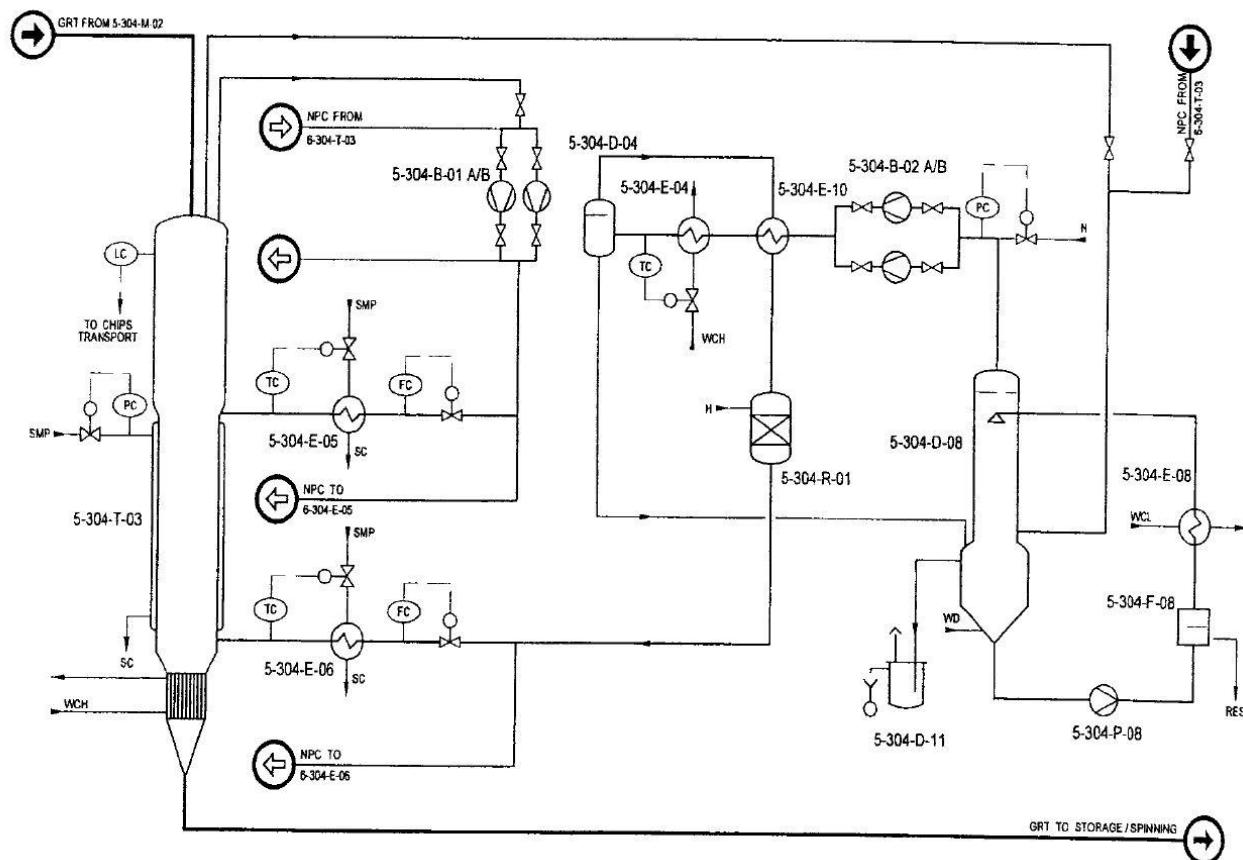


FIG. 17. PLANO DEL PROCESO DE SECADO PARA OBTENCION DE PRODUCTO FINAL.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

La torre de secado se divide en tres zonas:

- Prácticamente toda la humedad de los chips se retira en la zona superior del secador.
- La gran zona del medio sirve para obtener el contenido final de humedad.
- La zona inferior es un conjunto de tubo para la refrigeración de los chips calientes hasta alrededor de 45°C.

Los chips húmedos se cargan de manera continua en la parte superior de la columna de secado y se desplazan hacia abajo por la gravedad abandonando el cono inferior. Hay dos entradas de nitrógeno que tienen diferentes puntos de condensación. El gas fluye hacia arriba a contracorriente de los chips y deja la columna de su tapa superior en estado húmedo.

Resumen del Proceso

Simple y productivo del cual se obtiene una conversión alta de la reacción de aproximadamente un 90% de la materia prima introducida y contando las perdidas solo en averías en el proceso de corte y toma de muestras además, del perdido por depósito en los equipos tanto de proceso como de envío.

Reacción sin uso de catalizadores, hace de este un proceso económico y no muy agresivo con el medio ambiente, salvo por el aditivo que se incluya en el proceso el cual sus desechos como efluentes podrían ser peligrosos con el medioambiente. Con el paso del tiempo y la mejora continua el uso de nuevos aditivos está aumentando el riesgo de contaminación pero para ello se toman medidas en la planta de aguas residuales antes de enviar el agua a la red pública.

La extracción se podría hacer a mayor presión para conseguir un mayor rendimiento de solubilidad del agua y evitar pérdidas, pero como estas son de un 0,5% aprox. se entiende que es más económico contar con ello que realizar una instalación nueva con equipos que soporten presiones y equipos de calefacción adecuados para esta.

El secado es la etapa más sencilla pero no menos importante por ello, es la que decide el contenido de agua en el producto final y por tanto el porcentaje de peso sin valor que vamos a dejar en ese lote. En la actualidad cobra aún más importancia para el Nylon 6 derivado a uso de mecanizado de piezas donde las propiedades físicas como la viscosidad son claves.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

ANEXO III: CÁLCULOS

Ensayo Entalpía de Mezcla

Para el cálculo de la entalpia de mezcla, se realiza un ensayo en laboratorio entre ambos fluidos con una masa conocida de ambos y a una temperatura fijada, en un recipiente adiabático para confirmar que no existe entalpia de mezcla y así poder calcular las entalpias a través de una media ponderal.

- Corrientes:
 - Lactama
 - Temperatura: 74 °C.
 - Volumen: 200 mL.
 - Densidad: 1,02 g/cm³.
 - Masa: 204,00 g.
 - C_p (medio): 2,20 J/g°C.
 - Agua
 - Temperatura: 50°C.
 - Volumen: 200 mL.
 - Densidad: 1,00 g/cm³.
 - Masa: 200,00 g.
 - C_p: 4,17 J/g°C.

Con la ecuación del cálculo de la entalpia entre dos compuestos se obtiene:

$$\Delta H = 0 = \Delta H_{mezcla} + \dot{m}_{capro.} \cdot C_{p_{capro.}} \cdot (T_{final} - 74) + \dot{m}_{agua} \cdot C_{p_{agua}} \cdot (T_{final} - 50)$$

Si $\Delta H_{mezcla} = 0$ y $m_{caprolactama} = m_{agua}$, entonces:

$$2,20 \cdot (74 - T_{final}) = 4,17 \cdot (T_{final} - 50)$$

Y despejando la T_{final}:

$$T_{final} = 371,3 / 6,37 = 58,3 ^\circ C$$

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

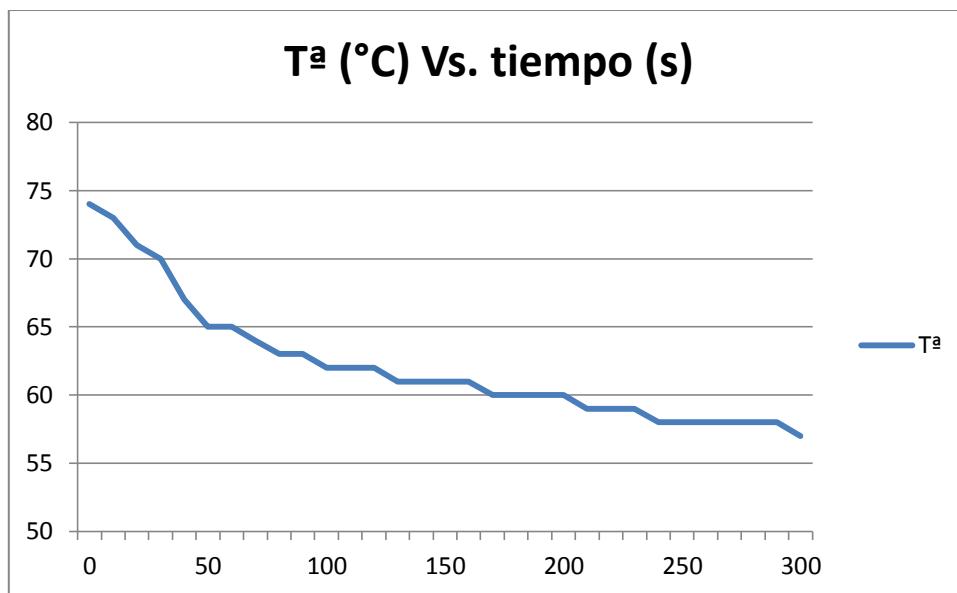
TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

El resultado del ensayo después de 5 minutos es 58, con un último dato de 57, que podría deberse a pérdidas de calefacción en el recipiente adiabático. Quizás no se pudo mantener correctamente un sistema adiabático y el resultado no sea preciso

Se supone que la entalpía de mezcla tras el experimento es cero o próxima a cero (ya que la caprolactama no es una sal que suelen ser las sustancias que, al disolverse, alteran este valor).

Por lo que, se considera que no existe entalpía de mezcla y se realiza una media ponderal con la composición de las corrientes para el cálculo de las entalpias de la disolución agua-lactama.



GRÁFICA 6. TEMPERATURA MEZCLA AGUA-LACTAMA.

(Gráfica del cambio de temperatura frente al tiempo que se realizó en laboratorio de Nurel para el ensayo de la entalpía de mezcla).

Balance de materias planta original

Datos que se conocen:

- Composición de las corrientes:

- $X_{L5} = 0,52$.
- $X_{L4} = 0,39$.
- $X_{L3} = 0,27$.
- $X_{L2} = 0,21$.
- $X_{L1} = 0,17$.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

- Datos registrados
 - Composición F inicial que abastece la planta de recuperación:
 - $X_F = 0,15$.
 - Caudal de salida de la planta:
 - $L = 1204,2 \text{ kg/h}$.

A partir de la ecuación de balance de materias (ecuación 1 de la memoria) y el balance de caprolactama en cada fase:

$$F = E + L$$

$$F \cdot X_F = L \cdot X_L$$

Se tiene un sistema de dos ecuaciones y dos incógnitas. Se calcula F a partir de la segunda ecuación:

$$F = L \cdot \left(\frac{X_L}{X_F} \right)$$

Y con F y L para la quinta etapa se calcula E despejando de la primera:

$$E = F - L$$

Se registran los datos en la siguiente tabla:

EFECTO/DATOS	5º EFECTO	4º EFECTO	3º EFECTO	2º EFECTO	1º EFECTO
F (Kg/h)	1606,33	2269,56	3003,81	3657,75	4193,61
X_F	0,39	0,27	0,21	0,17	0,15
E (Kg/h)	402,13	663,22	734,25	653,94	535,86
X_E*	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
L (Kg/h)	1204,21	1606,33	2269,56	3003,81	3657,75
X_L	0,52	0,39	0,27	0,21	0,17

X_E* = FRACCIÓN MOLAR EN LA SUSTANCIA VOLÁTIL (AGUA) = 0 EN CONDICIONES NORMALES

*DATOS = DATOS OBTENIDOS A TRAVÉS DE CÁLCULOS

Estas corrientes son las reales de la planta y por tanto permiten caracterizar cada una de las etapas en el balance de energía.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Balance de Energía

Después de la obtención de los flujos máscicos de cada corriente se debe calcular la energía que se transfiere en cada intercambiador.

Con los datos de la tabla anterior se comienza el balance de energía con la ecuación de conservación de la energía:

$$F \cdot h_F + W \cdot H_W = E \cdot H_E + W \cdot h_W + L \cdot h_L$$

Se conoce el caudal de vapor saturado introducido en los intercambiadores 4º y 5º repartido a partes iguales por lo que:

$$W/2 = 3060,8/2 = 1530,4 \text{ kg/h.}$$

Este caudal entra en el 4º y en el 5º. Condiciones de este vapor:

- Vapor de 8 kg/cm^2 reducido por válvula reductora a $5,5 \text{ kg/cm}^2$ (debido a las posibilidades de la planta que no aguanta mayor presión por diseño), que buscando en la tabla de vapor saturado del ANEXO IV de tablas se sabe que tiene una temperatura de 156°C y una entalpía en esas condiciones de:
 - $H_W = 2752,32 \text{ kJ/kg}$. Corriente en estado vapor.
 - $h_w = 658,17 \text{ kJ/kg}$. Corriente en estado condensado.

La E de cada etapa es la W de la anterior, a excepción de la etapa número tres que es la suma del agua evaporada en la etapa 4 y 5. La entalpía del vapor de agua evaporada (H_E) a la temperatura de ebullición de la mezcla que es la del evaporador se obtiene de la misma tabla de manera que:

ETAPA	E (kg/h)	H_E (kJ/kg)	Temperatura del vapor vivo (°C)
5ª	402,13	2696,19	117,53
4ª	663,22	2684,83	110,25
3ª	734,25	2660,51	94,65
2ª	653,94	2648,65	83,85
1ª	535,86	2622,77	70,44

La W del evaporador 3, es la suma de $E_5 + E_4$, siendo la temperatura, una media ponderal entre la parte proporcional que ocupa cada corriente y su temperatura de manera que las condiciones de T_{W3} son:

$$E_5 + E_4 = 1065,35 \text{ kg/h} \rightarrow 38\% \text{ en } E_5 \text{ y } 62\% \text{ en } E_4. \text{ Así que } T_{W3}:$$

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

- $T_{W3} = (117,53 \cdot 0,38) + (110,25 \cdot 0,62) = 113,00 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Entalpías de la disolución agua-caprolactama

Antes del cálculo se realiza la obtención del calor específico medio de la caprolactama a partir de la tabla 2 del ANEXO IV de tablas que dice:

$$\text{Caprolact. Sólida} \rightarrow \frac{C_p}{R} = 0,084T - 6,4. \text{ Para rango de } T^{\text{as}} [290,0 - 342,3]K$$

$$\text{Caprolact. Líquida} \rightarrow \frac{C_p}{R} = 0,051T + 11,4. \text{ Para rango de } T^{\text{as}} [342,3 - 500,0]K$$

Con $R = 8,31 \text{ (J/molK)}$ y las temperaturas de cada evaporador, se sacan los calores específicos de caprolactama pura en $\text{J/molK} (= \text{kJ/kmolK})$ que dividiendo por el peso molecular de la caprolactama ($113,2 \text{ g/mol} = 113,2 \text{ kg/kmol}$) y utilizando la de caprolactama líquida para todas las corrientes excepto, la alimentación a la planta ya que al estar por debajo del punto de ebullición de la caprolactama (69°C) se utiliza la ecuación del cálculo de C_p para caprolactama sólida:

Ejemplo:

$$C_p = (0,051T + 11,4)R \text{ para } 5^{\text{o}} \text{ evaporador} = 260,31 \text{ kJ/kmolK} / 113,2 \text{ kg/kmol} = 2,30 \text{ kJ/kgK}$$

Temperatura del vapor vivo (K)	C_p caprolactama (kJ/kgK)	Etapa
390,68	2,30	5 ^a
383,40	2,27	4 ^a
367,80	2,22	3 ^a
357,00	2,17	2 ^a
343,59	2,12	1 ^a
338,65	2,11	Alimentación

Con estos resultados se calcula el C_p medio ya que facilita los cálculos y la variación para las condiciones que se manejan es mínima. Por lo cual:

$$\overline{C_p} = \frac{(2,30 + 2,27 + 2,22 + 2,17 + 2,12 + 2,11)}{6} = 2,20 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}}$$

Esta valor multiplicado por la variación de temperatura de cada etapa da el valor de entalpia para caprolactama pura. Que multiplicado por la composición correspondiente a cada etapa y sumada a la correspondiente del agua darán el valor de entalpia de mezcla utilizado.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

<i>hF/hL Caprolactama</i>	<i>hF/hL Agua</i>	<i>XF/XL Caprolactama</i>	<i>Etapa</i>
<i>(2,20x70,44) = 154,85</i>	<i>294,92</i>	<i>0,17</i>	<i>1</i>
<i>(2,20x83,85) = 184,33</i>	<i>351,44</i>	<i>0,21</i>	<i>2</i>
<i>(2,20x94,65) = 208,07</i>	<i>396,96</i>	<i>0,27</i>	<i>3</i>
<i>(2,20x110,24) = 242,37</i>	<i>462,72</i>	<i>0,39</i>	<i>4</i>
<i>(2,20x117,53) = 258,37</i>	<i>493,40</i>	<i>0,52</i>	<i>5</i>
<i>(2,20x65,5) = 106,07</i>	<i>274,10</i>	<i>0,15</i>	<i>Alimentación</i>

Realizando una media ponderal con los datos calculados anteriormente de las entalpias de caprolactama y las obtenidas del agua interpolando en la tabla 1 del ANEXO IV se obtiene las entalpias de mezcla para cada una de las corrientes:

Ejemplo: Etapa 1 = $(154,85 \cdot 0,17) + (294,92 \cdot (1 - 0,17)) = 271,11 \text{ kJ/kg}$.

<i>hF/hL ORIGINAL kJ/kg</i>	<i>Etapa</i>
<i>271,11</i>	<i>1</i>
<i>311,85</i>	<i>2</i>
<i>345,20</i>	<i>3</i>
<i>377,44</i>	<i>4</i>
<i>372,12</i>	<i>5</i>
<i>249,18</i>	<i>Alimentación</i>

La interpolación consiste en la obtención de un dato que no se sabe pero está acotado por dos conocidos. Por lo que al saber la entalpia del vapor de agua a de dos temperaturas que acoten la deseada se realiza la siguiente ecuación:

$$\frac{hL_{\text{cota mayor}} - hL_{\text{cota menor}}}{x - hL_{\text{cota menor}}} = \frac{T_{\text{cota mayor}} - T_{\text{cota menor}}}{T_{\text{buscada}} - T_{\text{cota menor}}}$$

Despejando x se obtiene el valor de la entalpía a la temperatura buscada. Después de este cálculo se registra en tabla el valor de todos los parámetros:

EFFECTO/DATOS	5° EFECTO	4° EFECTO	3° EFECTO	2° EFECTO	1° EFECTO
F (Kg/h)	1606,33	2269,56	3003,81	3657,75	4193,61
hF (KJ/Kg)	380,65	345,64	311,44	270,22	249,18
XF	0,39	0,27	0,21	0,17	0,15
E (Kg/h)	402,13	663,22	734,25	653,94	535,86
HE (KJ/Kg)	2696,19	2684,83	2660,51	2648,65	2622,77
XE*	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
L (Kg/h)	1204,21	1606,33	2269,56	3003,81	3657,75
hL (KJ/Kg)	378,34	380,65	345,64	311,44	270,22
XL	0,52	0,39	0,27	0,21	0,17
W* (Kg/h)	1530,39	1530,39	1065,35	734,25	653,94
HW (KJ/Kg)	2752,32	2752,32	2662,42	2645,51	2639,16
hW (KJ/Kg)	658,17	658,17	393,44	343,68	324,97

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Coefficientes de Pérdidas

Se tienen registrados y calculados todos los parámetros para la ecuación de la conservación de la energía.

Para contrastar el caudal de vapor saturado utilizado ($W_{teórico}$) con el que realmente se utiliza en el intercambio (W_{real}), de la ecuación de la conservación de la energía se despeja W para cada etapa, ya que se tiene caracterizada todas y cada una de las corrientes del proceso. De esta manera se calcula el caudal de vapor necesario para realizar la transferencia que se realiza en cada evaporador:

$$W = \frac{\left(L \cdot H_E \left(\frac{X_L}{X_F} \right) \right) - L \cdot H_E + L \cdot h_L - \left(L \cdot h_F \left(\frac{X_L}{X_F} \right) \right)}{(H_W - h_W)}$$

Obteniendo unos valores distintos a los introducidos en cada etapa:

ETAPA	<i>Wteórico de intercambio(kg/h)</i>	<i>Wreal que se introduce (kg/h)</i>
5 ^a	443,31	1530,39
4 ^a	767,68	1530,39
3 ^a	794,38	1065,35
2 ^a	729,48	734,25
1 ^a	582,86	653,94

Con estos dos valores del caudal de vapor se realiza el cálculo del flujo de calor en kJ/h:

$$W \cdot (H_W - h_W) = Q$$

Habiendo registrado los valores de las entalpías del vapor saturado, se realiza una tabla con los calores teórico y real que se obtienen:

ETAPA	<i>Qteórico de intercambio(kJ/h)</i>	<i>Qreal que se introduce (kJ/h)</i>
5 ^a	928352,62	3204866,22
4 ^a	1607648,06	3204866,22
3 ^a	1802433,62	2417257,84
2 ^a	1679151,39	1690118,68
1 ^a	1348857,48	1513341,41

A continuación se realiza el mismo registro para los coeficientes de transmisión de calor:

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

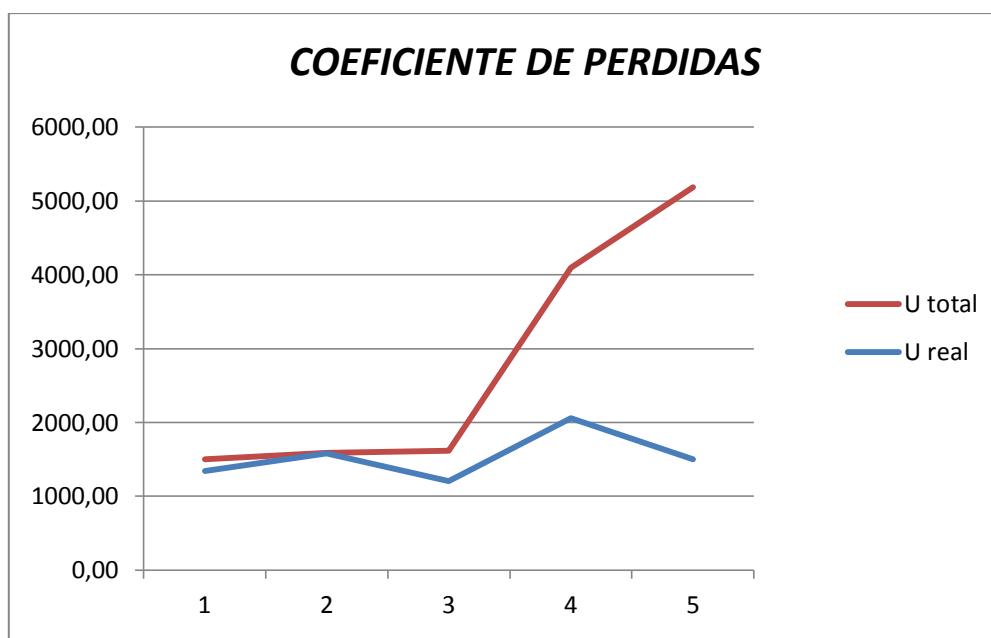
TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

ETAPA	<i>Uteórico de intercambio(kJ/h)</i>	<i>Ureal que se introduce (kJ/h)</i>
1 ^a	1502,00	1338,75
2 ^a	1590,88	1580,54
3 ^a	1619,59	1207,66
4 ^a	4096,70	2055,01
5 ^a	5185,70	1502,14

De este modo a través del cociente entre ambos obtenemos el coeficiente de pérdidas que nos ayudara en la obtención de datos representativos de la planta en simulaciones para configuraciones alternativas:

Etapa	<i>U total/U real</i>
1	1,12
2	1,01
3	1,34
4	1,99
5	3,45



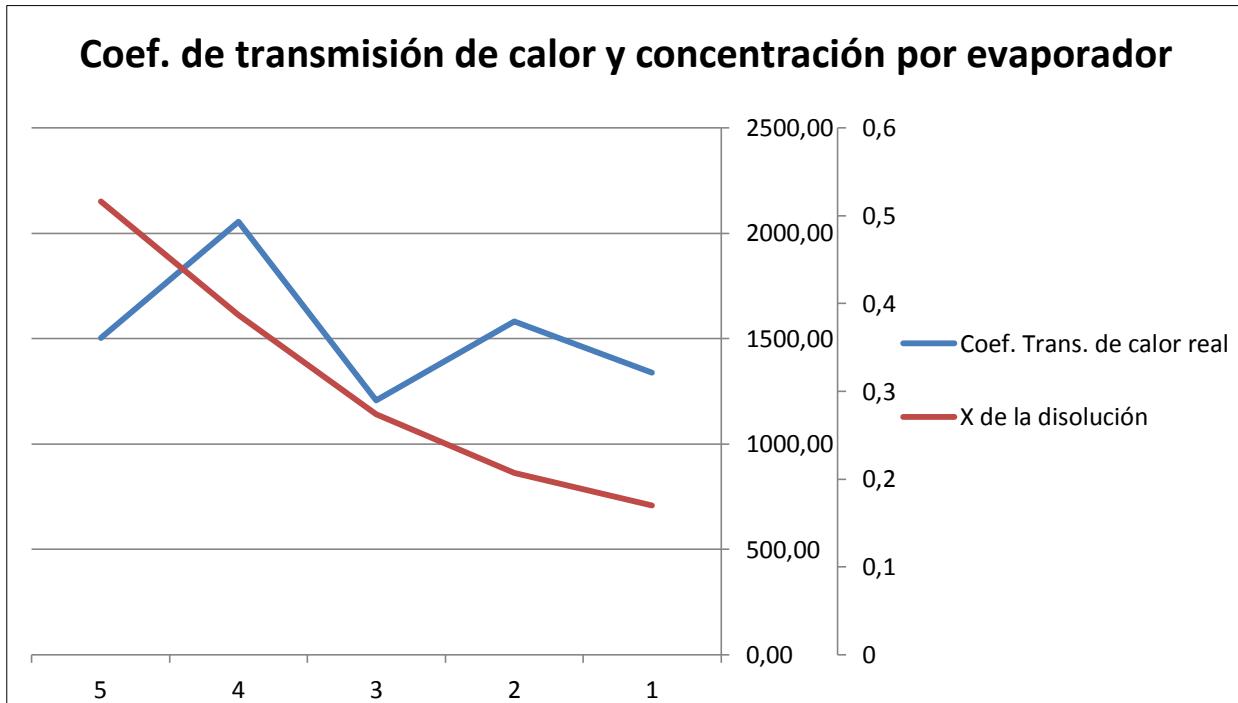
Una vez obtenido el coeficiente de pérdidas se utiliza dividiendo el flujo de calor por él en la ecuación de conservación de la energía en la etapa correspondiente ($W(H_w - h_w)/\text{Coef. Pérdidas}$)

Antes se expone una serie de graficas comparando distintos datos del balance de energía:

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA



Proceso Iterativo

Se van a detallar los pasos a seguir en cada uno de los diferentes casos que se han estudiado de la planta de recuperación. Se procede a explicar el proceso de cálculo iterativo en general y después se expondrá los datos en tabla con cada una de las configuraciones.

Se busca unas condiciones de partida, para las cuales se desconocen cuál será el resultado en las diferentes configuraciones. Se trata de estudiar qué configuración se comporta de manera más eficiente acercándose a las condiciones de la planta original.

Por ello se fija la corriente de entrada a la planta:

- $F_1 = 4200 \text{ kg/h}$.
- $X_{F1} = 0,15$.

A partir de la ecuación:

$$L_{final} = F_{inicial} \cdot \left(\frac{X_{F_{inicial}}}{X_{L_{final}}} \right) \quad \text{Balance de Caprolactama.}$$

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

En el evaporador final de cada configuración, la $X_{L\text{final}}$, es desconocida. Inicialmente estará dentro del intervalo que comprende la composición de partida con la caprolactama pura (0,15 y 1,00), así que se trabaja con el punto medio del intervalo correspondiente al paso iterativo en el que se encuentre. Inicialmente es:

$X_{L\text{final}} = (1,00 + 0,15) / 2 = 0,575$. Por lo que la L_{final} :

$$L_{\text{final}} = 4200 \text{ kg/h} \cdot (0,15/0,575) = 4200 \text{ kg/h} \cdot 0,26 = 1095,65 \text{ kg/h.}$$

Es el método ya que no se puede despejar explícitamente en cada etapa de los balances de materia y energía y se tiene que resolver etapa a etapa hasta conseguir que converja el valor de entrada a la planta.

Se comienza desde la última etapa hasta la primera. Si el valor obtenido (F' y X_F') converge con el objetivo, ese será el valor de la disolución de salida. En caso contrario y en función del resultado obtenido se tiende hacia un valor de $X_{L\text{final}}$ o en el intervalo [0,15-0,575] o [0,575-1,00], y así, sucesivamente.

Se tiene un sistema de tres ecuaciones con tres incógnitas. La primera ecuación y la primera incógnita ya está explicado. La siguiente ecuación es el balance global:

$$F = E + L$$

Balance Global

Del que se despeja E para sustituir como F-L.

Con la ecuación de la conservación de la energía se tienen las tres ecuaciones:

$$F \cdot h_F + W \cdot H_W = E \cdot H_E + W \cdot h_W + L \cdot h_L$$

Desarrollando en ella, los valores de F y E obtenidos de las otras ecuaciones, utilizando el coeficiente de pérdidas para que el proceso sea representativo a la realidad, se obtiene una ecuación de conservación de la energía desarrollada:

$$\frac{W}{\text{Coeficiente de pérdidas}} = \frac{(L \cdot [(X_L/X_F) \cdot H_E] - LH_E + Lh_L - L[(X_L/X_F) \cdot h_F]}{(H_W - h_W)}$$

Se despeja el valor de X_F de la etapa correspondiente para el cálculo de la composición de entrada a esa etapa:

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

$$X_F = \frac{(LX_L \cdot (H_E - h_F))}{\frac{W \cdot (H_W - h_W)}{\text{Coeficiente de pérdidas}} + LH_E - Lh_L}$$

Con este valor, en la primera ecuación, despejando se obtendrá el valor de F, que a su vez, utilizado en el balance global nos dará E. De manera que se tendrá caracterizada una etapa con el Valor de F y su composición, que son L y su composición de la etapa anterior. Se sustituye en el balance de energía y se resuelve el sistema.

Se repite hasta el evaporador inicial y si sale la $X_{F\text{initial}}$ distinta al objetivo marcado para $X_{F\text{final}}$, se prueba con otro dato posible de $X_{L\text{final}}$ hasta que converjan $X_{F\text{initial}}$ y $X_{F\text{final}}$. En función de este dato se va estrechando el intervalo de valor de $X_{L\text{final}}$ hasta dar con el valor definitivo.

Economía

Es el parámetro que nos indica el ahorro que obtenemos en cada configuración a modo de obtener un valor representativo de lo eficiente o no que es ese diseño de planta. Se obtiene del cociente entre el caudal de evaporados total del proceso (E_{TOTAL}) y el caudal de vapor saturado que se utiliza (W):

$$\text{Economía} = \frac{E(\text{Caudal de evaporados})_{Total}}{W(\text{Caudal de vapor de alimentación})}$$

El cálculo de las economías con caudal de vapor saturado igual que la planta actual:

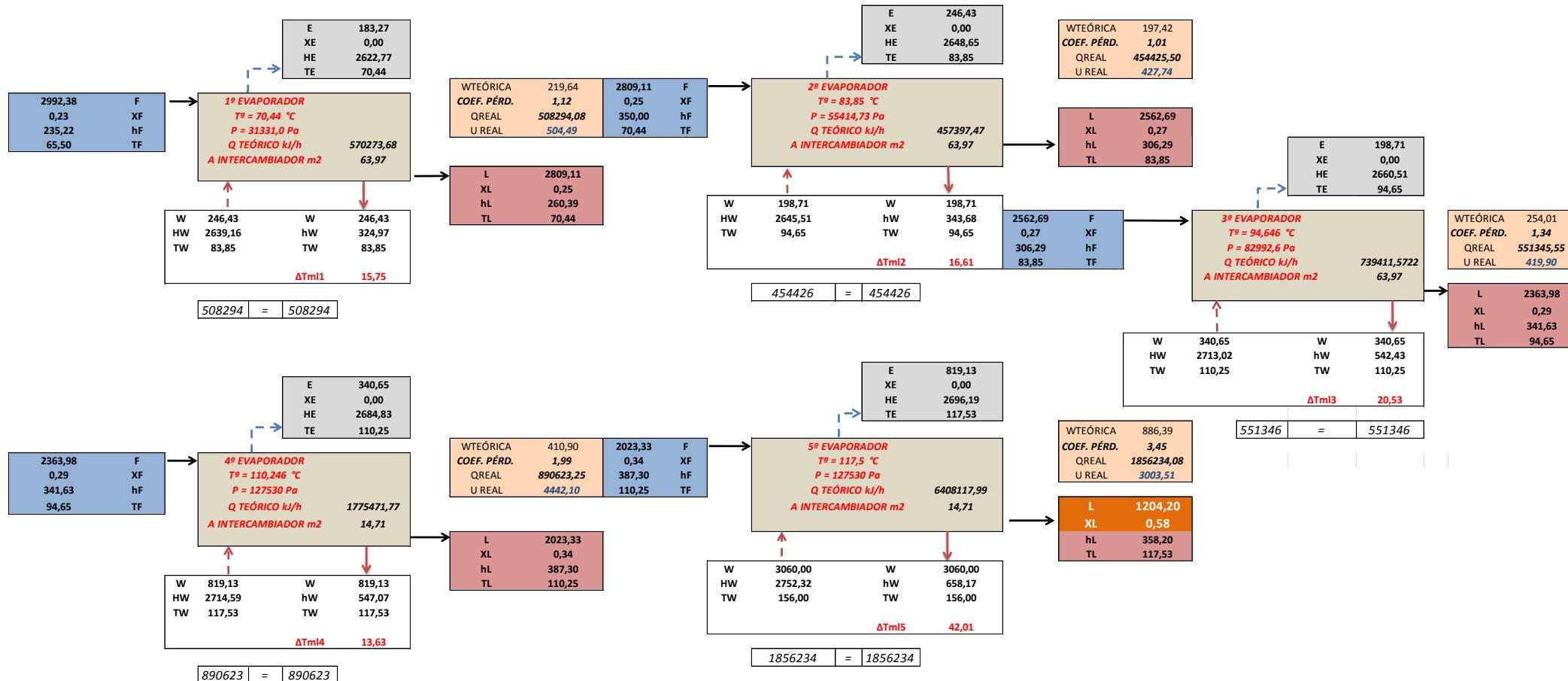
- 5 Evaporadores en orden: $5^\circ - 4^\circ - 3^\circ - 2^\circ - 1^\circ$ (Calentamiento solo 5º Evaporador) = 0,49.
- 4 Evaporadores en orden: $4^\circ - 3^\circ - 2^\circ - 1^\circ$ = 1,29.
- 4 evaporadores en orden: $2^\circ - 1^\circ - 3^\circ - 4^\circ$ = 2,39.
- 5 evaporadores en orden $2^\circ - 1^\circ - 3^\circ - 4^\circ - 5^\circ$ = 2,35.
- 3 evaporadores en orden $2^\circ - 1^\circ - 3^\circ$ = 2,14.

A partir de ahora y hasta el final del Anexo se presenta la hoja de cálculo de cada simulación con el dato final de las mejores condiciones en función de caudal de vapor y similitud a las corrientes de la planta original.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA



MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

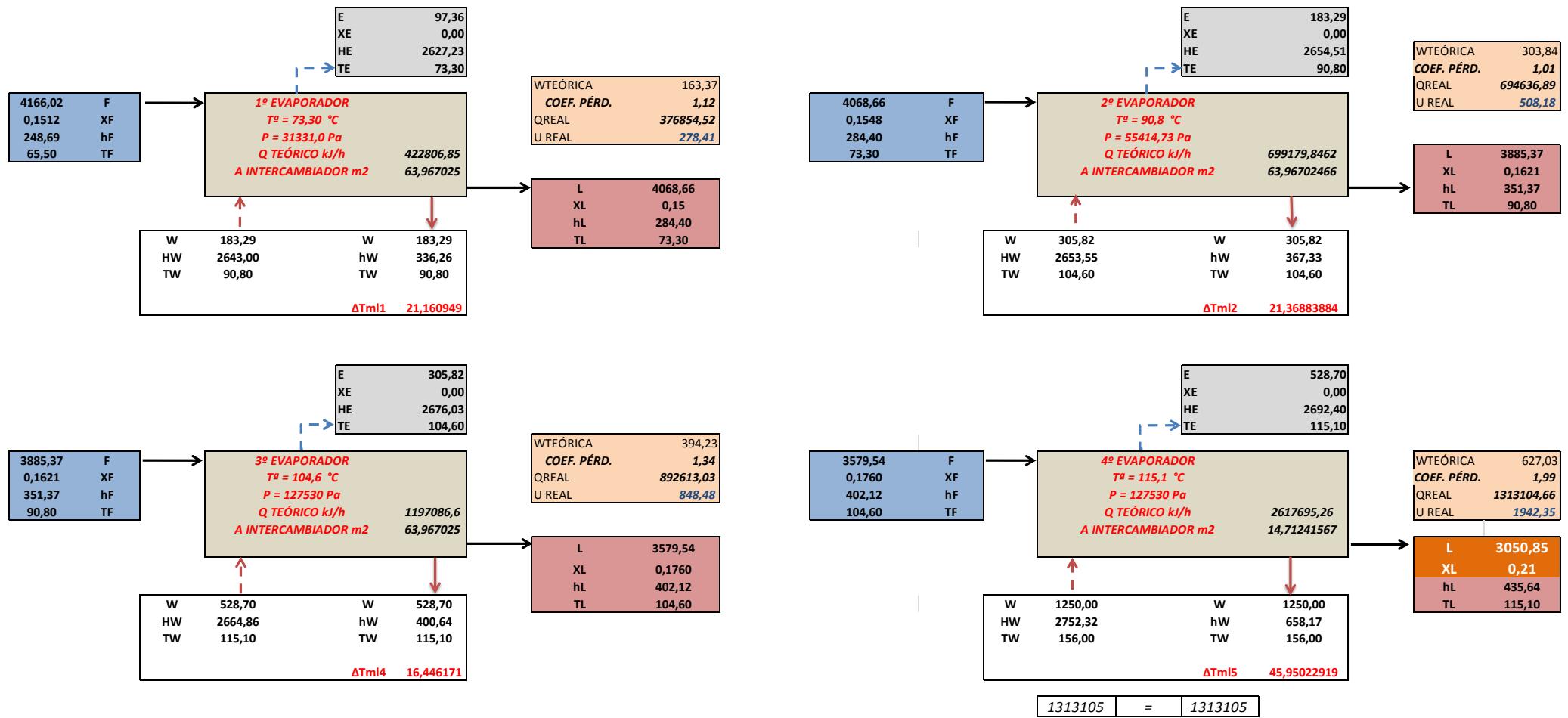
		ITERACIÓN	W = 3000	1	2	3	4	5	6
F	4200	F1	2854,108787	3380,05	3970,13	4534,17	4202,94	4704,30	4429,81
XF	0,15	XF1	0,22073	0,18639	0,15869	0,13895	0,14990	0,13392	0,14222
		XL5	0,575	0,36250	0,25625	0,20313	0,22969	0,18984	0,20977
		L5	1095,652174	1737,93103	2458,536585	3101,538462	2742,85714	3318,5185	3003,351955
		Economía	0,59	0,55	0,50	0,47	0,49	0,46	0,48
		ITERACIÓN	W = 2500	1	2	3	4	5	6
F	4200	F1	2549,562338	3075,50	3665,58	4192,11	4574,19	4806,19	4945,79
XF	0,15	XF1	0,24710	0,20484	0,17187	0,15029	0,13773	0,13108	0,12738
		XL5	0,575	0,36250	0,25625	0,20313	0,17656	0,16328	0,15664
		L5	1095,652174	1737,93103	2458,536585	3101,538462	3568,14159	3858,3732	4021,945137
		Economía	0,58	0,54	0,48	0,44	0,40	0,38	0,37
		ITERACIÓN	W = 2000	1	2	3	4	5	6
F	4200	F1	2245,017363	2770,96	3361,03	3887,56	4269,64	4065,24	4163,74
XF	0,15	XF1	0,28062	0,22736	0,18744	0,16206	0,14755	0,15497	0,15130
		XL5	0,575	0,36250	0,25625	0,20313	0,17656	0,18984	0,18320
		L5	1095,652174	1737,93103	2458,536585	3101,538462	3568,14159	3318,5185	3438,80597
		Economía	0,57	0,52	0,45	0,39	0,35	0,37	0,36
									0,36

Proceso de simulacion para la configuracion de 5 evaporadores en orden: 5º-4º-3º-2º-1º.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA



MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

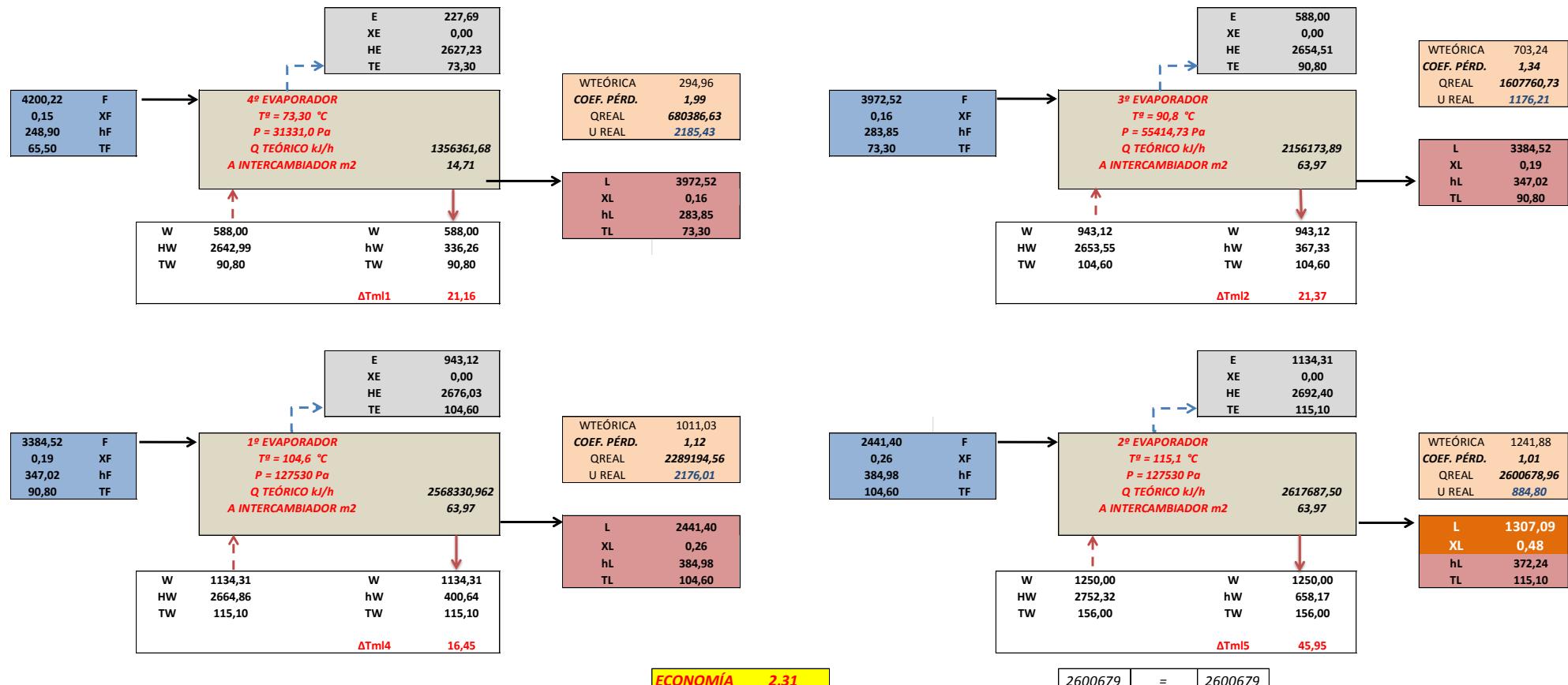
		ITERACIÓN	W = 2000	1	2	3	4	5	6			
F	4200	F1	3598,93	4114,19	4692,29	4353,61	4224,43	4195,27	4167,22			
XF	0,15		XF1	0,18	0,15	0,13	0,14	0,15	0,15	0,15		
			XL5	0,58	0,36	0,26	0,31	0,34	0,34	0,35		
			L5	1095,65	1737,93	2458,54	2036,36	1875,35	1839,00	1804,03		
			Economía	1,25	1,19	1,12	1,16	1,17	1,18	1,18		
		ITERACIÓN	W = 1500	1	2	3	4	5	6	7	8	
F	4200	F1	2931,31	3446,56	4024,66	4540,50	4252,75	4132,47	4192,33	4221,40	4206,06	
XF	0,15		XF1	0,21	0,18	0,16	0,14	0,15	0,15	0,15	0,15	
			XL5	0,58	0,36	0,26	0,20	0,23	0,24	0,24	0,23	
			L5	1095,65	1737,93	2458,54	3101,54	2742,86	2592,93	2665,79	2703,77	2684,64
			Economía	1,10	1,14	1,04	0,96	0,94	0,85	0,87	0,90	0,89
		ITERACIÓN	W = 1250	1	2	3	4	5	6	7	8	
F	4200	F1	2931,31	3446,56	4024,66	4540,50	4252,75	4132,47	4192,33	4221,40	4166,02	
XF	0,15		XF1	0,21	0,18	0,16	0,14	0,15	0,15	0,15	0,15	
			XL5	0,58	0,29	0,14	0,07	0,11	0,13	0,12	0,11	
			L5	1095,65	2191,30	4382,61	8765,22	5843,48	5008,70	5393,98	5609,74	3050,85
			Economía	1,22	1,14	1,04	0,96	1,01	1,01	1,02	1,01	1,01
		ITERACIÓN	W = 1000	1	2	3	4	5	6	7		
F	4200	F1	2245,02	2770,96	3361,03	3872,87	4247,20	4046,94	4143,44	4194,36		
XF	0,15		XF1	0,28	0,23	0,19	0,16	0,15	0,16	0,15	0,15	
			XL5	0,58	0,36	0,26	0,20	0,18	0,19	0,18	0,18	
			L5	1095,65	1737,93	2458,54	3101,54	3568,14	3318,52	3438,81	3502,28	
			Economía	0,57	0,52	0,45	0,77	0,68	0,73	0,70	0,69	

Proceso de simulacion para la configuracion de 4 evaporadores en orden: 4º-3º-2º-1º.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA



MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

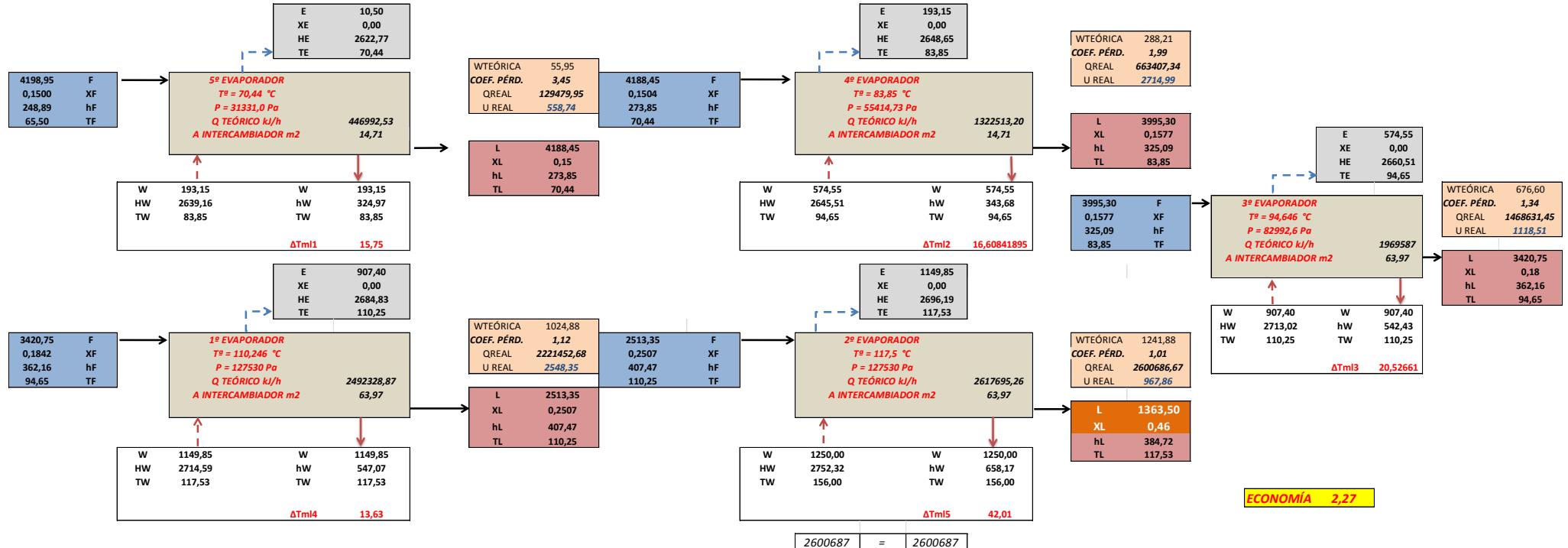
		ITERACIÓN	W = 1500	1	2	3	4	5	6
F	4200	F1	5864,07	5616,79	5537,24	4277,04	4261,85	4254,57	4251,00
XF	0,15	XF1	0,11	0,11	0,11	0,15	0,15	0,15	0,15
		XL2	0,58	0,79	0,89	0,95	0,97	0,99	0,99
		L2	1095,65	800,00	704,90	665,35	647,19	638,48	634,21
		Economía	2,38	2,41	2,42	2,41	2,41	2,41	2,41
		ITERACIÓN	W = 1250	1	2	3	4	5	6
F	4200	F1	3409,81	3947,00	4549,71	4200,21	4252,75	4132,47	4192,33
XF	0,15	XF1	0,18	0,16	0,14	0,15	0,15	0,15	0,15
		XL2	0,58	0,29	0,14	0,48	0,31	0,23	0,27
		L2	1095,65	2191,30	4382,61	1307,09	2013,62	2759,41	2328,25
		Economía	2,31	2,21	2,09	2,31	1,01	1,01	1,02
		ITERACIÓN	W = 1000	1	2	3	4	5	6
F	4200	F1	3409,81	3947,00	4549,71	4196,61	4252,75	4132,47	4192,33
XF	0,15	XF1	0,18	0,16	0,14	0,15	0,15	0,15	0,15
		XL2	0,58	0,36	0,26	0,31	0,28	0,27	0,28
		L2	1095,65	1737,93	2458,54	2036,36	2227,62	2337,39	2281,19
		Economía	2,31	2,21	2,09	2,16	1,01	1,01	1,02
		ITERACIÓN	W = 500	1	2	3	4	5	7
F	4200	F1	2184,26	2719,08	3322,01	3860,04	4250,45	4041,85	4195,55
XF	0,15	XF1	0,29	0,23	0,19	0,16	0,15	0,16	0,15
		XL2	0,58	0,36	0,26	0,20	0,18	0,19	0,18
		L2	1095,65	1737,93	2458,54	3101,54	3568,14	3318,52	3502,28
		Economía	2,18	1,96	1,73	1,52	1,36	1,45	1,39

Proceso de simulacion para la configuracion de 4 evaporadores en orden: 2º-1º-3º-4º.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA



MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

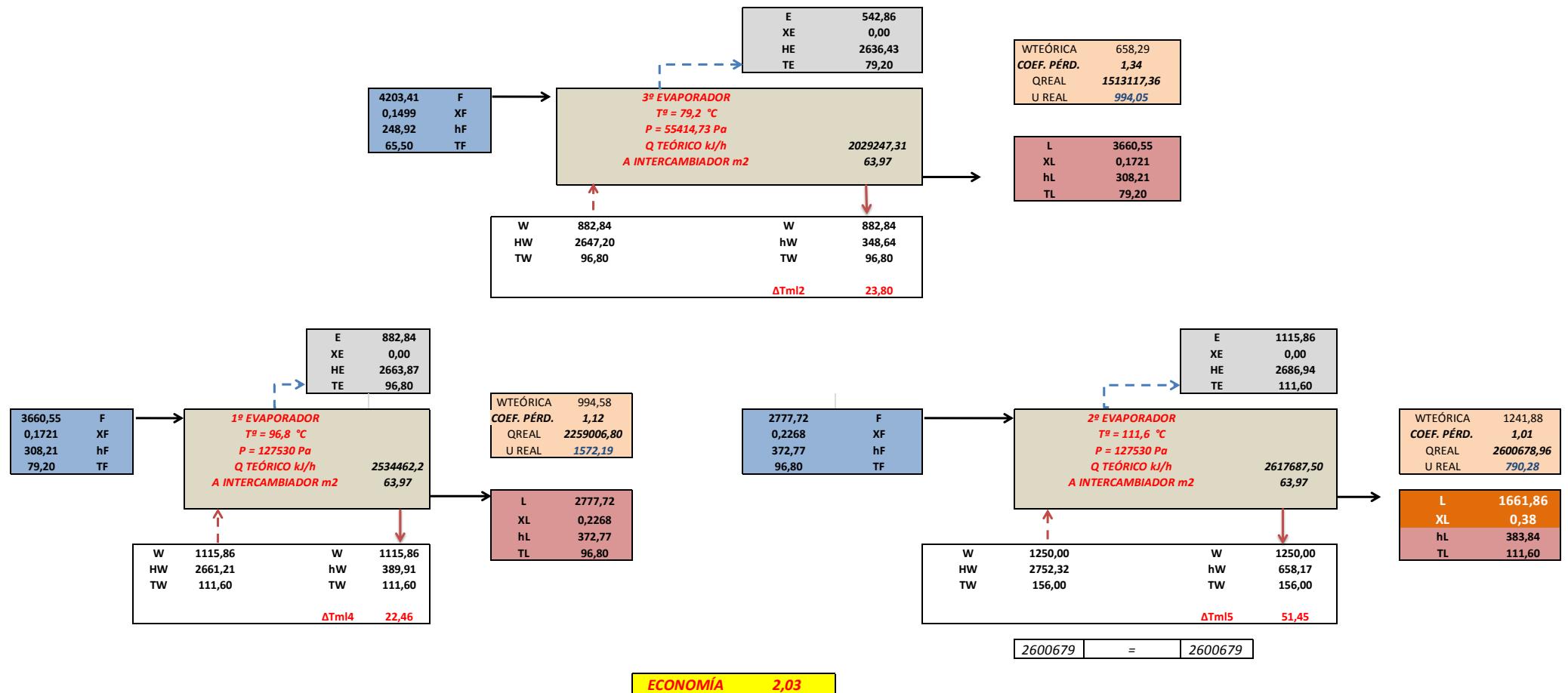
		<i>ITERACIÓN</i>	<i>W = 1500</i>	1	2	3	4	5	6
F	4200	<i>F1</i>	5864,07	5616,79	5537,24	4277,04	4261,85	4254,57	4194,14
	XF	<i>XF1</i>	0,11	0,11	0,11	0,15	0,15	0,15	0,15
		<i>XL5</i>	0,58	0,79	0,89	0,95	0,97	0,99	0,99
		<i>L5</i>	1095,65	800,00	704,90	665,35	647,19	638,48	634,21
		<i>Economía</i>	2,38	2,41	2,42	2,41	2,41	2,41	2,37
		<i>ITERACIÓN</i>	<i>W = 1250</i>	1	2	3	4	5	6
F	4200	<i>F2</i>	3951,72	1871,30	1843,62	4394,17	3909,58	4324,94	4198,95
	XF	<i>XF2</i>	0,16	0,14	0,14	0,14	0,16	0,17	0,15
		<i>XL6</i>	0,58	0,79	0,89	0,40	0,60	0,50	0,46
		<i>L6</i>	1095,65	800,00	704,90	1575,00	1050,00	1260,00	1363,50
		<i>Economía</i>	2,28	2,41	2,42	2,41	2,29	2,26	2,37
		<i>ITERACIÓN</i>	<i>W = 1000</i>	1	2	3	4	5	6
F	4200	<i>F1</i>	3409,81	3947,00	4549,71	4156,63	4316,34	4232,91	4193,93
	XF	<i>XF1</i>	0,18	0,16	0,14	0,15	0,15	0,15	0,15
		<i>XL5</i>	0,58	0,36	0,26	0,31	0,28	0,30	0,30
		<i>L5</i>	1095,65	1737,93	2458,54	2036,36	2227,62	2127,70	2081,03
		<i>Economía</i>	2,31	2,21	2,09	2,16	2,09	2,11	2,11
		<i>ITERACIÓN</i>	<i>W = 500</i>	1	2	3	4	5	6
F	4200	<i>F1</i>	2184,26	2719,08	3322,01	3860,04	4250,45	4041,85	4142,46
	XF	<i>XF1</i>	0,29	0,23	0,19	0,16	0,15	0,16	0,15
		<i>XL5</i>	0,58	0,36	0,26	0,20	0,18	0,19	0,18
		<i>L5</i>	1095,65	1737,93	2458,54	3101,54	3568,14	3318,52	3438,81
		<i>Economía</i>	2,18	1,96	1,73	1,52	1,36	1,45	1,41
								7	8
								4172,37	4199,62
								0,15	0,15
								0,18	0,18
								3502,28	3534,90

Proceso de simulacion para la configuracion de 5 evaporadores en orden: 2º-1º-3º-4º-5º.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA



MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

		ITERACIÓN	W = 1500	1	2	3	4	5	6
F	4200	F1	5864,07	5616,79	4124,13	4190,67	4228,34	4209,11	4199,79
XF	0,15	XF1	0,11	0,11	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15
		XL3	0,58	0,79	0,68	0,63	0,60	0,61	0,62
		L3	1095,65	800,00	924,77	1002,99	1047,27	1024,65	1013,70
		Economía	2,38	2,41	2,13	2,13	2,12	2,12	2,12
		ITERACIÓN	W = 1250	1	2	3	4	5	6
F	4200	F1	3679,71	3406,82	4284,95	4907,90	4548,70	3961,25	4203,41
XF	0,15	XF1	0,17	0,19	0,15	0,13	0,14	0,16	0,15
		XL3	0,58	0,79	0,36	0,26	0,31	0,45	0,38
		L3	1095,65	800,00	1750,00	2423,08	2032,26	1400,00	1661,86
		Economía	2,38	2,41	2,13	2,13	2,12	2,12	2,12
		ITERACIÓN	W = 1000	1	2	3	4	5	6
F	4200	F1	3173,29	3719,65	4333,86	3974,07	4137,03	4230,63	4182,73
XF	0,15	XF1	0,20	0,17	0,15	0,16	0,15	0,15	0,15
		XL3	0,58	0,36	0,26	0,31	0,28	0,27	0,28
		L3	1095,65	1737,93	2458,54	2036,36	2227,62	2337,39	2281,19
		Economía	2,08	1,98	1,88	1,94	1,91	2,11	1,90
		ITERACIÓN	W = 500	1	2	3	4	5	6
F	4200	F1	2075,38	2620,89	3235,40	3784,42	4183,06	4432,52	4197,54
XF	0,15	XF1	0,30	0,24	0,19	0,17	0,15	0,15	0,15
		XL3	0,58	0,36	0,26	0,20	0,18	0,16	0,18
		L3	1095,65	1737,93	2458,54	3101,54	3568,14	3858,37	3585,00
		Economía	1,96	1,77	1,55	1,37	1,36	1,15	1,23

Proceso de simulación para la configuración de 3 evaporadores en orden: 2º-1º-3º.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

TEMPERATURAS PARA 4 ETAPAS EQUILIBRIO T ^a Vs. VACÍO °C				ENTALPIAS DE VAPOR KJ/Kg			PRESIÓN VAPOR Kpa			
T ^a 4ºEV.	115,1	TL y TE 4º	115,1	TW 4º	156	HW 4º	2752,32	hW 4º	658,17	557,65
T ^a 3ºEV.	104,6	TL y TE 3º	104,6	TW 3º	115,1	HW 3º	2664,86037	hW 3º	400,64	169,35
T ^a 2ºEV.	90,8	TL y TE 2º	90,8	TW 2º	104,6	HW 2º	2653,54696	hW 2º	367,3318408	119,12
T ^a 1ºEV.	73,3	TL y TE 1º	73,3	TW 1º	90,8	HW 1º	2642,99483	hW 1º	336,2621903	72,27

TEMPERATURAS PARA 3 ETAPAS EQUILIBRIO T ^a Vs. VACÍO °C				ENTALPIAS DE VAPOR KJ/Kg			PRESIÓN VAPOR Kpa			
T ^a 3ºEV.	111,6	TL y TE 3º	111,6	TW 3º	156	HW 3º	2752,32	hW 4º	658,17	557,65
T ^a 2ºEV.	96,8	TL y TE 2º	96,8	TW 2º	111,6	HW 2º	2661,21386	hW 3º	389,91	153,16
T ^a 1ºEV.	79,2	TL y TE 1º	79,2	TW 1º	96,8	HW 1º	2647,19991	hW 2º	348,6436284	90,94

La primera tabla son el registro de las temperaturas y sus correspondientes entalpias de vapor saturado en las configuraciones de 4 evaporadores.

La segunda tabla son el registro de las temperaturas y sus correspondientes entalpias de vapor saturado en las configuraciones de 3 evaporadores.

Estas modificaciones en las temperaturas del evaporador, representan el recorte de planta por parte de la bomba de vacío que al no sufrir tanta pérdida de carga por distancia de planta, tiene más potencia y se “apodera” en mayor medida de las condiciones de temperatura.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

ANEXO IV: TABLAS

	Q 5ºEV. (dm³/h)	W dm³/h	PRESIÓN EVAP. 5º Kg/cm²	PRESIÓN EVAP. 4º Kg/cm²	[]% S-02	[]% 5°	[]% 4°	[]% 3°	[]% 2°	[]% 1°
1	1000	1735	0,5	0,5	21	62	45	35	28	25
2	2100	2232	0,35	0,35	15	40	32	20	13	10
3	2000	2340	0,3	0,3	15	39	31	19	12	9
4	2000	2409	0,35	0,35	16	40	32	21	14	11
5	2000	2301	0,4	0,4	15	41	31	20	13	10
6	1800	2250	0,4	0,35	15	39	29	17	10	7
7	1800	2815	0,45	0,4	16	46	35	24	17	14
8	1800	2803	0,4	0,4	15	48	35	25	18	15
9	1800	2755	0,4	0,4	16	42	33	24	18	14
10	1800	2733	0,35	0,35	15	49	36	26	19	16
11	1200	2615	0,3	0,3	15	55	31	22	16	12
12	1200	2142	0,35	0,3	15	65	47	38	31	28
13	1000	1814	0,3	0,3	16	52	30	23	16	13
14	1000	1948	0,5	0,5	16	65	48	35	29	25
15	1000	1900	0,4	0,4	16	61	45	34	28	24
16	1200	2100	0,5	0,5	16	65	50	38	31	28
17	1200	2285	0,37	0,4	15	62	45	36	29	26
18	1200	2417	0,3	0,3	14	64	47	36	30	26
19	1150	2699	0,3	0,3	14	46	40	28	21	18
20	1120	2509	0,35	0,35	14	48	40	27	21	17
21	1100	2405	0,35	0,35	16	54	42	28	21	18
22	1100	2275	0,35	0,35	15	55	42	28	21	18
23	1100	2300	0,45	0,45	15	55	42	29	22	19

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

	Q 5ºEV. (dm³/h)	W dm³/h	PRESIÓN EVAP. 5º Kg/cm²	PRESIÓN EVAP. 4º Kg/cm²	[]% S-02	[]% 5º	[]% 4º	[]% 3º	[]% 2º	[]% 1º
24	1100	2280	0,4	0,4	16	60	41	28	21	18
25	1100	2138	0,4	0,4	15	62	48	36	29	26
26	1100	2400	0,4	0,4	16	60	47	35	28	25
27	1100	2384	0,25	0,25	15	47	40	38	31	28
28	1100	1989	0,2	0,2	19	44	35	23	17	13
29	1100	4026	0,2	0,1	16	58	39	24	18	14
30	1160	4306	0,35	0,3	15	57	37	23	16	13
31	1150	4350	0,35	0,35	15	58	39	23	16	13
32	1200	4334	0,3	0,25	15	57	39	25	18	15
33	1250	4370	0,35	0,3	14	52	42	28	22	18
34	1200	4360	0,35	0,3	15	55	44	29	23	19
35	1400	4536	0,4	0,3	16	50	38	27	20	17
36	1290	4207	0,4	0,3	15	49	37	27	20	17
37	1200	4215	0,4	0,3	15	52	40	29	22	19
38	1300	4330	0,35	0,25	15	49	38	28	21	18
39	1280	4303	0,3	0,25	16	56	41	30	23	20
40	1200	4400	0,3	0,25	15	55	37	24	17	14
41	1200	4200	0,3	0,2	15	61	39	25	18	15
42	1180	3720	0,3	0,2	14	64	44	35	28	25
43	1200	4170	0,3	0,2	15	65	45	36	29	26
44	1200	4200	0,3	0,25	16	56	40	29	22	19
45	1200	4380	0,3	0,2	14	59	45	33	26	23
46	1200	4560	0,3	0,3	15	56	41	31	24	21
47	2000	4130	0,1	0,05	13	45	37	26	19	16
48	1200	4520	0,15	0,1	15	44	39	28	21	18
49	1200	4689	0,3	0,25	14	47	40	28	21	18

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

	Q 5ºEV. (dm³/h)	W dm³/h	PRESIÓN EVAP. 5º Kg/cm²	PRESIÓN EVAP. 4º Kg/cm²	[]% S-02	[]% 5º	[]% 4º	[]% 3º	[]% 2º	[]% 1º
50	1200	3887	0,3	0,3	14	50	42	29	22	19
51	1050	3510	0,2	0,15	14	57	47	33	26	23
52	1050	3412	0,2	0,2	15	56	46	33	26	23
53	1050	3580	0,4	0,3	16	55	44	32	25	23
54	1200	3577	0,25	0,2	15	58	42	30	23	21
55	1200	3349	0,3	0,2	15	57	41	29	22	19
56	1100	4002	0,45	0,4	15	45	34	24	17	13
57	1100	3920	0,25	0,25	15	60	47	32	25	22
58	1100	3090	0,18	0,15	10	60	47	34	27	24
59	1100	2046	0,3	0,25	17	42	35	20	13	10
60	1100	2937	0,2	0,2	16	37	31	19	12	9
61	1100	2175	0,35	0,35	12	61	46	31	24	19
62	1100	2584	0,3	0,27	16	53	41	29	22	18
63	1100	2552	0,3	0,25	16	51	40	28	21	17
64	1200	2348	0,2	0,15	15	52	40	28	21	18
65	1100	1890	0,1	0,07	17	49	38	27	20	17
66	1100	2089	0,2	0,2	10	40	34	25	18	15
67	1100	2068	0,2	0,2	16	48	37	24	17	14
68	1100	2115	0,3	0,3	16	48	38	28	21	16
69	1100	2410	0,3	0,27	17	50	38	27	20	17
70	1200	2195	0,15	0,15	19	50	40	29	23	18
71	1200	1470	0,15	0,15	18	37	31	19	12	10
72	1200	1314	0,2	0,2	18	40	30	18	11	9
73	1200	1859	0,2	0,2	18	41	36	22	15	12
74	1200	1854	0,2	0,2	18	40	34	22	15	12
75	1100	2160	0,15	0,1	17	36	30	20	13	10

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

	Q 5ºEV. (dm ³ /h)	W dm ³ /h	PRESIÓN EVAP. 5º Kg/cm ²	PRESIÓN EVAP. 4º Kg/cm ²	[]% S-02	[]% 5°	[]% 4°	[]% 3°	[]% 2°	[]% 1°
76	1100	2163	0,25	0,25	13	41	30	20	13	9
77	1500	620	0,45	0,4	12	22	16	10	10	8
78	1150	2375	0,4	0,4	12	50	38	28	21	17
79	1150	2104	0,3	0,3	13	56	41	29	22	18
80	1200	2055	0,35	0,35	14	46	38	27	20	16
81	1080	2044	0,3	0,3	12	46	35	24	19	15
82	1050	814	0,37	0,35	13	62	45	33	28	24
83	1100	2304	0,35	0,35	14	59	44	34	28	25
84	1010	2223	0,25	0,25	14	56	41	34	27	24
85	750	2500	0,35	0,35	12	34	26	16	10	7
86	990	4277	0,3	0,3	13	46	33	21	15	11
87	900	4602	0,4	0,4	12	51	39	28	22	18
88	1200	4325	0,3	0,3	12	52	36	27	21	17
89	1050	4350	0,25	0,3	14	58	44	35	28	25
90	1050	4406	0,25	0,3	14	49	37	27	20	17
91	1050	4227	0,25	0,25	14	53	40	31	24	20
92	1400	4545	0,15	0,25	14	50	37	26	20	16
93	1350	4447	0,3	0,25	14	48	36	24	18	15
94	1100	4427	0,3	0,3	14	50	36	25	18	15
95	1300	3880	0,25	0,3	13	48	35	23	17	14
96	1100	4226	0,35	0,3	13	48	35	24	18	15
97	1100	4200	0,2	0,25	13	50	36	26	19	15
98	1000	4020	0,15	0,15	15	65	44	34	28	24
99	1500	4125	0,2	0,15	16	58	40	31	24	21
100	1200	4120	0,25	0,25	15	58	40	32	25	22
101	1150	3900	0,25	0,2	15	65	46	35	28	24

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

	Q 5ºEV. (dm ³ /h)	W dm ³ /h	PRESIÓN EVAP. 5º Kg/cm ²	PRESIÓN EVAP. 4º Kg/cm ²	[]% S-02	[]% 5°	[]% 4°	[]% 3°	[]% 2°	[]% 1°
102	1120	4720	0,25	0,25	12	65	46	36	29	25
103	1150	4650	0,25	0,2	14	65	46	37	31	27
104	1300	4100	0,3	0,25	15	61	39	30	23	20
105	1700	3865	0,15	0,15	12	50	34	25	18	14
106	1700	4180	0,3	0,3	12	50	36	24	17	14
107	1700	4500	0,3	0,3	17	65	47	35	28	23
108	1110	4720	0,3	0,3	15	65	51	40	33	30
109	1150	4520	0,3	0,3	15	53	38	28	21	18
110	1150	4400	0,3	0,3	17	51	36	27	20	17
111	1000	4720	0,3	0,35	15	53	43	31	24	20
112	1200	4541	0,35	0,3	17	53	41	30	23	20
113	1200	4208	0,4	0,4	17	52	40	30	23	20
114	1210	4170	0,35	0,35	14	58	42	30	23	20
115	1150	4420	0,3	0,3	15	56	41	32	25	21
116	1100	4208	0,3	0,3	17	63	44	33	26	22
117	1150	4170	0,3	0,25	15	62	43	33	26	23
118	1150	4420	0,3	0,25	14	52	37	25	20	17
119	1150	3540	0,3	0,25	14	52	37	27	20	16
Ȳ	1204,2	3060,8	0,3	0,3	14,7	51,6	38,7	27,4	20,7	17,0

En esta primera parte de la tabla están registrados los datos del caudal de la corriente de salida L₅, el caudal de vapor saturado introducido W, la presión de los evaporadores 4 y 5 y la concentración de salida de cada una de las etapas inclusive la concentración, en tanto por cien, de la corriente de alimentación de la planta que viene del S-02.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

	TEMPERATURA 5º	TEMPERATURA 4º	TEMPERATURA 3º	TEMPERATURA 2º	TEMPERATURA 1º	VACÍO kg/cm^2
1	122,7	115,9	102,1	86,8	70,5	0,9
2	117,7	112,9	99,8	85,2	70,5	0,9
3	117,4	112,6	99,4	84,6	70,1	0,9
4	116,5	111,7	98,6	84,7	70,5	0,9
5	116,1	111,4	98,2	83,7	70,0	0,9
6	116,5	111,8	98,6	84,1	69,7	0,9
7	118,2	113,2	99,1	85,3	70,8	0,9
8	117,7	112,8	98,1	85,4	70,9	0,9
9	118,0	113,1	98,2	85,3	70,7	0,9
10	117,6	112,6	97,8	84,3	70,2	0,9
11	119,0	113,4	98,1	84,8	69,8	0,9
12	127,1	112,5	97,6	84,2	70,0	0,9
13	115,6	110,7	97,3	82,4	68,5	0,9
14	119,9	113,0	97,6	84,8	71,0	0,9
15	117,7	111,2	96,6	83,4	69,9	0,9
16	123,5	115,4	100,1	87,5	73,1	0,9
17	121,0	114,6	99,1	86,5	72,4	0,9
18	123,0	115,9	97,5	86,5	71,9	0,9
19	117,4	112,6	95,0	86,1	71,4	0,9
20	116,0	111,0	96,0	84,0	71,0	0,9
21	116,5	111,4	97,2	84,7	71,3	0,9
22	118,0	112,5	96,9	85,3	71,3	0,9
23	117,7	112,0	95,5	85,4	71,9	0,9
24	117,9	111,6	98,3	84,5	71,4	0,9
25	120,9	114,2	98,0	84,8	70,7	0,9
26	117,7	113,1	96,5	86,4	72,9	0,9
27	116,3	111,6	97,8	84,6	70,3	0,9
28	115,5	110,9	92,9	87,3	74,9	0,95

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

	TEMPERATURA 5º	TEMPERATURA 4º	TEMPERATURA 3º	TEMPERATURA 2º	TEMPERATURA 1º	VACÍO kg/cm^2
29	113,1	107,6	95,4	82,7	70,6	0,95
30	117,7	111,6	95,1	85,8	73,3	0,95
31	117,5	111,4	95,4	86,0	73,5	0,78
32	117,4	111,3	94,9	85,3	73,0	0,85
33	116,4	111,0	95,3	85,7	73,3	0,9
34	117,2	111,8	94,3	85,8	72,6	0,9
35	115,9	110,5	94,8	84,4	72,6	0,9
36	116,6	110,9	95,9	85,6	72,9	0,9
37	117,8	112,4	93,9	85,5	73,3	0,9
38	115,4	110,1	93,4	84,8	72,4	0,9
39	115,8	109,5	92,4	83,5	70,6	0,9
40	114,3	108,0	94,1	81,9	68,9	0,9
41	117,1	110,0	93,8	83,2	69,8	0,9
42	119,1	110,2	92,7	83,2	69,3	0,9
43	118,9	110,1	92,9	82,7	69,2	0,9
44	116,0	109,5	93,2	82,8	70,0	0,9
45	115,1	109,4	89,1	83,2	70,5	0,9
46	115,8	110,2	91,3	83,4	70,4	0,9
47	109,9	104,5	93,8	80,0	67,4	0,9
48	112,0	106,8	92,8	81,3	68,3	0,9
49	117,0	110,7	91,7	82,4	69,3	0,9
50	117,9	109,9	92,5	82,9	70,0	0,9
51	118,7	109,1	95,9	81,6	68,4	0,85
52	114,0	108,4	95,7	81,6	68,7	0,9
53	117,5	111,2	91,7	85,2	72,3	0,9
54	117,5	111,6	91,8	84,8	72,3	0,9
55	114,2	108,4	100,0	81,2	67,9	0,9
56	113,2	108,0	93,8	81,2	68,0	0,9

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

	TEMPERATURA 5º	TEMPERATURA 4º	TEMPERATURA 3º	TEMPERATURA 2º	TEMPERATURA 1º	VACÍO kg/cm^2
57	124,5	116,0	93,7	90,0	80,0	0,9
58	113,5	109,7	96,0	77,4	65,2	0,9
59	111,7	107,1	94,4	82,1	70,0	0,9
60	113,7	109,2	96,4	82,7	70,0	0,85
61	116,0	109,7	95,0	83,7	69,9	0,9
62	117,6	112,1	95,3	85,6	72,3	0,9
63	115,3	110,5	93,8	84,8	71,8	0,9
64	116,3	111,2	91,9	84,8	71,6	0,9
65	110,8	106,3	94,3	82,6	69,5	0,9
66	110,0	105,5	94,5	81,6	68,6	0,9
67	113,7	109,0	95,5	81,1	68,8	0,9
68	113,7	109,1	95,4	81,0	67,5	0,9
69	115,8	111,	93,7	83,0	69,5	0,9
70	115,5	110,0	84,9	82,3	69,4	0,9
71	109,1	105,2	93,3	81,3	67,7	0,9
72	110,8	106,5	84,0	82,0	70,1	0,9
73	111,7	107,4	93,8	81,2	68,0	0,9
74	112,0	107,6	92,7	80,4	67,3	0,9
75	111,4	107,2	101,2	82,6	69,5	0,9
76	111,3	106,6	97,6	82,5	68,7	0,9
77	112,8	108,4	98,0	93,7	68,0	0,9
78	117,6	112,1	96,3	89,5	75,6	0,9
79	118,7	113,1	96,0	88,5	74,7	0,9
80	114,9	110,4	96,2	87,9	73,0	0,9
81	115,8	111	97,5	87,0	73,1	0,9
82	117,7	111,3	97,0	85,7	73,5	0,9
83	118,9	112,8	99,6	87,3	73,0	0,9
84	118,0	112,0	96,0	86,0	77,4	0,9

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

	TEMPERATURA 5º	TEMPERATURA 4º	TEMPERATURA 3º	TEMPERATURA 2º	TEMPERATURA 1º	VACÍO kg/cm^2
85	113,1	108,8	97,6	90,0	72,0	0,9
86	115,0	110,0	97,5	86,0	72,8	0,9
87	117,9	112,7	93,7	86,7	74,2	0,95
88	117,8	112,6	93,5	87,5	69,2	0,9
89	116,5	110,1	89,3	81,5	69,7	0,9
90	115,2	109,6	93,0	83,1	66,9	0,9
91	109,3	105,1	92,7	79,7	68,0	0,9
92	114,1	108,5	92,1	81,7	69,5	0,9
93	113,7	108,2	92,3	82,7	68,8	0,9
94	113,6	108,1	93,0	82,3	70,0	0,9
95	113,7	108,1	92,6	83,0	70,0	0,9
96	116,1	109,4	91,8	83,0	69,2	0,85
97	117,1	109,2	90,1	82,8	68,7	0,9
98	119,3	109,1	90,2	81,6	67,5	0,9
99	111,5	105,7	92,0	80,4	67,7	0,9
100	112,5	106,2	91,7	80,4	69,1	0,9
101	116,7	108,5	91,8	81,6	68,8	0,9
102	117,5	108,3	89,1	81,7	68,8	0,9
103	117,6	108,5	93,2	81,6	67,2	0,9
104	113,3	105,2	92,3	79,1	71,0	0,9
105	447,3	108,9	93,6	83,9	69,9	0,95
106	113,8	108,5	93,3	83,0	69,4	0,9
107	117,9	110,2	93,0	82,7	69,4	0,9
108	122,2	111,0	94,8	82,8	69,5	0,9
109	114,8	109,2	93,3	82,8	71,6	0,9
110	116,5	110,8	95,1	84,5	69,1	0,9
111	115,5	109,7	93,4	83,7	69,5	0,9
112	117,2	111,6	93,7	82,9	70,5	0,9

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

	TEMPERATURA 5º	TEMPERATURA 4º	TEMPERATURA 3º	TEMPERATURA 2º	TEMPERATURA 1º	VACÍO kg/cm^2
113	116,7	110,3	93,6	83,2	69,7	0,9
114	117,7	110,9	94,0	82,7	68,8	0,9
115	116,2	110,2	93,0	82,2	69,2	0,9
116	117,6	110,7	93,1	82,6	69,7	0,9
117	118,9	110,8	92,7	82,9	71,8	0,9
118	117,1	109,6	91,5	84,0	70,5	0,85
119	116,5	109,3	91,4	83,3	68,5	0,75
Ȳ	117,5	110,2	94,6	83,9	70,4	0,90

En esta segunda parte de la tabla de los datos de la planta se pueden ver las temperaturas de trabajo de cada evaporador en el proceso en grados Celsius y la presión de vacío (depresión) en kg/cm² que genera la bomba conectada al sistema a través de la cabeza del primer evaporador.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Table 1. Saturation (Temperature)

<i>t, °C</i>	<i>p, MPa</i>	Density, kg/m ³		Enthalpy, kJ/kg			Entropy, kJ/(kg·K)			Volume, cm ³ /g	
		ρ_L	ρ_V	h_L	h_V	Δh	s_L	s_V	Δs	V_L	V_V
0.01	0.000 611 7	999.79	0.004 855	0.00	2500.9	2500.9	0.000 00	9.1555	9.1555	1.000 21	205 991.
1	0.000 657 1	999.85	0.005 196	4.18	2502.7	2498.6	0.015 26	9.1291	9.1138	1.000 15	192 439.
2	0.000 706 0	999.89	0.005 563	8.39	2504.6	2496.2	0.030 61	9.1027	9.0720	1.000 11	179 758.
3	0.000 758 1	999.92	0.005 952	12.60	2506.4	2493.8	0.045 89	9.0765	9.0306	1.000 08	168 008.
4	0.000 813 5	999.93	0.006 365	16.81	2508.2	2491.4	0.061 10	9.0505	8.9894	1.000 07	157 116.
5	0.000 872 6	999.92	0.006 802	21.02	2510.1	2489.0	0.076 25	9.0248	8.9486	1.000 08	147 011.
6	0.000 935 4	999.89	0.007 266	25.22	2511.9	2486.7	0.091 34	8.9993	8.9080	1.000 11	137 633.
7	0.001 002 1	999.86	0.007 757	29.43	2513.7	2484.3	0.106 37	8.9741	8.8677	1.000 14	128 923.
8	0.001 073 0	999.80	0.008 276	33.63	2515.6	2481.9	0.121 33	8.9491	8.8278	1.000 20	120 829.
9	0.001 148 3	999.74	0.008 826	37.82	2517.4	2479.6	0.136 24	8.9243	8.7881	1.000 26	113 304.
10	0.001 228 2	999.65	0.009 407	42.02	2519.2	2477.3	0.151 09	8.8998	8.7487	1.000 35	106 303.
11	0.001 313 0	999.56	0.010 021	46.22	2521.0	2474.8	0.165 87	8.8754	8.7096	1.000 44	99 787.
12	0.001 402 8	999.45	0.010 670	50.41	2522.9	2472.5	0.180 61	8.8513	8.6707	1.000 55	93 719.
13	0.001 498 1	999.33	0.011 355	54.60	2524.7	2470.1	0.195 28	8.8274	8.6321	1.000 67	88 064.
14	0.001 599 0	999.20	0.012 078	58.79	2526.5	2467.7	0.209 90	8.8037	8.5938	1.000 80	82 793.
15	0.001 705 8	999.06	0.012 841	62.98	2528.3	2465.4	0.224 46	8.7803	8.5558	1.000 94	77 875.
16	0.001 818 8	998.90	0.013 645	67.17	2530.2	2463.0	0.238 97	8.7570	8.5180	1.001 10	73 286.
17	0.001 938 4	998.73	0.014 493	71.36	2532.0	2460.6	0.253 43	8.7339	8.4805	1.001 27	69 001.
18	0.002 064 7	998.55	0.015 385	75.54	2533.8	2458.3	0.267 83	8.7111	8.4433	1.001 45	64 998.
19	0.002 198 3	998.36	0.016 325	79.73	2535.6	2455.9	0.282 18	8.6884	8.4063	1.001 64	61 256.
20	0.002 339 3	998.16	0.017 314	83.91	2537.4	2453.5	0.296 48	8.6660	8.3695	1.001 84	57 757.
21	0.002 488 2	997.95	0.018 354	88.10	2539.3	2451.2	0.310 73	8.6437	8.3330	1.002 05	54 483.
22	0.002 645 3	997.73	0.019 448	92.28	2541.1	2448.8	0.324 93	8.6217	8.2967	1.002 28	51 418.
23	0.002 811 1	997.50	0.020 598	96.46	2542.9	2446.4	0.339 08	8.5998	8.2607	1.002 51	48 548.
24	0.002 985 8	997.25	0.021 806	100.65	2544.7	2444.0	0.353 18	8.5781	8.2250	1.002 75	45 858.
25	0.003 169 9	997.00	0.023 075	104.83	2546.5	2441.7	0.367 22	8.5566	8.1894	1.003 01	43 337.
26	0.003 363 9	996.74	0.024 406	109.01	2548.3	2439.3	0.381 23	8.5353	8.1541	1.003 27	40 973.
27	0.003 568 1	996.47	0.025 804	113.19	2550.1	2436.9	0.395 18	8.5142	8.1191	1.003 54	38 754.
28	0.003 783 1	996.19	0.027 269	117.37	2551.9	2434.6	0.409 08	8.4933	8.0842	1.003 82	36 672.
29	0.004 009 2	995.90	0.028 805	121.55	2553.7	2432.2	0.422 94	8.4725	8.0496	1.004 11	34 716.
30	0.004 247 0	995.61	0.030 415	125.73	2555.5	2429.8	0.436 75	8.4520	8.0152	1.004 41	32 878.
31	0.004 496 9	995.30	0.032 102	129.91	2557.3	2427.4	0.450 52	8.4316	7.9810	1.004 72	31 151.
32	0.004 759 6	994.99	0.033 868	134.09	2559.2	2425.1	0.464 24	8.4113	7.9471	1.005 04	29 526.
33	0.005 035 4	994.66	0.035 717	138.27	2561.0	2422.7	0.477 92	8.3913	7.9134	1.005 37	27 998.
34	0.005 325 1	994.33	0.037 651	142.45	2562.8	2420.3	0.491 55	8.3714	7.8799	1.005 70	26 560.
35	0.005 629 0	993.99	0.039 674	146.63	2564.5	2417.9	0.505 13	8.3517	7.8466	1.006 05	25 205.
36	0.005 947 9	993.64	0.041 790	150.81	2566.3	2415.5	0.518 67	8.3321	7.8135	1.006 40	23 929.
37	0.006 282 3	993.29	0.044 001	154.99	2568.1	2413.1	0.532 17	8.3127	7.7806	1.006 76	22 727.
38	0.006 632 8	992.92	0.046 311	159.17	2569.9	2410.8	0.545 62	8.2935	7.7479	1.007 13	21 593.
39	0.007 000 2	992.55	0.048 723	163.35	2571.7	2408.4	0.559 03	8.2745	7.7154	1.007 50	20 524.
40	0.007 384 9	992.18	0.051 242	167.53	2573.5	2406.0	0.572 40	8.2555	7.6831	1.007 89	19 515.
41	0.007 787 8	991.79	0.053 871	171.71	2575.3	2403.6	0.585 73	8.2368	7.6511	1.008 28	18 563.
42	0.008 209 6	991.40	0.056 614	175.89	2577.1	2401.2	0.599 01	8.2182	7.6192	1.008 68	17 664.
43	0.008 650 8	991.00	0.059 474	180.07	2578.9	2398.8	0.612 25	8.1998	7.5875	1.009 09	16 814.
44	0.009 112 4	990.59	0.062 457	184.25	2580.6	2396.4	0.625 45	8.1815	7.5560	1.009 50	16 011.
45	0.009 595 0	990.17	0.065 565	188.43	2582.4	2394.0	0.638 61	8.1633	7.5247	1.009 92	15 252.
46	0.010 099	989.75	0.068 803	192.62	2584.2	2391.6	0.651 73	8.1453	7.4936	1.010 36	14 534.
47	0.010 627	989.32	0.072 176	196.80	2586.0	2389.2	0.664 81	8.1275	7.4627	1.010 79	13 855.
48	0.011 177	988.89	0.075 688	200.98	2587.8	2386.8	0.677 85	8.1098	7.4320	1.011 24	13 212.
49	0.011 752	988.44	0.079 343	205.16	2589.5	2384.4	0.690 85	8.0922	7.4014	1.011 69	12 603.
50	0.012 352	988.00	0.083 147	209.34	2591.3	2381.9	0.703 81	8.0748	7.3710	1.012 15	12 027.
51	0.012 978	987.54	0.087 103	213.52	2593.1	2379.5	0.716 73	8.0576	7.3408	1.012 62	11 481.
52	0.013 631	987.08	0.091 217	217.71	2594.8	2377.1	0.729 61	8.0404	7.3108	1.013 09	10 963.
53	0.014 312	986.61	0.095 494	221.89	2596.6	2374.7	0.742 45	8.0234	7.2810	1.013 57	10 472.
54	0.015 022	986.14	0.099 938	226.07	2598.3	2372.3	0.755 26	8.0066	7.2513	1.014 06	10 006.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Table 1. Saturation (Temperature) (continued)

t, °C	p, MPa	Density, kg/m ³		Enthalpy, kJ/kg			Entropy, kJ/(kg·K)			Volume, cm ³ /g	
		ρ_L	ρ_V	h_L	h_V	Δh	s_L	s_V	Δs	v_L	v_V
55	0.015 762	985.66	0.104 56	230.26	2600.1	2369.8	0.768 02	7.9898	7.2218	1.014 55	9564.3
56	0.016 533	985.17	0.109 35	234.44	2601.8	2367.4	0.780 75	7.9732	7.1925	1.015 05	9144.8
57	0.017 336	984.68	0.114 33	238.62	2603.6	2365.0	0.793 44	7.9568	7.1633	1.015 56	8746.6
58	0.018 171	984.18	0.119 50	242.81	2605.3	2362.5	0.806 10	7.9404	7.1343	1.016 08	8368.3
59	0.019 041	983.67	0.124 86	246.99	2607.1	2360.1	0.818 71	7.9242	7.1055	1.016 60	8008.9
60	0.019 946	983.16	0.130 43	251.18	2608.8	2357.7	0.831 29	7.9081	7.0769	1.017 13	7667.2
61	0.020 888	982.64	0.136 20	255.37	2610.6	2355.2	0.843 84	7.8922	7.0484	1.017 66	7342.4
62	0.021 867	982.12	0.142 18	259.55	2612.3	2352.8	0.856 34	7.8764	7.0200	1.018 21	7033.5
63	0.022 885	981.59	0.148 38	263.74	2614.0	2350.3	0.868 82	7.8607	6.9918	1.018 75	6739.6
64	0.023 943	981.06	0.154 80	267.93	2615.8	2347.8	0.881 25	7.8451	6.9638	1.019 31	6459.8
65	0.025 042	980.52	0.161 46	272.12	2617.5	2345.4	0.893 65	7.8296	6.9359	1.019 87	6193.5
66	0.026 183	979.97	0.168 35	276.30	2619.2	2342.9	0.906 02	7.8142	6.9082	1.020 44	5939.9
67	0.027 368	979.42	0.175 49	280.49	2621.0	2340.5	0.918 35	7.7990	6.8807	1.021 01	5698.4
68	0.028 599	978.86	0.182 88	284.68	2622.7	2338.0	0.930 64	7.7839	6.8532	1.021 59	5468.2
69	0.029 876	978.30	0.190 52	288.87	2624.4	2335.5	0.942 91	7.7689	6.8260	1.022 18	5248.8
70	0.031 201	977.73	0.198 43	293.07	2626.1	2333.0	0.955 13	7.7540	6.7989	1.022 77	5039.5
71	0.032 575	977.16	0.206 61	297.26	2627.8	2330.5	0.967 33	7.7392	6.7719	1.023 37	4840.0
72	0.034 000	976.58	0.215 07	301.45	2629.5	2328.1	0.979 49	7.7246	6.7451	1.023 98	4649.6
73	0.035 478	976.00	0.223 82	305.64	2631.2	2325.6	0.991 61	7.7100	6.7184	1.024 59	4468.0
74	0.037 009	975.41	0.232 85	309.84	2632.9	2323.1	1.0037	7.6955	6.6918	1.025 21	4294.5
75	0.038 595	974.81	0.242 19	314.03	2634.6	2320.6	1.0158	7.6812	6.6654	1.025 84	4128.9
76	0.040 239	974.22	0.251 84	318.22	2636.3	2318.1	1.0278	7.6670	6.6392	1.026 47	3970.8
77	0.041 941	973.61	0.261 80	322.42	2638.0	2315.6	1.0398	7.6528	6.6130	1.027 10	3819.7
78	0.043 703	973.00	0.272 09	326.62	2639.7	2313.0	1.0517	7.6388	6.5871	1.027 75	3675.2
79	0.045 527	972.39	0.282 71	330.81	2641.3	2310.5	1.0637	7.6249	6.5612	1.028 40	3537.2
80	0.047 414	971.77	0.293 67	335.01	2643.0	2308.0	1.0756	7.6111	6.5355	1.029 05	3405.2
81	0.049 367	971.14	0.304 98	339.21	2644.7	2305.5	1.0874	7.5973	6.5099	1.029 72	3278.9
82	0.051 387	970.51	0.316 65	343.41	2646.4	2302.9	1.0993	7.5837	6.4844	1.030 38	3158.1
83	0.053 476	969.88	0.328 68	347.61	2648.0	2300.4	1.1111	7.5702	6.4591	1.031 06	3042.5
84	0.055 635	969.24	0.341 09	351.81	2649.7	2297.9	1.1229	7.5567	6.4339	1.031 74	2931.8
85	0.057 867	968.59	0.353 88	356.01	2651.3	2295.3	1.1346	7.5434	6.4088	1.032 43	2825.8
86	0.060 173	967.94	0.367 06	360.22	2653.0	2292.8	1.1463	7.5302	6.3838	1.033 12	2724.4
87	0.062 556	967.29	0.380 64	364.42	2654.6	2290.2	1.1580	7.5170	6.3590	1.033 82	2627.1
88	0.065 017	966.63	0.394 64	368.63	2656.3	2287.6	1.1696	7.5040	6.3343	1.034 52	2534.0
89	0.067 558	965.96	0.409 05	372.83	2657.9	2285.1	1.1813	7.4910	6.3097	1.035 24	2444.7
90	0.070 182	965.30	0.423 90	377.04	2659.5	2282.5	1.1929	7.4781	6.2853	1.035 95	2359.1
91	0.072 890	964.62	0.439 18	381.25	2661.2	2279.9	1.2044	7.4653	6.2609	1.036 68	2277.0
92	0.075 684	963.94	0.454 91	385.46	2662.8	2277.3	1.2160	7.4526	6.2387	1.037 41	2198.2
93	0.078 568	963.26	0.471 11	389.67	2664.4	2274.7	1.2275	7.4400	6.2126	1.038 14	2122.7
94	0.081 541	962.57	0.487 77	393.88	2666.0	2272.1	1.2389	7.4275	6.1886	1.038 88	2050.2
95	0.084 608	961.88	0.504 91	398.09	2667.6	2269.5	1.2504	7.4151	6.1647	1.039 63	1980.6
96	0.087 771	961.18	0.522 54	402.30	2669.2	2266.9	1.2618	7.4027	6.1409	1.040 38	1913.7
97	0.091 030	960.48	0.540 67	406.52	2670.8	2264.3	1.2732	7.3904	6.1172	1.041 14	1849.6
98	0.094 390	959.78	0.559 31	410.73	2672.4	2261.7	1.2846	7.3783	6.0937	1.041 91	1787.9
99	0.097 852	959.06	0.578 47	414.95	2674.0	2259.0	1.2959	7.3661	6.0702	1.042 68	1728.7
100	0.101 42	958.35	0.598 17	419.17	2675.6	2256.4	1.3072	7.3541	6.0469	1.043 46	1671.8
101	0.105 09	957.63	0.618 41	423.39	2677.1	2253.8	1.3185	7.3422	6.0237	1.044 25	1617.1
102	0.108 87	956.90	0.639 20	427.61	2678.7	2251.1	1.3297	7.3303	6.0006	1.045 04	1564.4
103	0.112 77	956.18	0.660 56	431.83	2680.3	2248.5	1.3410	7.3185	5.9775	1.045 83	1513.9
104	0.116 78	955.44	0.682 50	436.05	2681.8	2245.8	1.3522	7.3068	5.9546	1.046 64	1465.2
105	0.120 90	954.70	0.705 03	440.27	2683.4	2243.1	1.3633	7.2952	5.9318	1.047 44	1418.4
106	0.125 15	953.96	0.728 16	444.50	2684.9	2240.4	1.3745	7.2836	5.9091	1.048 26	1373.3
107	0.129 52	953.22	0.751 90	448.73	2686.5	2237.7	1.3856	7.2721	5.8865	1.049 08	1330.0
108	0.134 01	952.46	0.776 27	452.95	2688.0	2235.1	1.3967	7.2607	5.8640	1.049 91	1288.2
109	0.138 63	951.71	0.801 27	457.18	2689.5	2232.4	1.4078	7.2493	5.8416	1.050 74	1248.0

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Table 1. Saturation (Temperature) (continued)

t, °C	p, MPa	Density, kg/m³		Enthalpy, kJ/kg			Entropy, kJ/(kg·K)			Volume, cm³/g	
		ρ_L	ρ_V	h_L	h_V	Δh	s_L	s_V	Δs	v_L	v_V
110	0.143 38	950.95	0.826 93	461.42	2691.1	2229.6	1.4188	7.2381	5.8193	1.051 58	1209.3
111	0.148 26	950.18	0.853 25	465.65	2692.6	2226.9	1.4298	7.2269	5.7970	1.052 43	1172.0
112	0.153 28	949.41	0.880 24	469.88	2694.1	2224.2	1.4408	7.2157	5.7749	1.053 28	1136.1
113	0.158 44	948.64	0.907 92	474.12	2695.6	2221.5	1.4518	7.2047	5.7529	1.054 14	1101.4
114	0.163 74	947.86	0.936 30	478.35	2697.1	2218.7	1.4628	7.1937	5.7309	1.055 00	1068.0
115	0.169 18	947.08	0.965 40	482.59	2698.6	2216.0	1.4737	7.1828	5.7091	1.055 88	1035.8
116	0.174 77	946.30	0.995 22	486.83	2700.1	2213.2	1.4846	7.1719	5.6873	1.056 75	1004.8
117	0.180 52	945.50	1.0258	491.08	2701.5	2210.5	1.4954	7.1611	5.6657	1.057 64	974.86
118	0.186 41	944.71	1.0571	495.32	2703.0	2207.7	1.5063	7.1504	5.6441	1.058 53	945.98
119	0.192 46	943.91	1.0892	499.56	2704.5	2204.9	1.5171	7.1397	5.6226	1.059 42	918.11
120	0.198 67	943.11	1.1221	503.81	2705.9	2202.1	1.5279	7.1291	5.6012	1.060 33	891.21
121	0.205 05	942.30	1.1557	508.06	2707.4	2199.3	1.5387	7.1186	5.5799	1.061 23	865.25
122	0.211 59	941.49	1.1902	512.31	2708.8	2196.5	1.5494	7.1081	5.5587	1.062 15	840.19
123	0.218 30	940.67	1.2255	516.56	2710.3	2193.7	1.5602	7.0977	5.5375	1.063 07	815.98
124	0.225 18	939.85	1.2617	520.82	2711.7	2190.9	1.5709	7.0873	5.5165	1.064 00	792.61
125	0.232 24	939.02	1.2987	525.07	2713.1	2188.0	1.5816	7.0770	5.4955	1.064 94	770.03
126	0.239 47	938.19	1.3365	529.33	2714.5	2185.2	1.5922	7.0668	5.4746	1.065 88	748.21
127	0.246 89	937.36	1.3753	533.59	2715.9	2182.3	1.6029	7.0566	5.4538	1.066 83	727.13
128	0.254 50	936.52	1.4149	537.85	2717.3	2179.5	1.6135	7.0465	5.4330	1.067 78	706.75
129	0.262 29	935.68	1.4555	542.12	2718.7	2176.6	1.6241	7.0364	5.4124	1.068 74	687.05
130	0.270 28	934.83	1.4970	546.38	2720.1	2173.7	1.6346	7.0264	5.3918	1.069 71	668.00
131	0.278 46	933.98	1.5394	550.65	2721.5	2170.8	1.6452	7.0165	5.3713	1.070 68	649.59
132	0.286 85	933.13	1.5828	554.92	2722.8	2167.9	1.6557	7.0066	5.3509	1.071 66	631.77
133	0.295 43	932.27	1.6272	559.19	2724.2	2165.0	1.6662	6.9967	5.3305	1.072 65	614.54
134	0.304 23	931.41	1.6726	563.47	2725.5	2162.1	1.6767	6.9869	5.3102	1.073 65	597.86
135	0.313 23	930.54	1.7190	567.74	2726.9	2159.1	1.6872	6.9772	5.2900	1.074 65	581.73
136	0.322 45	929.67	1.7664	572.02	2728.3	2156.2	1.6976	6.9675	5.2699	1.075 66	566.11
137	0.331 88	928.79	1.8149	576.30	2729.5	2153.2	1.7081	6.9579	5.2498	1.076 67	550.99
138	0.341 54	927.91	1.8644	580.59	2730.8	2150.3	1.7185	6.9483	5.2298	1.077 69	536.36
139	0.351 43	927.02	1.9150	584.87	2732.1	2147.3	1.7289	6.9388	5.2099	1.078 72	522.18
140	0.361 54	926.13	1.9667	589.16	2733.4	2144.3	1.7392	6.9293	5.1901	1.079 76	508.45
141	0.371 89	925.24	2.0196	593.45	2734.7	2141.3	1.7496	6.9199	5.1703	1.080 80	495.16
142	0.382 47	924.34	2.0735	597.74	2736.0	2138.3	1.7599	6.9105	5.1506	1.081 85	482.27
143	0.393 29	923.44	2.1286	602.04	2737.3	2135.2	1.7702	6.9011	5.1309	1.082 91	469.79
144	0.404 37	922.54	2.1849	606.34	2738.5	2132.2	1.7805	6.8919	5.1114	1.083 97	457.69
145	0.415 68	921.62	2.2423	610.64	2739.8	2129.2	1.7907	6.8826	5.0919	1.085 04	445.96
146	0.427 26	920.71	2.3010	614.94	2741.0	2126.1	1.8010	6.8734	5.0724	1.086 12	434.59
147	0.439 09	919.79	2.3609	619.25	2742.3	2123.0	1.8112	6.8643	5.0530	1.087 20	423.57
148	0.451 18	918.87	2.4220	623.56	2743.5	2119.9	1.8214	6.8552	5.0337	1.088 30	412.88
149	0.463 54	917.94	2.4844	627.87	2744.7	2116.9	1.8316	6.8461	5.0145	1.089 40	402.51
150	0.476 16	917.01	2.5481	632.18	2745.9	2113.7	1.8418	6.8371	4.9953	1.090 50	392.45
151	0.489 07	916.07	2.6130	636.50	2747.1	2110.6	1.8520	6.8281	4.9761	1.091 62	382.69
152	0.502 25	915.13	2.6793	640.81	2748.3	2107.5	1.8621	6.8192	4.9571	1.092 74	373.23
153	0.515 71	914.19	2.7470	645.14	2749.5	2104.3	1.8722	6.8103	4.9380	1.093 87	364.04
154	0.529 46	913.24	2.8160	649.46	2750.7	2101.2	1.8823	6.8014	4.9191	1.095 01	355.12
155	0.543 50	912.28	2.8863	653.79	2751.8	2098.0	1.8924	6.7926	4.9002	1.096 15	346.46
156	0.557 84	911.33	2.9581	658.12	2753.0	2094.8	1.9025	6.7838	4.8814	1.097 30	338.05
157	0.572 47	910.36	3.0313	662.45	2754.1	2091.6	1.9125	6.7751	4.8626	1.098 46	329.89
158	0.587 42	909.40	3.1059	666.79	2755.3	2088.4	1.9225	6.7664	4.8439	1.099 63	321.96
159	0.602 67	908.42	3.1821	671.13	2756.3	2085.2	1.9326	6.7578	4.8252	1.100 81	314.26
160	0.618 23	907.45	3.2596	675.47	2757.4	2082.0	1.9426	6.7491	4.8066	1.101 99	306.78
161	0.634 12	906.47	3.3387	679.82	2758.5	2078.7	1.9525	6.7406	4.7880	1.103 18	299.51
162	0.650 33	905.49	3.4194	684.17	2759.6	2075.5	1.9625	6.7320	4.7695	1.104 38	292.45
163	0.666 86	904.50	3.5016	688.52	2760.7	2072.2	1.9725	6.7235	4.7511	1.105 59	285.59
164	0.683 73	903.50	3.5853	692.88	2761.8	2068.9	1.9824	6.7150	4.7327	1.106 80	278.92

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Table 2. Saturation (Pressure)

<i>p</i> , MPa	<i>t</i> , °C	Density, kg/m ³		Enthalpy, kJ/kg			Entropy, kJ/(kg K)			Volume, cm ³ /g	
		<i>ρ_l</i>	<i>ρ_v</i>	<i>h_l</i>	<i>h_v</i>	<i>Δh</i>	<i>s_l</i>	<i>s_v</i>	<i>Δs</i>	<i>v_l</i>	<i>v_v</i>
611.657 Pa	0.01	999.79	0.004 855	0.00	2500.9	2500.9	0.000 00	9.1555	9.1555	1.000 21	205 991.
0.0007	1.881	999.89	0.005 518	7.89	2504.3	2496.5	0.028 78	9.1058	9.0770	1.000 11	181 217.
0.0008	3.761	999.92	0.006 264	15.81	2507.8	2492.0	0.057 48	9.0567	8.9992	1.000 08	159 640.
0.0009	5.444	999.91	0.007 005	22.89	2510.9	2488.0	0.082 97	9.0135	8.9305	1.000 09	142 757.
0.0010	6.970	999.86	0.007 741	29.30	2513.7	2484.4	0.105 91	8.9749	8.8690	1.000 14	129 178.
0.0012	9.654	999.68	0.009 202	40.57	2518.6	2478.0	0.145 95	8.9082	8.7623	1.000 32	108 670.
0.0014	11.969	999.46	0.010 650	50.28	2522.8	2472.5	0.180 15	8.8521	8.6719	1.000 54	93 899.
0.0016	14.010	999.20	0.012 086	58.83	2526.5	2467.7	0.210 04	8.8035	8.5935	1.000 80	82 743.
0.0018	15.837	998.93	0.013 511	66.49	2529.9	2463.4	0.236 62	8.7608	8.5241	1.001 08	74 011.
0.0020	17.495	998.64	0.014 928	73.43	2532.9	2459.4	0.260 56	8.7226	8.4620	1.001 36	66 987.
0.0024	20.414	998.08	0.017 738	85.65	2538.2	2452.5	0.302 39	8.6567	8.3544	1.001 93	56 375.
0.0028	22.935	997.51	0.020 522	96.19	2542.8	2446.6	0.338 16	8.6012	8.2631	1.002 49	48 729.
0.0032	25.158	996.96	0.023 282	105.49	2546.8	2441.3	0.369 45	8.5533	8.1838	1.003 05	42 952.
0.0036	27.152	996.43	0.026 021	113.83	2550.4	2436.6	0.397 29	8.5110	8.1138	1.003 58	38 430.
0.0040	28.960	995.92	0.028 743	121.39	2553.7	2432.3	0.422 39	8.4734	8.0510	1.004 10	34 791.
0.0045	31.012	995.30	0.032 122	129.96	2557.4	2427.4	0.450 69	8.4313	7.9806	1.004 73	31 131.
0.0050	32.874	994.70	0.035 480	137.75	2560.7	2423.0	0.476 20	8.3938	7.9176	1.005 33	28 185.
0.0055	34.581	994.13	0.038 816	144.88	2563.8	2418.9	0.499 45	8.3599	7.8605	1.005 90	25 762.
0.0060	36.159	993.59	0.042 135	151.48	2566.6	2415.2	0.520 82	8.3290	7.8082	1.006 45	23 733.
0.0065	37.627	993.06	0.045 436	157.61	2569.3	2411.6	0.540 60	8.3007	7.7601	1.006 99	22 009.
0.0070	39.000	992.55	0.048 722	163.35	2571.7	2408.4	0.559 03	8.2745	7.7154	1.007 50	20 524.
0.0075	40.290	992.06	0.051 994	168.75	2574.0	2405.3	0.576 27	8.2501	7.6738	1.008 00	19 233.
0.0080	41.509	991.59	0.055 252	173.84	2576.2	2402.4	0.592 49	8.2273	7.6348	1.008 48	18 099.
0.0085	42.663	991.13	0.058 498	178.67	2578.3	2399.6	0.607 80	8.2060	7.5982	1.008 95	17 095.
0.0090	43.761	990.69	0.061 731	183.25	2580.2	2397.0	0.622 30	8.1858	7.5635	1.009 40	16 199.
0.0095	44.807	990.25	0.064 954	187.63	2582.1	2394.5	0.636 07	8.1668	7.5308	1.009 84	15 396.
0.010	45.806	989.83	0.068 166	191.81	2583.9	2392.1	0.649 20	8.1488	7.4996	1.010 27	14 670.
0.011	47.683	989.03	0.074 560	199.65	2587.2	2387.5	0.673 72	8.1154	7.4417	1.011 10	13 412.
0.012	49.419	988.26	0.080 917	206.91	2590.3	2383.4	0.696 28	8.0849	7.3887	1.011 88	12 358.
0.013	51.034	987.53	0.087 242	213.67	2593.1	2379.4	0.717 17	8.0570	7.3398	1.012 63	11 462.
0.014	52.547	986.82	0.093 535	219.99	2595.8	2375.8	0.736 64	8.0311	7.2945	1.013 35	10 691.
0.016	55.313	985.50	0.106 04	231.57	2600.6	2369.1	0.772 01	7.9846	7.2126	1.014 71	9430.6
0.018	57.798	984.28	0.118 44	241.96	2605.0	2363.0	0.803 55	7.9437	7.1402	1.015 97	8443.1
0.020	60.058	983.13	0.130 75	251.42	2608.9	2357.5	0.832 02	7.9072	7.0752	1.017 16	7648.0
0.024	64.053	981.03	0.155 15	268.15	2615.9	2347.7	0.881 91	7.8442	6.9623	1.019 34	6445.3
0.028	67.518	979.13	0.179 28	282.66	2621.8	2339.2	0.924 72	7.7912	6.8664	1.021 31	5577.8
0.032	70.586	977.40	0.203 19	295.52	2627.1	2331.6	0.962 28	7.7453	6.7830	1.023 12	4921.5
0.036	73.345	975.80	0.226 90	307.09	2631.8	2324.7	0.995 79	7.7050	6.7092	1.024 80	4407.2
0.040	75.857	974.30	0.250 44	317.62	2636.1	2318.4	1.026 1	7.6690	6.6429	1.026 38	3993.0
0.045	78.715	972.56	0.279 65	329.62	2640.9	2311.2	1.060 3	7.6288	6.5686	1.028 21	3575.9
0.050	81.317	970.94	0.308 64	340.54	2645.2	2304.7	1.091 2	7.5930	6.5018	1.029 93	3240.0
0.055	83.709	969.42	0.337 44	350.59	2649.2	2298.6	1.1194	7.5606	6.4412	1.031 54	2963.5
0.060	85.926	967.99	0.366 07	359.91	2652.9	2292.9	1.1454	7.5311	6.3857	1.033 07	2731.7
0.065	87.993	966.63	0.394 54	368.60	2656.3	2287.7	1.1696	7.5040	6.3345	1.034 52	2534.6
0.070	89.932	965.34	0.422 87	376.75	2659.4	2282.7	1.1921	7.4790	6.2869	1.035 90	2364.8
0.075	91.758	964.11	0.451 07	384.44	2662.4	2277.9	1.2132	7.4557	6.2425	1.037 23	2217.0
0.080	93.486	962.93	0.479 14	391.71	2665.2	2273.5	1.2330	7.4339	6.2009	1.038 50	2087.1
0.085	95.125	961.79	0.507 09	398.62	2667.8	2269.2	1.2518	7.4135	6.1617	1.039 72	1972.0
0.090	96.687	960.70	0.534 94	405.20	2670.3	2265.1	1.2696	7.3943	6.1246	1.040 91	1869.4
0.095	98.178	959.65	0.562 69	411.48	2672.7	2261.2	1.2866	7.3761	6.0895	1.042 05	1777.2
0.10	99.606	958.63	0.590 34	417.50	2674.9	2257.4	1.3028	7.3588	6.0561	1.043 15	1693.9
0.11	102.292	956.69	0.645 39	428.84	2679.2	2250.3	1.3330	7.3269	5.9938	1.045 27	1549.5
0.12	104.784	954.86	0.700 10	439.36	2683.1	2243.7	1.3609	7.2977	5.9367	1.047 27	1428.4
0.13	107.109	953.13	0.754 53	449.19	2686.6	2237.5	1.3868	7.2709	5.8840	1.049 17	1325.3
0.14	109.292	951.49	0.808 69	458.42	2690.0	2231.6	1.4110	7.2461	5.8351	1.050 99	1236.6

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Table 2. Saturation (Pressure) (continued)

<i>p</i> , MPa	<i>t</i> , °C	Density, kg/m ³		Enthalpy, kJ/kg			Entropy, kJ/(kg·K)			Volume, cm ³ /g	
		<i>ρ_l</i>	<i>ρ_v</i>	<i>h_l</i>	<i>h_v</i>	<i>Δh</i>	<i>s_l</i>	<i>s_v</i>	<i>Δs</i>	<i>v_l</i>	<i>v_v</i>
0.15	111.349	949.92	0.862 60	467.13	2693.1	2226.0	1.4337	7.2230	5.7893	1.052 73	1159.3
0.16	113.297	948.41	0.916 29	475.38	2696.0	2220.7	1.4551	7.2014	5.7463	1.054 40	1091.4
0.17	115.148	946.97	0.969 76	483.22	2698.8	2215.6	1.4753	7.1812	5.7059	1.056 00	1031.2
0.18	116.911	945.57	1.0230	490.70	2701.4	2210.7	1.4945	7.1621	5.6676	1.057 56	977.47
0.19	118.596	944.23	1.0761	497.85	2703.9	2206.0	1.5127	7.1440	5.6313	1.059 06	929.24
0.20	120.210	942.94	1.1291	504.70	2706.2	2201.5	1.5302	7.1269	5.5967	1.060 52	885.68
0.21	121.759	941.68	1.1818	511.29	2708.5	2197.2	1.5469	7.1106	5.5638	1.061 93	846.14
0.22	123.250	940.47	1.2345	517.63	2710.6	2193.0	1.5628	7.0951	5.5323	1.063 30	810.07
0.23	124.686	939.28	1.2869	523.74	2712.7	2188.9	1.5782	7.0803	5.5021	1.064 64	777.04
0.24	126.072	938.13	1.3393	529.64	2714.6	2185.0	1.5930	7.0661	5.4731	1.065 94	746.68
0.25	127.411	937.02	1.3915	535.34	2716.5	2181.1	1.6072	7.0524	5.4452	1.067 22	718.66
0.26	128.708	935.93	1.4436	540.87	2718.3	2177.4	1.6210	7.0394	5.4184	1.068 46	692.73
0.27	129.965	934.86	1.4955	546.24	2720.0	2173.8	1.6343	7.0268	5.3925	1.069 68	668.65
0.28	131.185	933.83	1.5474	551.44	2721.7	2170.3	1.6471	7.0146	5.3675	1.070 86	646.24
0.29	132.370	932.81	1.5992	556.50	2723.3	2166.8	1.6596	7.0029	5.3433	1.072 03	625.33
0.30	133.522	931.82	1.6508	561.43	2724.9	2163.5	1.6717	6.9916	5.3199	1.073 17	605.76
0.31	134.644	930.85	1.7024	566.22	2726.4	2160.2	1.6835	6.9807	5.2972	1.074 29	587.41
0.32	135.737	929.90	1.7539	570.90	2727.8	2157.0	1.6949	6.9701	5.2752	1.075 39	570.17
0.33	136.802	928.96	1.8052	575.46	2729.3	2153.8	1.7060	6.9598	5.2538	1.076 47	553.95
0.34	137.842	928.05	1.8565	579.91	2730.6	2150.7	1.7168	6.9498	5.2330	1.077 53	538.64
0.35	138.857	927.15	1.9077	584.26	2732.0	2147.7	1.7274	6.9401	5.2128	1.078 57	524.18
0.36	139.849	926.27	1.9589	588.52	2733.2	2144.7	1.7377	6.9307	5.1931	1.079 60	510.50
0.37	140.819	925.40	2.0099	592.68	2734.5	2141.8	1.7477	6.9216	5.1739	1.080 61	497.53
0.38	141.769	924.55	2.0609	596.75	2735.7	2139.0	1.7575	6.9126	5.1551	1.081 61	485.22
0.39	142.698	923.71	2.1119	600.74	2736.9	2136.2	1.7671	6.9040	5.1369	1.082 59	473.52
0.40	143.608	922.89	2.1627	604.65	2738.1	2133.4	1.7765	6.8955	5.1190	1.083 55	462.38
0.42	145.375	921.28	2.2642	612.25	2740.3	2128.0	1.7946	6.8791	5.0846	1.085 44	441.65
0.44	147.076	919.72	2.3655	619.58	2742.4	2122.8	1.8120	6.8636	5.0516	1.087 29	422.74
0.46	148.716	918.20	2.4666	626.64	2744.4	2117.7	1.8287	6.8487	5.0199	1.089 08	405.42
0.48	150.300	916.73	2.5674	633.47	2746.3	2112.8	1.8448	6.8344	4.9895	1.090 84	389.50
0.50	151.831	915.29	2.6680	640.09	2748.1	2108.0	1.8604	6.8207	4.9603	1.092 55	374.81
0.52	153.314	913.89	2.7685	646.50	2749.9	2103.4	1.8754	6.8075	4.9321	1.094 23	361.20
0.54	154.753	912.52	2.8688	652.72	2751.5	2098.8	1.8899	6.7948	4.9049	1.095 87	348.58
0.56	156.149	911.18	2.9689	658.77	2753.1	2094.4	1.9040	6.7825	4.8786	1.097 48	336.82
0.58	157.506	909.87	3.0689	664.65	2754.7	2090.0	1.9176	6.7707	4.8531	1.099 05	325.85
0.60	158.826	908.59	3.1687	670.38	2756.1	2085.8	1.9308	6.7592	4.8284	1.100 60	315.58
0.62	160.112	907.34	3.2684	675.96	2757.6	2081.6	1.9437	6.7482	4.8045	1.102 12	305.96
0.64	161.365	906.11	3.3680	681.41	2758.9	2077.5	1.9562	6.7374	4.7813	1.103 62	296.91
0.66	162.587	904.91	3.4675	686.73	2760.3	2073.5	1.9684	6.7270	4.7587	1.105 09	288.40
0.68	163.781	903.72	3.5668	691.92	2761.5	2069.6	1.9802	6.7169	4.7367	1.106 54	280.36
0.70	164.946	902.56	3.6660	697.00	2762.8	2065.8	1.9918	6.7071	4.7153	1.107 96	272.77
0.72	166.086	901.42	3.7652	701.97	2763.9	2062.0	2.0031	6.6975	4.6944	1.109 36	265.59
0.74	167.200	900.30	3.8642	706.84	2765.1	2058.2	2.0141	6.6882	4.6741	1.110 75	258.79
0.76	168.291	899.19	3.9631	711.61	2766.2	2054.6	2.0248	6.6791	4.6543	1.112 11	252.33
0.78	169.360	898.10	4.0620	716.28	2767.3	2051.0	2.0354	6.6703	4.6349	1.113 46	246.18
0.80	170.406	897.04	4.1608	720.86	2768.3	2047.4	2.0457	6.6616	4.6160	1.114 78	240.34
0.82	171.433	895.98	4.2595	725.36	2769.3	2043.9	2.0557	6.6532	4.5975	1.116 09	234.77
0.84	172.440	894.94	4.3581	729.78	2770.3	2040.5	2.0656	6.6449	4.5793	1.117 39	229.46
0.86	173.428	893.92	4.4567	734.11	2771.2	2037.1	2.0753	6.6369	4.5616	1.118 67	224.38
0.88	174.398	892.91	4.5552	738.37	2772.1	2033.8	2.0847	6.6290	4.5443	1.119 93	219.53
0.90	175.350	891.92	4.6536	742.56	2773.0	2030.5	2.0940	6.6213	4.5272	1.121 18	214.89
0.92	176.287	890.93	4.7520	746.68	2773.9	2027.2	2.1032	6.6137	4.5106	1.122 42	210.44
0.94	177.207	889.96	4.8503	750.73	2774.7	2024.0	2.1121	6.6063	4.4942	1.123 64	206.17
0.96	178.112	889.01	4.9486	754.72	2775.5	2020.8	2.1209	6.5991	4.4782	1.124 85	202.08
0.98	179.002	888.06	5.0468	758.65	2776.3	2017.7	2.1296	6.5920	4.4624	1.126 05	198.14

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

Table 2. Experimental Two-Phase Heat Capacities, Derived Saturation Heat-Capacity Equations, and Phase-Transition Enthalpies Derived from DSC Measurements ($R = 8.314\ 51\ J\cdot K^{-1}\cdot mol^{-1}$)

ϵ -Caprolactam (crystalline)
 $C_{sat,m}/R = 0.084T - 6.4$ (in temperature range
290 K to 342.3 K)

ϵ -Caprolactam (liquid)
 $C_{sat,m}/R = 0.051T + 11.4$ (in temperature range
342.3 K to 500 K)

$$\Delta_{cr}^1 H_m(\epsilon\text{-caprolactam}, 342.3\ K) = 16.2 \pm 0.3\ kJ\cdot mol^{-1}$$

Triethylene Glycol (liquid)
 $C_{sat,m}/R = 0.048T + 25.9$ (in temperature range 303 K to 553 K)

Phenyl Acetylene (liquid)
 $C_{sat,m}/R = 0.040T + 9.8$ (in temperature range 303 K to 393 K)

Diphenyl Acetylene (crystalline)
 $C_{sat,m}/R = 0.085T + 1.7$ (in temperature range 303 K to 335 K)

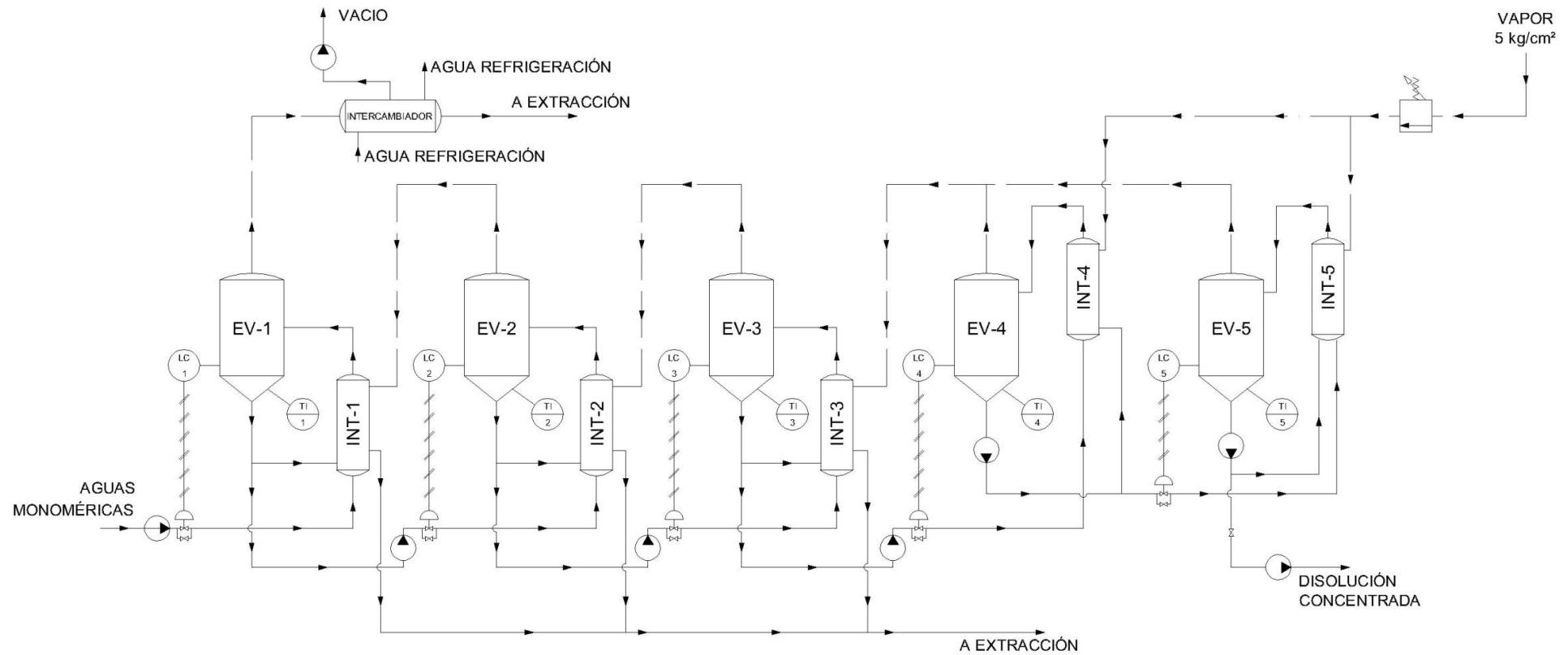
Diphenyl Acetylene (liquid)
 $C_{sat,m}/R = 0.07T + 12.0$ (in temperature range 335 K to 500 K)
 $\Delta_{cr}^1 H_m(\text{diphenyl acetylene}, 335\ K) = 21.5 \pm 0.5\ kJ\cdot mol^{-1}$

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

ANEXO V: PLANOS

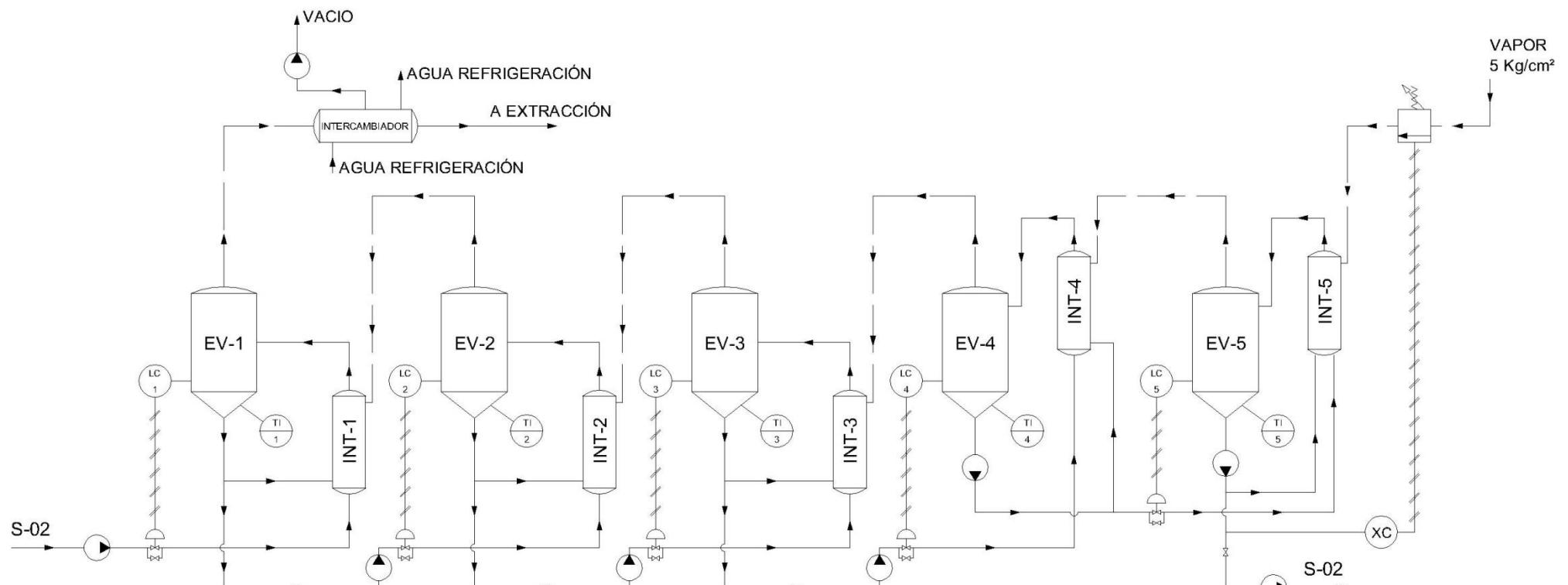


PLANTA DE EVAPORACIÓN ORIGINAL.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

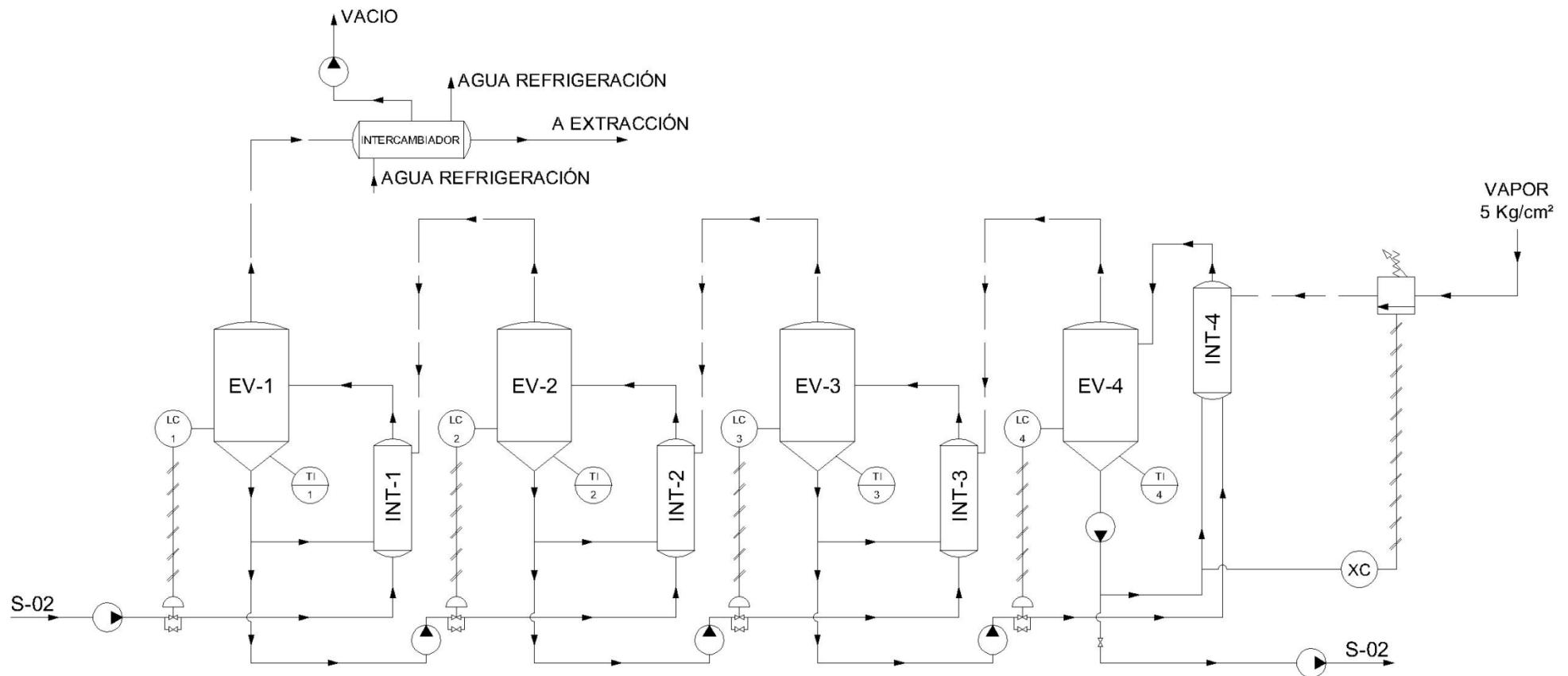


ALIMENTACIÓN DE VAPOR ÚNICA PARA EL QUINTO EVAPORADOR.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

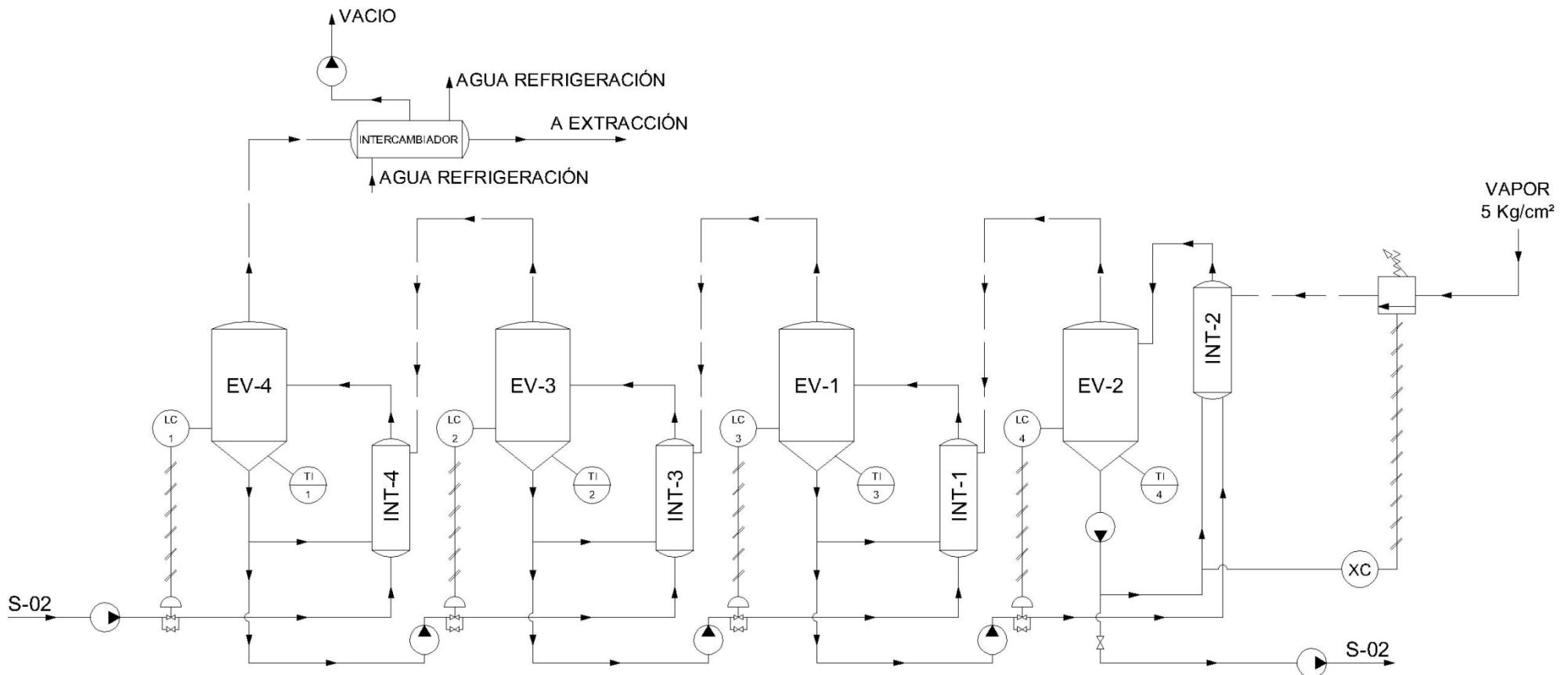


EVAPORACIÓN DE 4 ETAPAS (4°-3°-2°-1°).

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

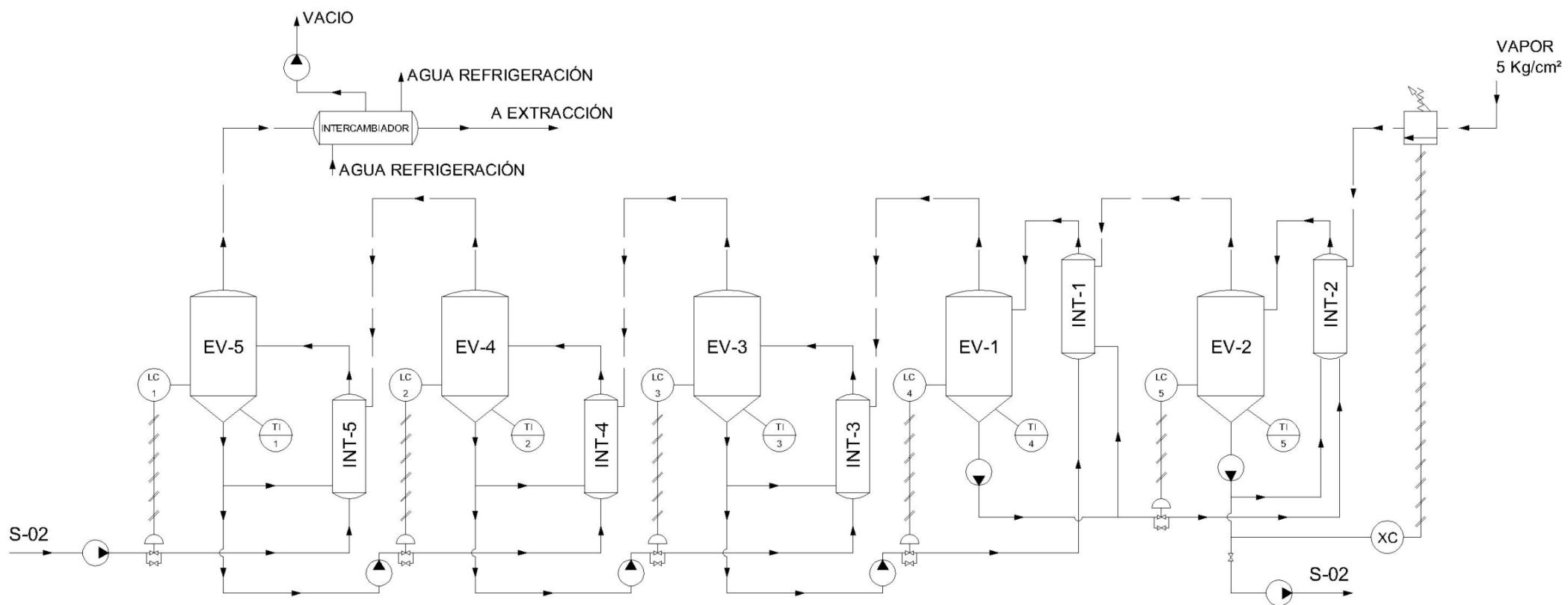


EVAPORACIÓN DE 4 ETAPAS (2º-1º-3º-4º).

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

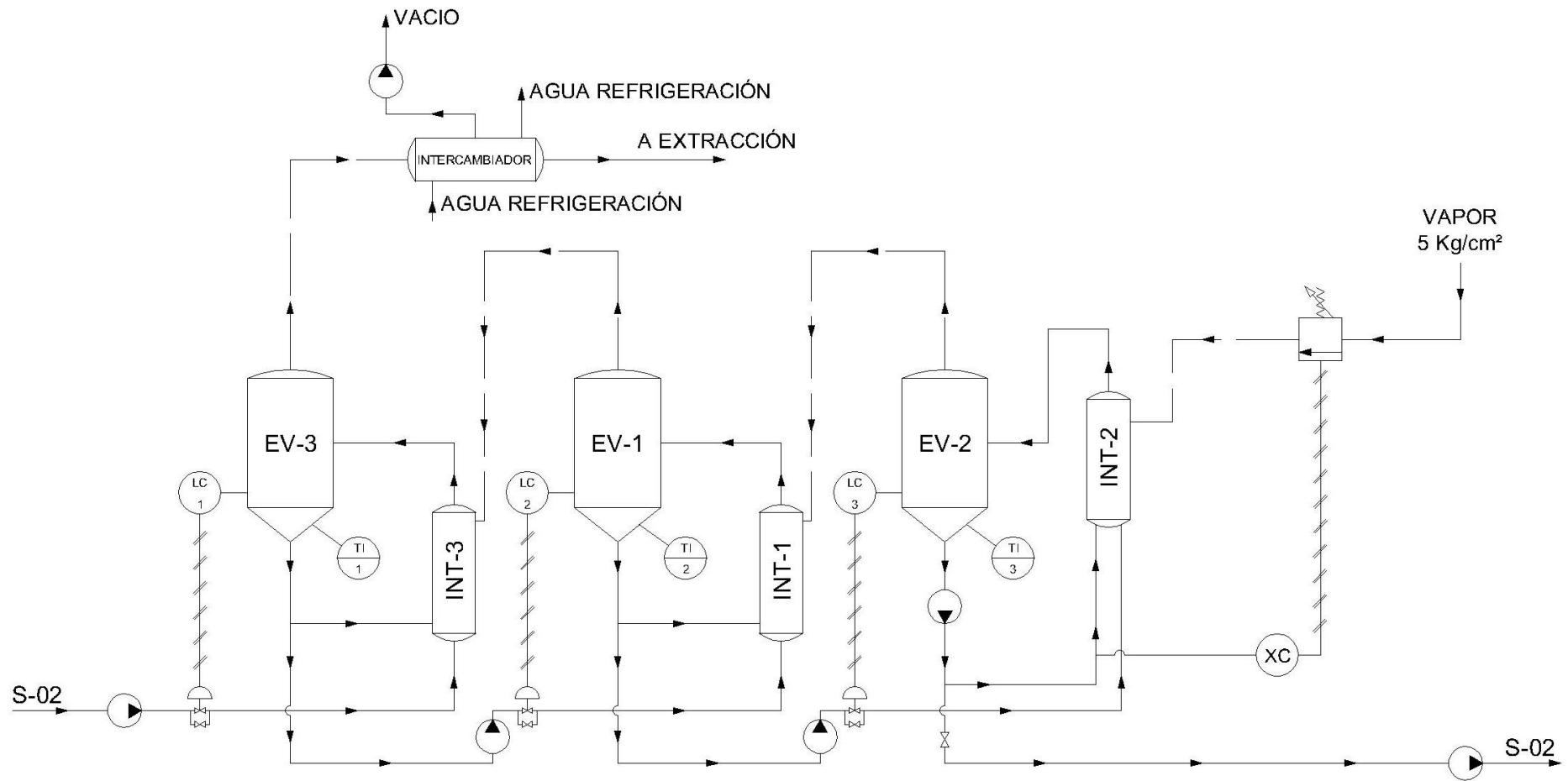


EVAPORACIÓN DE 5 ETAPAS (2º-1º-3º-4º-5º).

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA

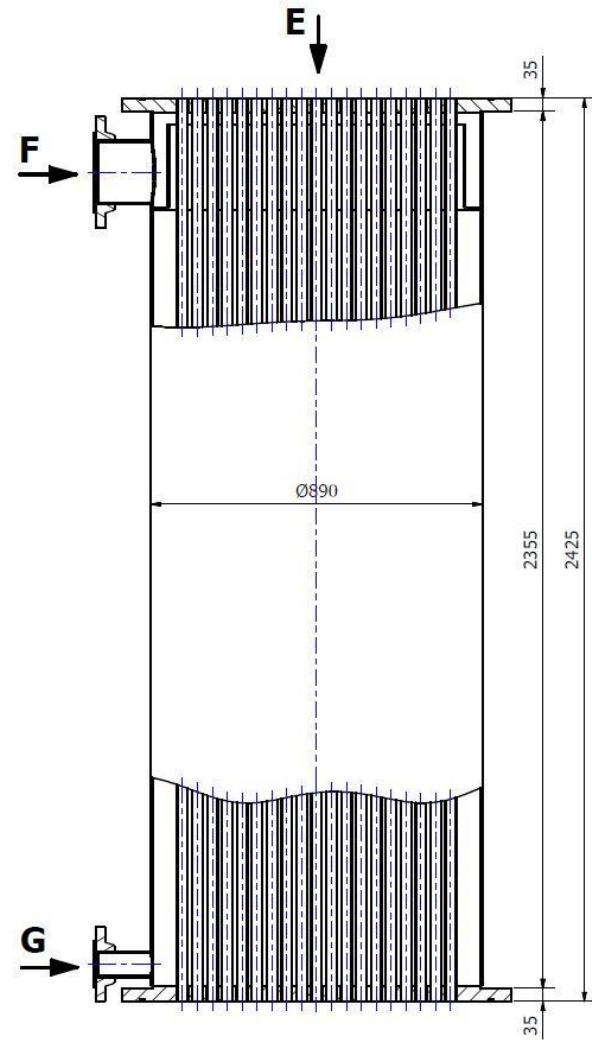


EVAPORACIÓN DE 3 ETAPAS (2°-1°-3°).

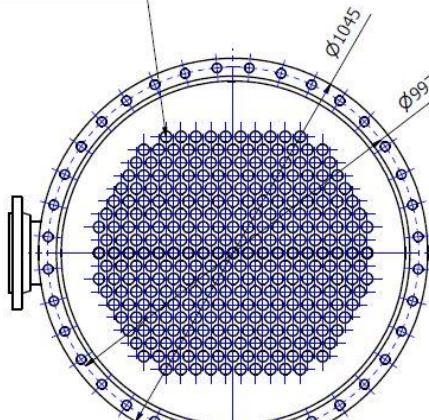
MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

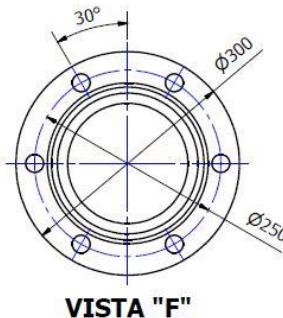
FERNANDO GARCÍA ÚBEDA



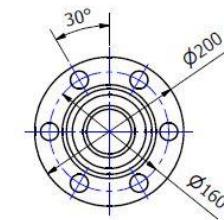
300 TUBOS DE CONDUCCIÓN
 $\varnothing 29 \text{ e}=1 \text{ mm.}$



VISTA "E"



VISTA "F"



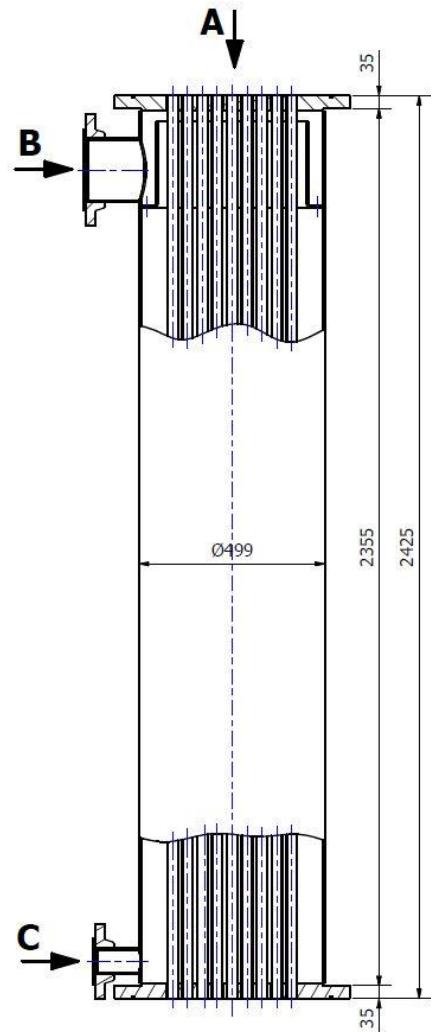
VISTA "G"

INTERCAMBIADOR ETAPAS 1, 2 Y 3.

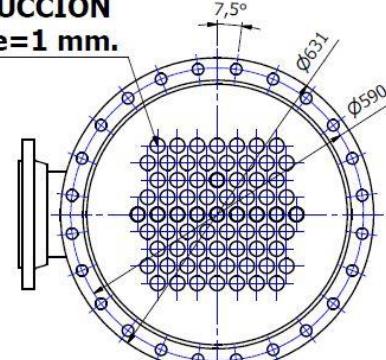
MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

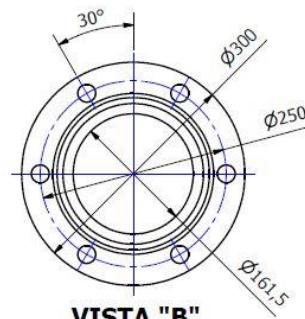
FERNANDO GARCÍA ÚBEDA



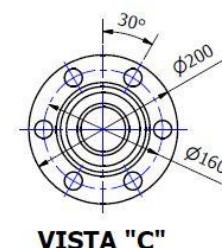
69 TUBOS DE CONDUCCIÓN
Ø29 e=1 mm.



VISTA "A"



VISTA "B"



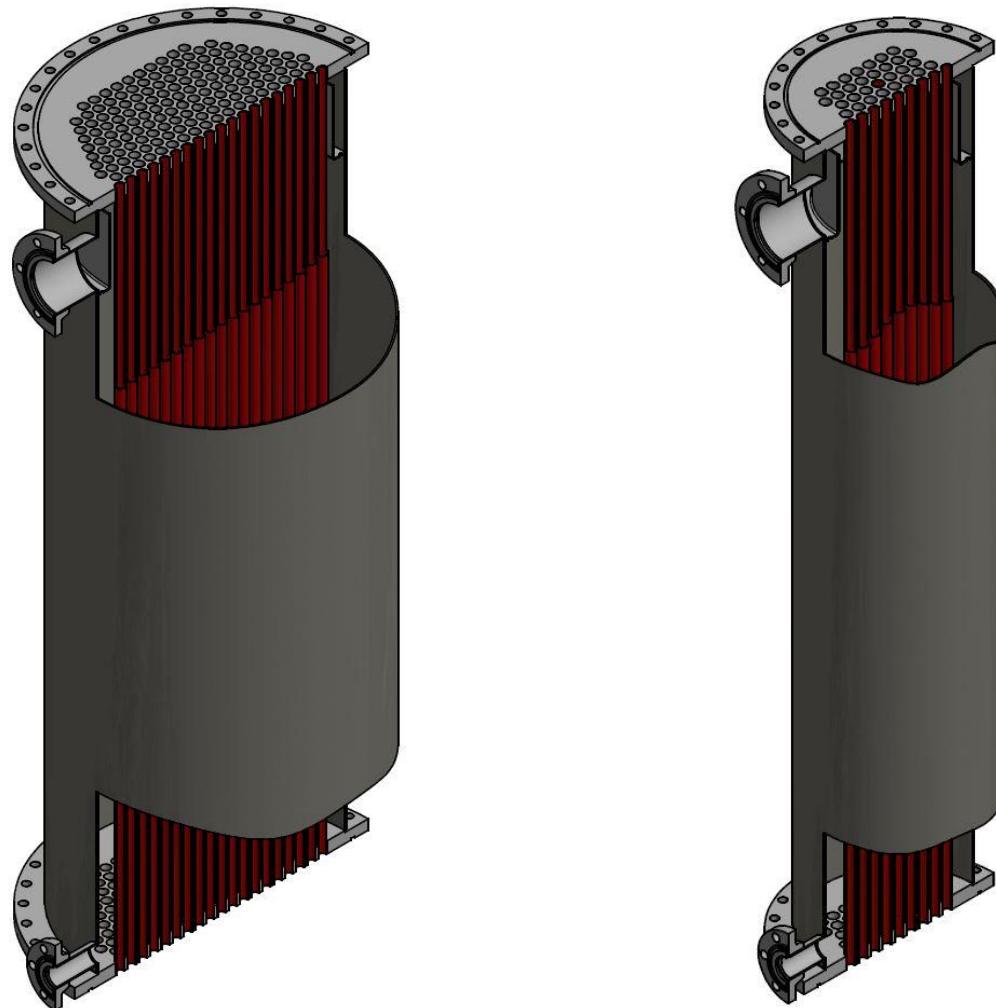
VISTA "C"

INTERCAMBIADOR ETAPAS 4 Y 5.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA



SIMULACIÓN EN PROGRAMA INVENTOR 3D, DE LOS INTERCAMBIADORES QUE COMPLETAN EL SISTEMA DE EVAPORACIÓN.

MODIFICACIÓN DEL DISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CAPROLACTAMA

TRABAJO FIN DE MÁSTER – 2015/2016

FERNANDO GARCÍA ÚBEDA
