



ESCUELA POLITÉCNICA SUPERIOR

TRABAJO FIN DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA INDUSTRIAL

MEMORIA DE CÁLCULO

Mejora de la Eficiencia Energética Mediante la Implantación de una Etapa Previa de Evaporación en una Industria Alimentaria en Salteras (Sevilla)

Trabajo Fin de Grado presentado por Javier Rodríguez Figueras, siendo el tutor del mismo el profesor Emilio Díaz Ojeda.

D. Javier Rodríguez Figueras

Sevilla, septiembre de 2020

ÍNDICE

1. CÁLCULOS PARA LA SITUACIÓN ACTUAL	1
1.1. Balance global	3
1.2. Balance etapa 0	4
1.3. Balance etapa 2	4
1.4. Transferencia de calor en la primera etapa de evaporación	4
1.5. Transferencia de calor en la segunda etapa de evaporación	7
2. INCORPORACIÓN DEL VAPOR DE PLANTA DE PLUMA	11
2.1. Balance Global	12
2.2. Balance Etapa 0	12
2.3. Balance Etapa 2	12
2.4. Transferencia de calor en la primera etapa de evaporación	14
2.5. Funcionamiento de la segunda etapa	16
3. INTRODUCCIÓN DE UNA NUEVA ETAPA DE VAPORIZACIÓN	19
3.1. Balance Global	20
3.2. Balance Etapa 0	20
3.3. Balance Etapa 1	20
3.4. Balance Etapa 2	20
3.5. Funcionamiento de la primera etapa	22
3.6. Funcionamiento del condensador CD-1	24
3.7. Funcionamiento del intercambiador intermedio HE-1	25
3.8. Funcionamiento del intercambiador en la etapa final HE-2	27

1. CÁLCULOS PARA LA SITUACIÓN ACTUAL

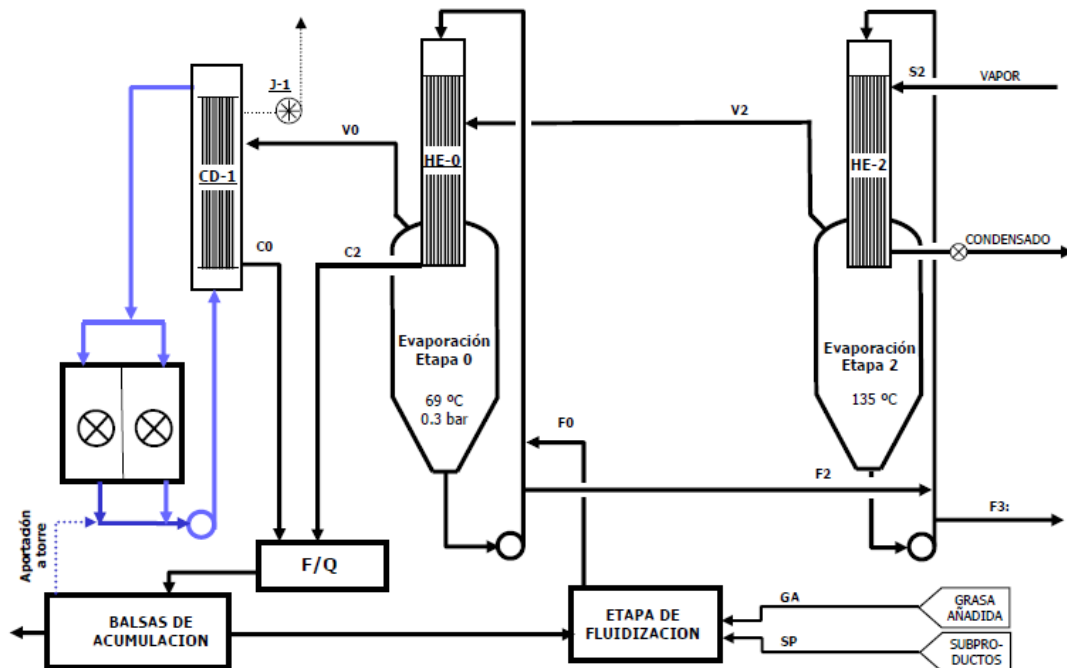


Figura 1.1: Situación Actual.

Se van a definir las siguientes variables para los balances de materia y energía, parciales y globales:

- F_0 : Alimentación.
- F_2 : Aporte desde etapa 0 a etapa 2.
- F_3 : Producto.
- S_2 : Vapor.
- V_2 : Vahos de etapa 2 a etapa 0.
- V_0 : Vahos.

Aunque no son necesarios para el cálculo de los balances, también se pueden definir las variables:

- C_0 : Condensados de los vahos (V_0)
- C_2 : Condensados de los vahos en el intercambiador HE-0 (V_2)

Además, para los balances de energía también definimos:

- $h_{F_0} = 40,93$ kcal/kg
- $h_{F_2} = 34,08$ kcal/kg

- $h_{F3} = 58,01 \text{ kcal/kg}$
- $H_{S2} = 658,18 \text{ kcal/kg}$
- $h_{S2} = 159,54 \text{ kcal/kg}$
- $h_{C2} = 93,98 \text{ kcal/kg}$
- $H_{V2} = 636,72 \text{ kcal/kg}$
- $H_{V0} = 627,31 \text{ kcal/kg}$

Que son las entalpías del vapor y de los vahos de cada una de las variables, obtenidas mediante una tabla de vapor saturado, a excepción de los valores de h_{F0} , h_{F2} y h_{F3} , que son valores experimentales que han sido dados por la propia empresa.

Con todo esto, ya se puede definir los balances de materia y energía para los cuales, los valores de h_{F0} , h_{F2} y h_{F3} ya están predefinidos, por lo que los valores que van a calcular con los balances son los de V_0 y C_0 , V_2 y C_2 , S_2 y F_2 .

Hay que tener en cuenta que los balances de la operación se van a realizar para una carga nominal de 16 t/h de subproductos, concretamente de 16.042 kg/h de subproductos, los cuales están formados por un 55% de agua, 20% de grasas y un 25% de sólidos (harina); a la carga nominal hay que añadirle 2.000 kg/h de agua, además de la grasa recirculada del final del proceso que equivale aproximadamente a 10 veces la cantidad de los sólidos presentes en los subproductos.

Como el proceso de evaporación se realiza para eliminar toda el agua, se puede calcular de manera sencilla el agua que se va evaporar en el proceso:

- El 55% de los subproductos es agua, entonces:

$$16.042 * 0,55 = 8.823,1 \text{ kg/h de agua.}$$

A la que se le añaden 2.000 kg/h de agua.

$$8.823,1 + 2.000 = 10.823,1 \text{ kg/h de agua que se debe evaporar.}$$

Para poder conocer la alimentación F_0 , hay que calcular la grasa que se recircula a etapa de fluidización desde el final del proceso:

- La grasa que se añade equivale a 10 veces la cantidad de sólidos en los subproductos, que son el 25%, por lo que:

$$16.042 * 0.25 = 4.010,5 \text{ kg/h de sólidos}$$

$$4.010,5 * 10 = 40.105 \text{ kg de grasa que se añaden.}$$

- La alimentación F_0 , proveniente de la etapa de fluidización, está formada por los subproductos, el agua que se añade y de la grasa recirculada; como ya se conocen todos los datos, ya se puede calcular:

$$F_0 = \textit{Subproducto} + \textit{Agua} + \textit{Grasa}$$

$$F_0 = 16.042 + 2.000 + 40.105$$

$$F_0 = 58.147 \text{ kg/h}$$

Como ya se conoce la alimentación y el agua que se va a evaporar en el proceso, se calcula a continuación la cantidad de producto F_3 que se obtiene:

- El producto que se obtiene es el resultado de la eliminación del agua de la alimentación, entonces:

$$F_3 = F_0 - \textit{Agua evaporada}$$

$$F_3 = 58.147 - 10.823$$

$$F_3 = 47.324 \text{ kg/h.}$$

Con esto, ya se tienen todos los datos necesarios para el cálculo de los balances de materia y energía.

1.1. Balance global

$$V_0 + V_2 = F_0 - F_3 \quad [1]$$

$$V_0 H_{V0} + V_2 h_{C2} + F_3 h_{F3} = F_0 h_{F0} + S_2 (H_{S2} - h_{S2})$$

$$V_0 H_{V0} + V_2 h_{C2} - S_2 (H_{S2} - h_{S2}) = F_0 h_{F0} - F_3 h_{F3} \quad [2]$$

1.2. Balance etapa 0

$$V_0 H_{v0} + V_2 h_{c2} + F_2 h_{F2} = F_0 h_{F0} + V_2 H_{v2};$$

$$F_2 = F_0 - V_0$$

$$V_0 H_{v0} + V_2 h_{c2} + (F_0 - V_0) h_{F2} = F_0 h_{F0} + V_2 H_{v2}$$

$$V_0 (H_{v0} - h_{F2}) + V_2 (h_{c2} - H_{v2}) = F_0 (h_{F0} - h_{F2}) \quad [3]$$

1.3. Balance etapa 2

$$F_2 h_{F2} + S_2 (H_{s2} - h_{s2}) = F_3 h_{F3} + V_2 H_{v2}$$

$$(F_0 - V_0) h_{F2} - V_2 H_{v2} + S_2 (H_{s2} - h_{s2}) = F_3 h_{F3}$$

$$V_0 h_{F2} + V_2 H_{v2} - S_2 (H_{s2} - h_{s2}) = F_0 h_{F2} - F_3 h_{F3} \quad [4]$$

Utilizando las ecuaciones [1] [2] [3] y [4] se puede calcular las variables que faltan. Los resultados vienen especificados la siguiente tabla:

Tabla 1.1: Resultado balances

Subproductos (kg/h)	Agua (kg/h)	F ₀ (kg/h)	F ₂ (kg/h)	F ₃ (kg/h)	V ₀ y C ₀ (kg/h)	V ₂ y C ₂ (kg/h)	S ₂ (kg/h)
16.042	10.823	58.147	52.625	47.324	5.522	5.301	8.678

1.4. Transferencia de calor en la primera etapa de evaporación

En la primera etapa de evaporación, se trabaja a una presión de 0,3 bar y una temperatura de recirculación de 69°C, como la alimentación se realiza desde el tanque de fluidizado a 80 °C, se va producir una evaporación súbita de parte del

agua en la parte superior de la tubería de recirculación, cuando la presión total iguale la presión de vapor.

Entonces, esa cantidad de vapor producida mediante flash, X , se va a calcular mediante un balance en la tubería de recirculación.

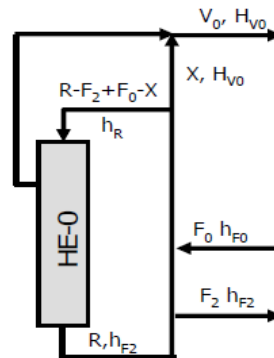


Figura 1.2: Balance en el primer intercambiador

$$R h_{F2} - F_2 h_{F2} + F_0 h_{F0} = X H_{V0} + (R + F_0 - F_2 - X) h_R$$

En donde:

- h_R : Entalpía específica a la entrada del intercambiador,
- X : Vapor generado en la tubería de recirculación.
- R : recirculación, fijada en 385 t/h

h_R es un dato cedido por la empresa, que ha sido calculado a partir de la composición y de los calores específicos; se calcula mediante iteración y tiene un valor muy próximo al de h_{F2} , ya que solo se diferencia en la humedad que poseen.

h_R tiene un valor de 34,66 kcal/kg.

$$X = \frac{(R - F_2)(h_{F2} - h_R) + F_0(h_{F0} - h_R)}{(H_{V0} - h_R)} = 285 \text{ kg/h} \sim 1.430 \text{ m}^3/\text{h}$$

Se estima una densidad del vapor X de 0,199 kg/m³, entonces:

$$\frac{X}{\rho} = \frac{285}{0.199} = 1432 \frac{m^3}{h} \sim 1.430 m^3/h$$

También se puede calcular la cantidad de calor transferida a través del haz tubular mediante el balance en HE-0.

$$Q = (R + F_0 - F_2 - X) h_R - R h_{F2} - V_2 h_{V2}$$

$$Q = 2,93 \text{ Gcal/h}$$

Ahora se puede calcular la superficie activa requerida; como el intercambiador está formado por 382 tubos de 9,15 metros de longitud y 2" de diámetro externo, se puede calcular la superficie total de intercambio.

$$A = n^{\circ} \text{ tubos} * \text{longitud} * \pi * \text{diámetro}$$

2" pulgadas equivalen a 5,08 cm de diámetro que son 0,0508 cm de diámetro externo.

Entonces:

$$A = 382 * 9.15 * \pi * 0.0508$$

$$A = 557 m^2$$

Asumiendo un coeficiente de intercambio de calor, que proporciona la industria, de $h=650 \text{ kcal}/(\text{h m}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C})$ y el gradiente térmico total (temperatura de vapor de carcasa menos temperatura de líquido de tubos) que se mantiene constante a lo largo del intercambiador, (en torno a $30 \text{ } ^{\circ}\text{C}$), se puede calcular la superficie activa de intercambio:

$$Q = S * h * \Delta T$$

$$S = \frac{Q}{h * \Delta T} = \frac{2,92 * 10^6}{650 * 29,9} = 150,44 m^2$$

Equivalente a:

$$150,44 * \frac{100}{557} = 27\% \text{ de la superficie total.}$$

Como se puede apreciar, el intercambiador de la primera etapa está trabajando con un gran margen, entonces si ahora se considerara un coeficiente de intercambio de calor de $h=292,8 \text{ kcal}/(\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C})$, que es mucho más conservador, la superficie activa de intercambio sería:

$$S = \frac{Q}{h * \Delta T} = \frac{2,92 * 10^6}{292.8 * 30} = 334 \text{ m}^2$$

Lo que supone:

$$334 * \frac{100}{557} = 60\% \text{ de la superficie total.}$$

Como el volumen de materia que pasa por los tubos del intercambiador puede variar, se han tenido en cuenta estos dos coeficientes de intercambio de calor, siendo éstos, los valores máximos, cuando los tubos tienen sólo una película fina en las paredes de los tubos, que poseería una gran capacidad de intercambio de calor (de $h=650 \text{ kcal}/(\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C})$); así como un valor muy conservador ($h=292,8 \text{ kcal}/(\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C})$); que correspondería a que toda la superficie de todos tubos del intercambiador se encontrara completamente mojada, situación que se considera muy poco probable.

Ambos valores de la capacidad de intercambio de calor son cedidos por la propia industria.

1.5. Transferencia de calor en la segunda etapa de evaporación

Hay algunas diferencias importantes en la forma de funcionamiento de la segunda etapa de evaporación en relación con la primera, como la temperatura del evaporador que es, reglamentariamente, $135 \text{ }^\circ\text{C}$ y es controlada por la entrada de vapor vivo.

También se sabe, que los vahos producidos deben de estar a una temperatura cercana a la de recirculación, en torno a 120°C .

La fase líquida en recirculación está exenta de agua, ya que, a la temperatura y presión de operación, toda el agua se evapora por mezcla con la recirculación en la parte superior del intercambiador.

La presión en el evaporador viene determinada por la Δp de los vahos en la tubería, en la condensación posterior en HE-0 y en la descarga del

condensado al hotwell; se ha estimado una presión de operación en el evaporador de 1,1 bar.

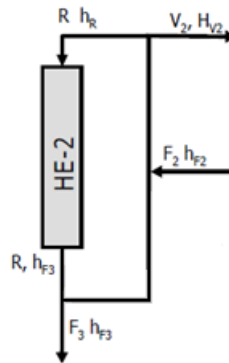


Figura 1.3: Balance en el segundo intercambiador

$$(R - F_3) h_{F3} + F_2 h_{F2} = V_2 H_{V2} + R h_R$$

$$F_2 = V_2 + F_3$$

$$h_R = \frac{R h_{F3} - F_3(h_{F3} - h_{F2}) - V_2(H_{V2} - h_{F2})}{R}$$

Como se ha dicho en el apartado anterior, h_R es la entalpía específica a la entrada al cambiador, que depende de la recirculación de la mezcla.

Se puede calcular la temperatura a partir de la composición, que es similar a la de la corriente F_3 .

$$t_R = t_{F3} \frac{h_R}{h_{F3}}$$

Se tienen, diferentes valores de h_R , en función de la recirculación y para cada valor, se obtiene una nueva temperatura:

Tabla 1.2: Temperatura en función de la entalpía y la recirculación.

Recirculación (t/h)	350	385	425	500
h_R (kcal/kg)	46,39	46,71	48,62	50,19
t_R (°C)	106,1	108,7	111,2	114,8

Como se puede apreciar en la tabla anterior, en el intercambiador no se observa una evaporación real, sino, más bien, un incremento de la temperatura de la recirculación, desde los valores que se muestran en la tabla anterior, hasta los 135 °C, a los que trabaja en el intercambiador.

También se puede la cantidad de calor transferida a través del haz tubular, mediante el balance de energía en HE-2.

$$Q = R h_R - R h_{F3}$$

$$Q = 4,42 \text{ Gcal/h}$$

Ahora se puede calcular la superficie activa requerida, asumiendo un coeficiente de intercambio de calor de $h=650 \text{ kcal}/(\text{h m}^2 \text{ °C})$ y el gradiente térmico total (temperatura de vapor de carcasa menos temperatura de líquido de tubos) varía a lo largo del intercambiador a medida que se produce el calentamiento del líquido, con un valor medio de 26°C, se puede calcular la superficie activa de intercambio:

$$S = \frac{Q}{h * \Delta T} = \frac{4.43 * 10^6}{650 * 26} = 262,51 \text{ m}^2$$

Que equivalen a:

$$262,51 * \frac{100}{557} = 47\% \text{ de la superficie total.}$$

Como se puede apreciar, el intercambiador de la segunda etapa está trabajando con un gran margen, entonces si ahora se considerara un coeficiente de intercambio de calor de $h=292,8 \text{ kcal}/(\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C})$, que es mucho más conservador, la superficie activa de intercambio sería:

$$S = \frac{Q}{h * \Delta T} = \frac{4.43 * 10^6}{292.8 * 26} = 582 \text{ m}^2$$

Se puede apreciar que, para este valor del coeficiente de intercambio de calor, la superficie activa de intercambio de calor el mayor a la superficie disponible, esto demuestra que este coeficiente es muy conservador, de todas formas, como se comentó anteriormente, es muy poco probable que esta situación ocurra, ya que deben estar mojados toda la superficie de todos los tubos del intercambiador.

2. INCORPORACIÓN DEL VAPOR DE PLANTA DE PLUMA

Se ha analizado el aprovechamiento de los vahos producidos en la hidrólisis de plumas como vapor de calefacción; existen varias formas de realizar este aprovechamiento basadas en la utilización del calor de los vahos dentro de las etapas de evaporación ya existentes, para este proyecto se prefiere la solución indicada en la figura, que permitirá el aprovechamiento de la totalidad del vapor de la planta de plumas.

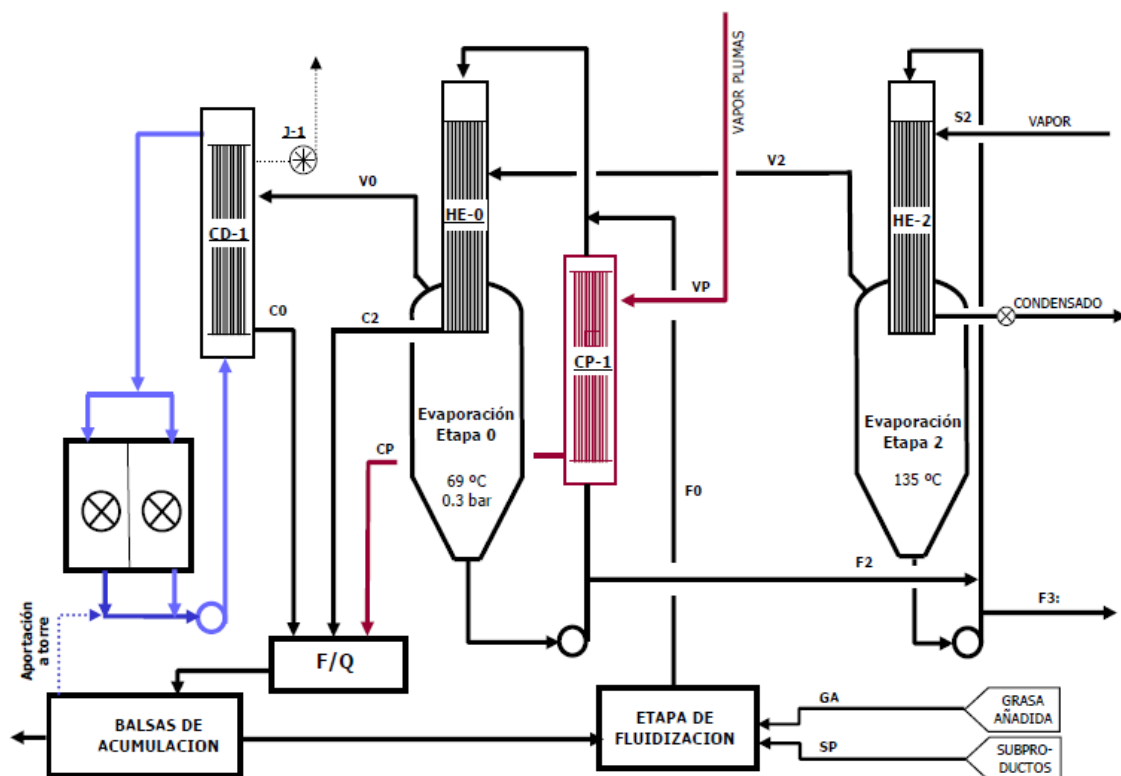


Figura 2.1: Proceso con el aprovechamiento del vapor de la planta de plumas.

Se han planteado, de nuevo, los balances de materia y energía en la sección de evaporación y en cada una de las etapas, incluyendo el aprovechamiento del vapor.

Se ha de definir nuevas variables como:

- V_P : Vahos de la pluma.
- C_P : Condensados de los vahos de la pluma.

2.1. Balance Global

$$V_0 + V_2 = F_0 - F_3 \quad [1]$$

$$V_0 H_{V0} + V_2 h_{C2} + F_3 h_{F3} = F_0 h_{F0} + S_2 (H_{S2} - h_{S2}) + V_P (H_{VP} - h_{VP})$$

$$V_0 H_{V0} + V_2 h_{C2} - S_2 (H_{S2} - h_{S2}) = F_0 h_{F0} - F_3 h_{F3} + V_P (H_{VP} - h_{VP}) \quad [2]$$

V_P = vapor de la planta de plumas

H_{VP} y h_{VP} son las entalpías de vahos y condensado cuyos valores son:

- $H_{VP} = 633,85 \text{ kcal/kg}$
- $h_{VP} = 86,50 \text{ kcal/kg}$

2.2. Balance Etapa 0

$$V_0 H_{V0} + V_2 h_{C2} + F_2 h_{F2} + V_P h_{VP} = F_0 h_{F0} + V_2 H_{V2} + V_P H_{VP}$$

$$F_2 = F_0 - V_0$$

$$V_0 H_{V0} + V_2 h_{C2} + (F_0 - V_0) h_{F2} = F_0 h_{F0} + V_2 H_{V2} + V_P (H_{VP} - h_{VP})$$

$$V_0 (H_{V0} - h_{F2}) + V_2 (h_{C2} - H_{V2}) = F_0 (h_{F0} - h_{F2}) + V_P (H_{VP} - h_{VP}) \quad [3]$$

2.3. Balance Etapa 2

$$F_2 h_{F2} + S_2 (H_{S2} - h_{S2}) = F_3 h_{F3} + V_2 H_{V2}$$

$$(F_0 - V_0) h_{F2} - V_2 H_{V2} + S_2 (H_{S2} - h_{S2}) = F_3 h_{F3}$$

$$V_0 h_{F2} + V_2 H_{V2} - S_2 (H_{S2} - h_{S2}) = F_0 h_{F2} - F_3 h_{F3} \quad [4]$$

La producción de vahos de pluma, pueden variar, por lo que se han realizado cálculos para distintos escenarios, desde 0 t/h a 3 t/h.

Con todo esto, los balances de materia y energía ya propuestos, los valores de h_{F0} , h_{F2} , h_{F3} , V_p y C_p predefinidos, los valores que van a calcular con los balances son los de V_0 y C_0 , V_2 y C_2 , S_2 y F_2 .

Tabla 2.1: Balances en función del uso de los vahos de la pluma.

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
Vaporización V_0 (kg/h)	5.522	6.021	6.520	7.019
Vaporización V_2 (kg/h)	5.301	4.802	4.303	3.805
Vapor Vivo S_2 (kg/h)	8.678	8.113	7.548	6.983
Carga térmica CD-1 (Gcal/h)	3,08	3,36	3,64	3,91

También se puede calcular la carga térmica para CD-1 para cada volumen utilizado de vapor de plumas, para ello se plantea el balance:

$$Q = V_0 (H_{v0} - h_{v0})$$

Siendo h_{v0} la entalpía del condensado en CD-1.

- $h_{v0} = 70,07$ kcal/kg

Se realiza el cálculo para cada caudal de V_0 :

Tabla 2.2: Carga térmica en CD-1

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
Carga térmica CD-1 (Gcal/h)	3,08	3,36	3,64	3,91

2.4. Transferencia de calor en la primera etapa de evaporación

Realizando un balance de energía en la etapa puede calcularse la vaporización de agua en la parte superior de la tubería de recirculación:

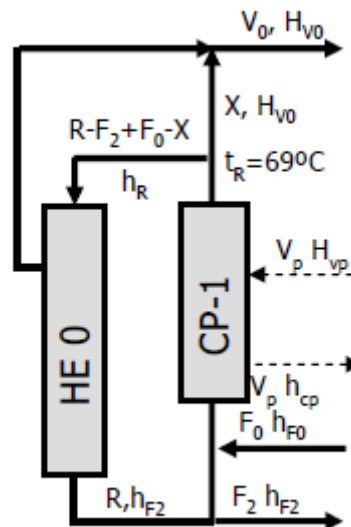


Figura 2.2: Balance para el aprovechamiento del vapor de la planta de plumas.

$$R h_{F2} - F_2 h_{F2} + F_0 h_{F0} + V_P (H_{VP} - h_{cp}) = X H_{V0} + (R + F_0 - F_2 - X) h_R$$

La única diferencia respecto al cálculo realizado anteriormente es la aportación del calor de condensación del vapor de plumas, que aumentará considerablemente la evaporación flash en la parte superior de la tubería:

$$X = \frac{V_P (H_{VP} - h_{cp}) + R (h_{F2} - h_R) + F_0 (h_{F0} - h_R) - F_2 (h_{F2} - h_R)}{(H_{V0} - h_R)}$$

Que varía, fundamentalmente, con la cantidad de vahos de plumas y con la alimentación.

Ahora ya, se puede calcular X y todas las variaciones que se producen con el uso del vaho de las plumas.

Tabla 2.3: Resultados Balance primera etapa con uso de plumas

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
h_{F2} (a 69°C) (kcal/h)	34,08	33,75	33,41	33,06
h_R (a 69°C) (kcal/h)	34,55	34,18	33,80	33,41
Vaporización X (kg/h)	285	1.277	2.269	3.261
Caudal vapor ($\rho=0,199$ kg/m ³) (m ³ /h)	1.430	6.400	11.369	16.338
Evaporación total V_0 (kg/h)	5.522	6.021	6.520	7.019
Evaporación HE-0 ($V_0 - X$) (kg/h)	5.237	4.741	4.251	3.758

También se puede calcular la cantidad de calor transferida a través del haz tubular mediante el balance en HE-0.

$$Q = (R + F_0 - F_2 - X) h_R - R h_{F2} - V_2 h_{V2}$$

Además de la superficie requerida:

$$S = \frac{Q}{h * \Delta T}$$

Tabla 2.4: Resultado carga térmica y superficie requerida según uso de pluma

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
Carga Térmica HE-0 (Gcal/h)	2,92	2,65	2,37	2,10
Gradiente Térmico	29,9	29,9	29,9	29,9
Superficie requerida (m ²)	150,44	136,28	122,12	107,96
% superficie disponible	27,0%	24,5%	21,9%	19,4%

2.5. Funcionamiento de la segunda etapa

Para la segunda etapa ya se conocen los valores de V_2 con una densidad equivalente a $0,546 \text{ kg/m}^3$, entonces, es sencillo obtener el caudal de vapor en HE-0.

Tabla 2.5: Caudal de vapor en HE-0

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
Vaporización V_2 (kg/h)	5.301	4.802	4.303	3.805
Caudal vapor en HE-0 (m ³ /h)	9.702	8.789	7.875	6.962

Como se conoce el balance en HE-2, anteriormente se calcularon los valores de h_{F2} , en función de la cantidad del vapor de pluma utilizado, además de los valores de V_2 , entonces utilizando el mismo balance que en el punto 1.5 “*Transferencia de calor en la segunda etapa de evaporación*” se puede obtener los nuevos valores de h_R en función de la cantidad de los vahos de la pluma que se usen;

como el intercambiador funcionará en torno a los 135 °C, también se puede calcular el gradiente de temperatura.

$$h_R = \frac{R h_{F3} - F_3(h_{F3} - h_{F2}) - V_2(H_{V2} - h_{F2})}{R}$$

Se puede calcular la temperatura a partir de la composición, que es similar a la de la corriente F₃.

$$t_R = t_{F3} \frac{h_R}{h_{F3}}$$

Tabla 2.6: Valores de la entalpia y temperatura de recirculación en función del uso de pluma

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
h_R (Kcal/h)	46,71	47,45	48,17	48,90
Temperatura entrada recirculación (°C)	108,7	110,4	112,1	113,8
Gradiente Térmico	26,3	24,6	22,9	21,2

También se puede la cantidad de calor transferida a través del haz tubular, mediante el balance de energía en HE-2.

$$Q=R h_R - R h_{F3}$$

Tabla 2.7: Carga térmica en función del uso de pluma

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
Carga Térmica HE-2 (Gcal/h)	4,35	4,06	3,79	3,51

Ahora se puede calcular la superficie activa requerida, asumiendo un coeficiente de intercambio de calor de $h=650 \text{ kcal}/(\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C})$ y el gradiente térmico total (temperatura de vapor de carcasa menos temperatura de líquido de tubos) varia a lo largo del intercambiador a medida que se produce el calentamiento del líquido, con un valor medio de en torno a $24 \text{ }^\circ\text{C}$, se puede calcular la superficie activa de intercambio:

$$S = \frac{Q}{h * \Delta T}$$

Tabla 2.8: Superficie requerida en función del uso de pluma.

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
Superficie requerida (m ²)	262,5	251,54	240,08	228,09
% superficie disponible	47,1%	45,2%	43,1%	40,9%

3. INTRODUCCIÓN DE UNA NUEVA ETAPA DE VAPORIZACIÓN

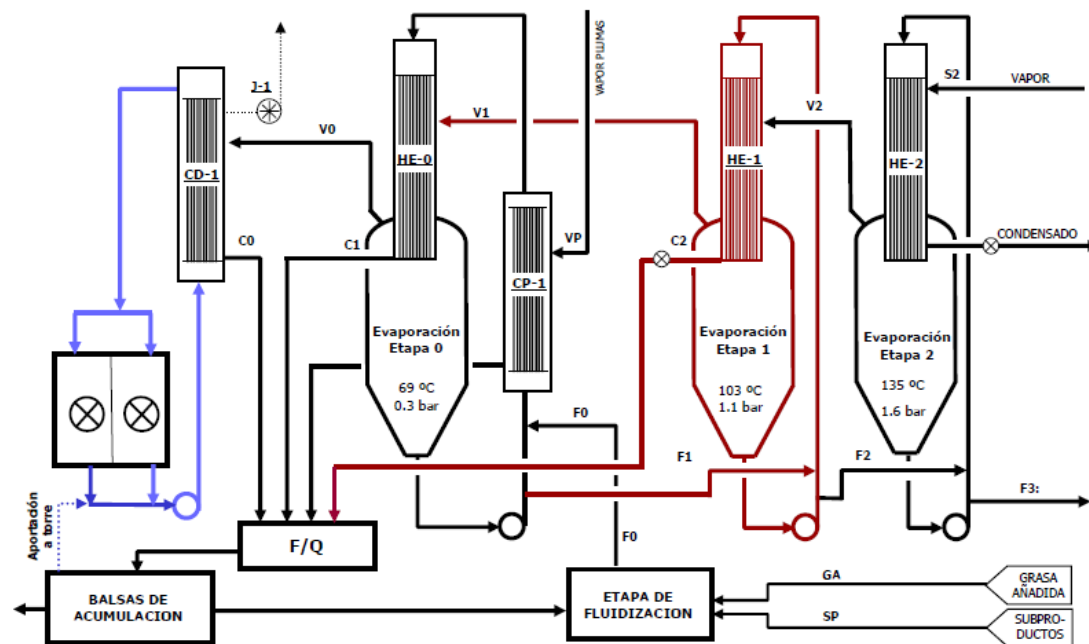


Figura 3.1: Proceso con la nueva etapa de evaporación.

Algunas condiciones de operación del sistema completo pueden ser elegidas y modificadas, dentro de ciertos límites, para obtener un funcionamiento óptimo.

Esta elección se centra, especialmente, en la presión de evaporación de la etapa intermedia, que determina las condiciones de temperatura de la misma y la de condensación de los vahos producidos en la etapa 2; aunque sería posible incrementar esta presión, se ha seleccionado una presión de 1,1 bar, por facilidad de operación, ya que evita el control externo de la misma mediante válvulas.

La temperatura de ebullición del agua a la presión elegida es de 103 °C, que será la temperatura de recirculación del bucle de evaporación y de transferencia a la segunda etapa.

3.1. Balance Global

$$V_0 + V_1 + V_2 = F_0 - F_3 \quad [1]$$

$$V_0 H_{V0} + V_1 h_{C1} + V_2 h_{C2} + F_3 h_{F3} = F_0 h_{F0} + S_2 (H_{S2} - h_{S2}) + V_P (H_{VP} - h_{VP})$$

$$V_0 H_{V0} + V_1 h_{C1} + V_2 h_{C2} - S_2 (H_{S2} - h_{S2}) = F_0 h_{F0} - F_3 h_{F3} + V_P (H_{VP} - h_{VP}) \quad [2]$$

3.2. Balance Etapa 0

$$V_0 H_{V0} + V_1 h_{C1} + F_1 h_{F1} = F_0 h_{F0} + V_1 H_{V1} + V_P (H_{VP} - h_{VP})$$

$$F_1 = F_0 - V_0$$

$$V_0 H_{V0} + V_1 (h_{C1} - H_{V1}) + (F_0 - V_0) h_{F1} = F_0 h_{F0} + V_P (H_{VP} - h_{VP})$$

$$V_0 (H_{V0} - h_{F1}) + V_1 (h_{C1} - H_{V1}) = F_0 (h_{F0} - h_{F1}) + V_P (H_{VP} - h_{VP}) \quad [3]$$

3.3. Balance Etapa 1

$$F_1 h_{F1} + V_2 H_{V2} = V_1 H_{V1} + V_2 h_{C2} + F_2 h_{F2}$$

$$F_1 = F_0 - V_0; \quad F_2 = F_1 - V_1; \quad F_2 = F_0 - V_0 - V_1$$

$$(F_0 - V_0) h_{F1} + V_2 (H_{V2} - h_{C2}) = V_1 H_{V1} + (F_0 - V_0 - V_1) h_{F2}$$

$$V_0 (h_{F2} - h_{F1}) + V_1 (h_{F2} - H_{V1}) + V_2 (H_{V2} - h_{C2}) = F_0 (h_{F2} - h_{F1}) \quad [4]$$

3.4. Balance Etapa 2

$$F_2 h_{F2} + S_2 (H_{S2} - h_{S2}) = F_3 h_{F3} + V_2 H_{V2}$$

$$(F_0 - V_0 - V_1) h_{F2} - V_2 H_{V2} + S_2 (H_{S2} - h_{S2}) = F_3 h_{F3}$$

$$V_0 h_{F2} + V_1 h_{F2} + V_2 H_{V2} - S_2 (H_{S2} - h_{S2}) = F_0 h_{F2} - F_3 h_{F3} \quad [5]$$

Siguiendo el mismo procedimiento de cálculo ya indicado para el doble efecto, se han calculado las evaporaciones en cada una de las etapas y el consumo de vapor vivo para distintos caudales del vapor de plumas.

Los valores de h_{F0} , h_{F1} , h_{F2} , h_{F3} , H_{VP} y h_{VP} son respectivamente:

- $h_{F0} = 40,93$ kcal/h (al igual que en el doble efecto, ya que la alimentación se mantiene)
- $h_{F1} = 35,55$ kcal/h.
- $h_{F2} = 48,25$ kcal/h.
- $h_{F3} = 58,01$ kcal/h (al igual que el doble efecto)
- $H_{VP} = 633,85$ kcal/kg (al igual que el doble efecto)
- $h_{VP} = 86,50$ kcal/kg (al igual que el doble efecto)

Los resultados se recogen en la tabla:

Tabla 3.1: Balance de masa para el nuevo efecto en función del uso de pluma

Vapor de Plumás (kg/h)	0	1000	2000	3000
Alimentación primera etapa F_0 (kg/h)	58.147	58.147	58.147	58.147
Evaporación etapa inicial (V_0, C_0) (kg/h)	3.210	3.890	4.569	5.248
Alimentación etapa intermedia F_1 (kg/h)	54.937	54.257	53.578	52.899
Evaporación etapa intermedia (V_1, C_1) (kg/h)	3.003	2.682	2.361	2.040
Alimentación etapa final F_2 (kg/h)	51.934	51.575	51.217	50.858
Evaporación etapa final (V_2, C_2) (kg/h)	4.610	4.251	3.893	3.535
Vapor Vivo (S_2, C_{S2}) (kg/h)	6.366	5.982	5.597	5.121
Vapor Vivo en doble efecto (kg/h)	8.678	8.113	7.548	6.983

En la última fila se indican los consumos de vapor vivo para el funcionamiento con un doble efecto; se aprecia una reducción del 25% del consumo de vapor respecto al correspondiente al doble efecto.

3.5. Funcionamiento de la primera etapa

Como ya se analizó en el estudio del doble efecto, una parte de la evaporación se producirá en la parte superior de la tubería de recirculación.

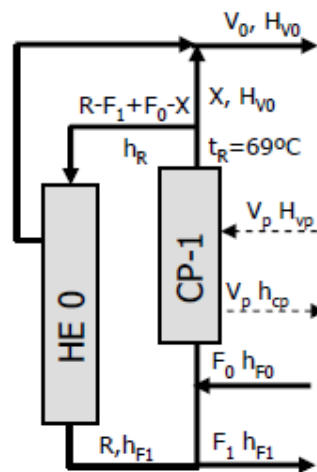


Figura 3.2: Funcionamiento de la primera etapa.

Repitiendo los cálculos del punto 2.4 “*Transferencia de calor en la primera etapa de evaporación*”

La vaporización producida pueda calcularse por un balance de energía entre la entrada al intercambiador CP-1 y la entrada al intercambiador principal de la etapa, HE-0:

$$(R - F_1) h_{F1} + F_0 h_{F0} + V_p (H_{vp} - h_{cp}) = X H_{V0} + (R + F_0 - F_1 - X) h_R$$

$$X = \frac{V_P(H_{VP} - h_{cp}) + R(h_{F1} - h_R) + F_0(h_{F0} - h_R) - F_1(h_{F1} - h_R)}{(H_{V0} - h_R)}$$

Que varía, fundamentalmente, con la cantidad de vapor de plumas y con la alimentación.

En la tabla se recogen los resultados completos de la primera etapa para distintos caudales de vapor de plumas:

Tabla 3.2: Resultados para la primera etapa en función del uso de la pluma

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
h_{F1} (a 69°C) (kcal/h)	35,55	35,13	34,71	34,26
h_R (a 69°C) (kcal/h)	35,81	35,36	34,91	34,44
Vaporización X (kg/h)	280	1.272	2.265	3.257
Caudal vapor ($\rho=0,199$ kg/m ³) (m ³ /h)	1.404	6.375	11.346	16.318
Evaporación total V_0 (kg/h)	3.210	3.890	4.569	5.248
Evaporación HE-0 ($V_0 - X$) (kg/h)	2.930	2.618	2.304	1.991

También se puede calcular la cantidad de calor transferida a través del haz tubular mediante el balance en HE-0.

$$Q = (R + F_0 - F_2 - X) h_R - R h_{F2} - V_2 h_{V2}$$

Además de la superficie requerida:

$$S = \frac{Q}{h * \Delta T}$$

Tabla 3.2: Resultados para la primera etapa en función del uso de la pluma

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
Carga Térmica HE-0 (Gcal/h)	1,63	1,46	1,29	1,11
Gradiente Térmico	34,0	34,0	34,0	34,0
Superficie requerida (m ²)	73,75	66,06	58,37	50,22
% superficie disponible	13,24	11,86	10,48	9,01

Se observa que el grado de utilización de la superficie disponible es muy reducido, y disminuye a medida que aumenta el caudal de vahos de la planta de plumas.

3.6. Funcionamiento del condensador CD-1

En la tabla se muestran los valores de operación del condensador principal tras la introducción de una etapa intermedia, para distintos valores de aportación de vapor de plumas; para ello es necesario conocer el balance de energía del CD-1, que es el siguiente:

$$Q = V_0 H_{v0} - C_0 h_{c0}$$

- $h_{c0} = 102,73$ kcal/h.

Tabla 3.3: Transferencia de calor en el condensador 1 en función de la pluma.

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
Vapor V_0 (kg/h)	3.210	3.890	4.569	5.248
Caudal ($\rho = 0,188 \text{ kg/m}^3$) (m^3/h)	17.105	20.724	24.343	27.962
Carga Térmica CD-1 (Gcal/h)	1,82	2,20	2,59	2,97

3.7. Funcionamiento del intercambiador intermedio HE-1

Como la temperatura de la alimentación al bucle ($69 \text{ }^\circ\text{C}$) es inferior a la de ebullición a la presión de evaporación ($100 \text{ }^\circ\text{C}$) no existirá evaporación en la parte superior del intercambiador; la formación de los vahos V1 se produce exclusivamente dentro del propio intercambiador.

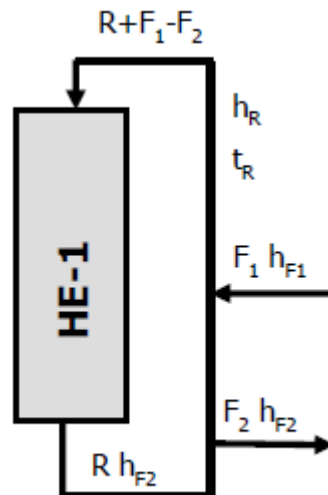


Figura 3.3: Funcionamiento del intercambiador intermedio HE-1

$$(R - F_2) h_{F2} + F_1 h_{F1} = (R + F_1 - F_2) h_R$$

$$h_R = \frac{(R - F_2)h_{F2} + F_1 h_{F1}}{R + F_1 - F_2}$$

h_R es la entalpía específica a la entrada al cambiador, que depende de la recirculación de la mezcla.

Tabla 3.4: Valores de h_R en función del uso de la pluma

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
h_R (kcal/kg)	46,86	46,52	46,17	45,81

Ahora se puede calcular la temperatura de recirculación:

$$t_R = t_{F2} \frac{h_R}{h_{F2}}$$

La temperatura se calcula a partir de la composición, que es similar a la de la corriente F_2 , a una temperatura de alrededor de 92,5°C:

El balance en la etapa intermedia se recoge en la tabla, para distintos valores del caudal de vapor de plumas y considerando una recirculación de 385 t/h.

Tabla 3.5: Temperatura de recirculación en función del uso de pluma

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
Temperatura de entrada t_R (°C)	90,1	90,1	90,1	90,1
Evaporación total V_1 (kg/h)	3.003	2.682	2.361	2.040

También se puede calcular la cantidad de calor transferida a través del haz tubular mediante el balance en HE-1.

$$Q = (R + F_1 - F_2) h_R - R h_{F2} - V_2 H_{V2}$$

Además de la superficie requerida:

$$S = \frac{Q}{h * \Delta T}$$

Tabla 3.6: Carga térmica y superficie requerida en HE-1 en función del uso de pluma

Vapor de Plumas kg/h	0	1000	2000	3000
Carga Térmica HE-1 (Gcal/h)	2,50	2,31	2,11	1,92
Gradiente Térmico	12,9	12,9	12,9	12,9
Superficie requerida (m ²)	297,52	274,38	251,22	228,06
% superficie disponible	53,4%	49,3%	45,1%	40,9%

3.8. Funcionamiento del intercambiador en la etapa final HE-2

El funcionamiento es completamente idéntico al señalado en el doble efecto:

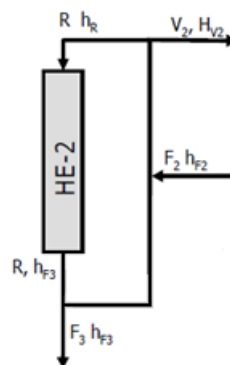


Tabla 3.4: Funcionamiento en el intercambiador 2

Utilizando el mismo balance que en el punto 1.5 “*Transferencia de calor en la segunda etapa de evaporación*” se puede obtener los nuevos valores de h_R en

función de la cantidad de los vahos de la pluma que se usen; como el intercambiador funcionará en torno a los 135 °C, también se puede calcular el gradiente de temperatura.

$$h_R = \frac{R h_{F3} - F_3(h_{F3} - h_{F2}) - V_2(H_{V2} - h_{F2})}{R}$$

Se puede calcular la temperatura a partir de la composición, que es similar a la de la corriente F₃.

$$t_R = t_{F3} \frac{h_R}{h_{F3}}$$

Tabla 3.7: Valor de h_R y t_R en función del uso de pluma

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
h _R (kcal/kg)	49,68	50,23	50,79	51,34
Vaporización V ₂ (kg/h)	4.610	4.251	3.893	3.535
Temperatura de entrada de recirculación (°C)	115,7	116,9	118,0	119,2

También se puede calcular la cantidad de calor transferida a través del haz tubular mediante el balance en HE-2.

$$Q = R h_R - R h_{F3}$$

Además de la superficie requerida:

$$S = \frac{Q}{h * \Delta T}$$

Tabla 3.8: Carga térmica y superficie requerida en HE-2 en función del uso de pluma

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
Carga Térmica HE-2 (Gcal/h)	3,59	2,99	2,78	2,57
Gradiente Térmico medio	19,3	18,1	17,0	15,8
Superficie requerida (m ²)	286,17	254,14	251,58	250,24
% superficie disponible	51,4%	42,6%	45,2%	44,9%

Tabla 3.9: Consumo de vapor en función del uso de pluma

Vapor de Plumas (kg/h)	0	1000	2000	3000
Consumo vapor vivo (kg/h)	6.366	5.982	5.597	5.212
Consumo específico (kg/kg agua)	0,5882	0,5527	0,5171	0,4816