



ESCUELA POLITÉCNICA SUPERIOR

**TRABAJO FIN DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA
INDUSTRIAL**

MEMORIA DESCRIPTIVA

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. INTRODUCCIÓN	1
1.1 Industria alimentaria	1
1.2 Tratamiento de subproductos	2
1.3 Nueva etapa de evaporación	4
2. OBJETIVO	7
3. SITUACIÓN ACTUAL	9
3.1 Balances de materia y energía en evaporación	12
3.2 Transferencia de calor en la primera etapa de evaporación	14
3.3 Segunda etapa de evaporación	19
4. INCORPORACIÓN DEL VAPOR DE PLANTA DE PLUMA	23
4.1 Balances de materia y energía en evaporación	25
4.2 Transferencia de calor en la primera etapa de evaporación	26
4.3 Funcionamiento de la segunda etapa	29
5. INTRODUCCIÓN DE UNA NUEVA ETAPA DE VAPORIZACIÓN	31
5.1 Balances de materia y energía en las distintas etapas	33
5.2 Funcionamiento de la primera etapa	36
5.3 Funcionamiento del condensador CD-1	38
5.4 Funcionamiento del intercambiador intermedio HE-1	39
5.5 Funcionamiento del intercambiador en la etapa final HE-2	40
5.6 Resumen del funcionamiento de las etapas	42
6. CONCLUSIONES PRELIMINARES	44

7. CONDICIONES ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN_____49

7.1 Escenario 0: triple efecto en las condiciones analizadas anteriormente
_____50

7.2 Escenario 1: Influencia de la cantidad de grasa añadida_____52

7.3 Escenario 2: Aumento de la recirculación de las distintas etapas de evaporación_____53

7.4 Escenario 3: Aumento de la cantidad de subproductos procesados.
_____54

7.5 Escenario 4: Etapa intermedia a 0,5 bar y capacidad ampliada____54

7.6 Escenario 5: Presión de 0,5 bar en etapa intermedia y 0.2 bar en la primera etapa_____56

7.7 Tabla resumen_____57

8. COMENTARIOS ADICIONALES_____59

8.1 Relación grasa/sólidos_____59

8.2 Recirculación en las etapas_____60

8.3 Aumento de la capacidad hasta 30t/h_____60

8.4 Reducción de la temperatura de la etapa intermedia_____61

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Industria alimentaria

La industria sobre la que se ha realizado el estudio se dedica al tratamiento de subproductos de categoría 3, según la categorización de Sandach, procedentes de mataderos.

Dicha industria recibe varios tipos de materia prima como pueden ser, plumas, desperdicios del pollo o desperdicios del cerdo, para cada una de ellas hay un proceso diferente.

Este proyecto se centra exclusivamente en el tratamiento de los desperdicios del pollo, como vísceras, que posterior a su tratamiento se obtendrá harina y grasa que será vendida a terceros para la fabricación de comidas para animales.

Para poder comprender mejor que son estos subproductos que se van a tratar se puede realizar un breve resumen sobre dichos subproductos:

- Categoría 1: Se considerará categoría 1 según el artículo 4 del capítulo II del Reglamento 1774/2002, entre otros:
 1. Animales de los que se sospeche que puedan estar infectadas con encefalopatías espongiforme transmisible, en adelante, EET.
 2. Animales sacrificados debido a medidas de erradicación y control de EET.
 3. Animales muertos, de compañía y espectáculos.
 4. Animales de experimentación.
 5. Animales salvajes sospechosos de estar infectados.
 6. Material especificado de riego.
 7. Cuerpos de animales que puedan contener material de riesgo.
 8. Animales a los cuales se les ha administrado sustancias prohibidas o de riesgo.
 9. Mezcla de materiales de categoría 1 y 2.

- Categoría 2: Se considerará categoría 2 según el artículo 5 del capítulo II del Reglamento 1774/2002, entre otros:
 1. Contenido procedente del tubo digestivo como el estiércol.
 2. Todos aquellos productos cuyo origen sea animal y puedan contener algún residuo procedente de medicamentos veterinarios.
 3. Todos aquellos animales que mueren de forma natural.
 4. Mezcla de materiales de categoría 2 y 3.

- Categoría 3: Se considerará categoría 3 según el artículo 6 del capítulo II del Reglamento 1774/2002, entre otros:
 1. Partes de animales sacrificados que, aunque sean aptos para el consumo humano, no se destina a ello por diferentes motivos.
 2. Pezuñas, cuernos, pieles, plumas y cerdas de animales aptos para el consumo humano.
 3. Sangre que proceda de animales, no rumiantes, aptos para el consumo humano.
 4. Subproductos de animales que sean derivados de la fabricación de productos destinados al consumo humano, incluyendo, husos desgrasados y chicharrones.

Como se ha comentado anteriormente, los productos que se tratan en la fábrica de la que se habla son subproductos considerados de categoría 3.

1.2 Tratamiento de subproductos

Para que se pueda comprender mejor el resto del proyecto, hay que hablar antes sobre todo el proceso.

Los materiales que se tratan en el proceso están formados por agua, harina y grasa, de los cuales, nos interesa la harina y la grasa. Para eliminar el agua indeseada, se procede a un proceso de evaporación de múltiple efecto.

En el siguiente diagrama de flujo se puede ver un pequeño resumen sobre la actividad de la fábrica:

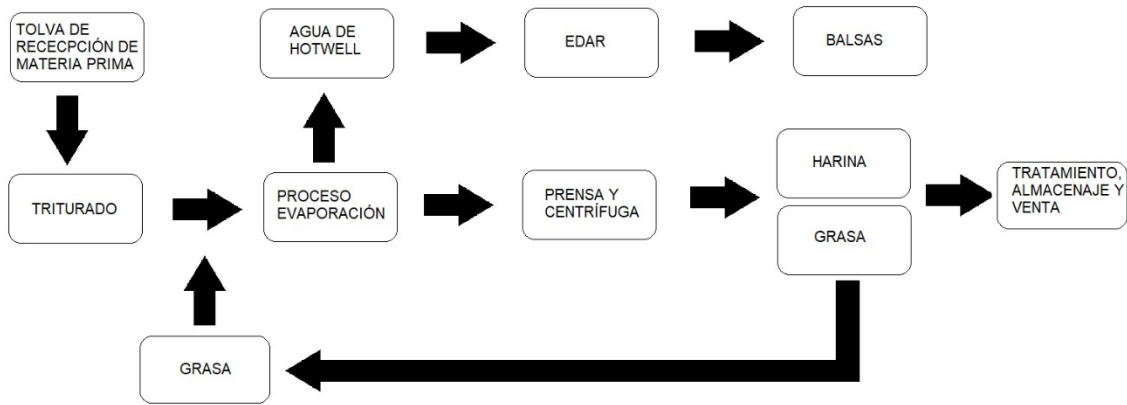


Figura 1.1: Diagrama de flujo.

Como se puede apreciar en el diagrama, el proceso comienza por la recepción de la materia prima, procedentes de los mataderos.

Dicha materia llega en camiones que descargan en unas tolvas estancas, para así evitar, o ralentizar el deterioro de éstas, especialmente en los meses donde hace más calor, así como evitar derrames y vertidos al medio ambiente.

A continuación, pasa mediante una cinta transportadora, en la cual hay detectores de metales, que evitan, que si hubiera algún trozo de metal o escoria, pasen al resto del proceso.

Ésta cinta termina en un rompedor, que tritura la materia prima hasta una dimensión <math><10\text{ mm}</math>.

Una vez que la materia prima tiene el tamaño deseado, pasa a la etapa de fluidización, donde se mezcla con grasa, procedente del final del proceso. La materia prima se mezcla con la grasa a una temperatura cercana a los 80°C .

La mezcla de materia prima y grasa será introducida al proceso de evaporación, pero no será directamente al intercambiador, sino que, será insertada a la línea de recirculación de la etapa 0, después de la transferencia de la primera etapa a la segunda, ver figura 3.1.

Cuando todo el proceso de evaporación ha terminado, obtenemos por una parte agua y por otra parte una pasta, formada por harina y grasa.

El agua que se obtiene del proceso, agua de rendering, será tratada en la EDAR con un físico químico, la mayor parte de esta agua, será enviada a unas balsas, ya que esta agua no se puede utilizar debido a que posee una enorme cantidad de materia orgánica, en donde se evaporará de forma natural, o será retirada por camiones. En contadas ocasiones, puede usarse esta agua para la etapa de fluidización o para las torres de refrigeración.

La pasta que se obtuvo del proceso de evaporación pasa a un proceso de prensado y centrifugado, que consigue separar toda la harina de la grasa. La harina pasa por cernedores y tamizadoras y es ensacada en sacas de 1000 kg para su venta.

Parte de la grasa será retornada para el proceso de fluidización, mientras que el resto de ella, será almacenada en depósitos para su posterior venta.

1.3 Nueva etapa de evaporación

Se ha analizado la viabilidad de la inclusión de una etapa intermedia de evaporación para la planta C3, junto con el aprovechamiento del vapor de plumas.

El estudio de viabilidad se justifica porque al introducir una nueva etapa intermedia pueden disminuir los gradientes de temperatura entre las distintas fases de los intercambiadores de calor, lo que puede afectar a la transferencia real.

El problema fundamental se deriva del tipo de evaporadores instalados, que por su diseño y por las características de los fluidos, no garantizan que toda la superficie disponible sea activa para el intercambio de calor; presumiblemente, una parte importante de la superficie no está regularmente mojada y no interviene activamente en el proceso de transferencia de calor.

Ante la dificultad de cuantificar el punto anterior se ha realizado un estudio comparativo, tanto en la situación actual (con doble efecto y sin

aprovechamiento del vapor de plumas) como tras la inclusión del vapor de plumas y de una etapa intermedia de evaporación.

Se ha seguido la siguiente metodología:

- Se han realizado balances externos en cada una de las etapas para determinar la evaporación en las mismas y el consumo de vapor vivo; en estos balances se ha supuesto que los equipos instalados tienen capacidad suficiente para el intercambio; en consecuencia, los balances sólo dependen de las condiciones elegidas y de las características de las corrientes
- Como parte de las evaporaciones tienen lugar en el exterior de los intercambiadores, una vez cerrados los balances externos se ha analizado la transferencia real de calor que tiene lugar en cada intercambiador; estas transferencias pueden estar limitadas por la superficie de los equipos y por las condiciones de operación
- Se ha asumido un coeficiente de transferencia establecido por el encargado del proceso y se ha calculado la superficie activa de cada intercambiador en cada una de las situaciones descritas, considerado los gradientes de temperatura reales en cada transferencia
- La comparación de las superficies activas necesarias en cada caso con las correspondientes a la situación actual dan una idea aproximada de la viabilidad:
 - Si bajo las mismas hipótesis de funcionamiento las superficies requeridas son similares (o menores) a las de operación actual es muy probable que el comportamiento futuro sea igual de satisfactorio
 - Si las superficies requeridas en las nuevas situaciones son muy superiores no podrá asegurarse el funcionamiento estable, aunque no debe descartarse.
 - Es posible analizar, al menos cualitativamente, si un determinado cambio en las condiciones de operación tendrá un efecto positivo o negativo; el parámetro de referencia debería ser la estabilidad y

permanencia de la película descendente, debiendo favorecerse los cambios que se orienten a una mayor estabilidad de la misma.

En todos los casos analizados se observa que superficie activa necesaria para los efectos actuales se reduce considerablemente, tanto por la inclusión del vapor de plumas como por la inclusión de una etapa intermedia de evaporación; por tanto, con independencia del ahorro en el consumo de vapor, ambas medidas favorecen la estabilidad de la operación.

Aunque el estudio se ha realizado para capacidades de tratamiento actuales (16 t/h) también, se han analizado otras capacidades considerablemente superiores, de hasta 30 t/h.

Además, se han analizado cambios en algunas variables de operación, como la recirculación de los evaporadores y las temperaturas y presiones de los diferentes equipos.

Por tanto, la inclusión de un tercer efecto trabajando en las condiciones establecidas en el estudio es claramente viable y conduce a una reducción muy importante en el consumo de vapor vivo.

Las modificaciones necesarias, (presión en una etapa intermedia y un nuevo condensador de vapor de plumas) son de menor importancia y no afectan a la estructura de la planta ni a otros aspectos administrativos (AAI).

2. OBJETIVO

Se han analizado diferentes alternativas de gestión de vahos y condensados de proceso, tanto procedentes del tratamiento de subproductos como de la hidrólisis de plumas en la planta C3, contemplando dos objetivos alternativos:

- la producción de agua de calderas por reevaporación de los condensados del proceso de rendering.
- la reducción del consumo de vapor utilizado en los procesos mediante una la inclusión de una etapa adicional de evaporación similar a los actuales.

Actualmente parece de mayor interés la inclusión de una tercera etapa de evaporación en serie, que podría conducir a dos resultados complementarios:

- la reducción del consumo específico de vapor vivo en las etapas de evaporación, por un mejor aprovechamiento de la energía de los vahos.
- un incremento de la capacidad de tratamiento de subproductos, en tanto esta capacidad esté condicionada por la capacidad de evaporación, que se verá incrementada por la nueva etapa.

El estudio se centra en el establecimiento de los balances de materia y energía de las diferentes configuraciones de operación, asumiendo que la capacidad de los equipos instalados (especialmente de los intercambiadores de calor de las dos etapas de evaporación existentes) era suficiente para el escenario previsto; por esto no se realizó una comprobación teórica de la capacidad de los mismos en las nuevas condiciones de operación.

La introducción de un tercer efecto de evaporación, en serie con los anteriores, supondrá una modificación sustancial de las condiciones de operación; aunque da lugar a un aumento sustancial de la superficie de intercambio de calor, este tercer efecto obliga a introducir un nuevo escalón de presión de operación (y de temperaturas de evaporación) que puede dar lugar a una reducción del potencial de intercambio térmico¹.

Por esta razón el presente estudio se centra en el análisis de los mecanismos de transferencia y en la estimación cualitativa de las mejores condiciones de operación; esta estimación, por comparación con los resultados de la operación actual, permitirá establecer la viabilidad del funcionamiento del tercer efecto, tanto para la reducción del consumo energético a la producción actual como para un potencial incremento de la capacidad de evaporación.

Se analiza también la incorporación de los vahos de la planta de plumas como fuente de energía térmica en el proceso de rendering; en la actualidad los vahos de plumas son condensados con agua de refrigeración; su aportación actual sigue siendo importante en el balance de evaporación de agua en las torres, pero no supone ninguna reducción en la cantidad de vapor vivo necesario para la operación.

Por esto, se ha considerado la utilización de los vahos de la planta de plumas, en una cantidad variable entre 1.000 y 3.000 kg/h, previendo la utilización de los actuales vahos de hidrólisis y la incorporación del vapor procedente del secado.

¹ Este potencial está definido por la superficie de intercambio, el gradiente de temperatura y el coeficiente de transferencia; los dos primeros se modifican de forma importante con la modificación prevista.

3. SITUACIÓN ACTUAL

Se analiza el balance de la operación de la planta C3 para una carga nominal de 16 t/h de subproductos, (55% de agua, 20% de grasa y 25% de sólidos) incluyendo también 2.000 kg/h de agua procedente de operaciones de lavado o limpieza de la planta; se supone una adición de grasa recirculada equivalente a 10 veces la cantidad de sólidos presentes en los subproductos.

El esquema de operación y el balance de materia, sin considerar la aportación debida a la condensación de vahos de la planta de plumas, es como se muestra en la figura.

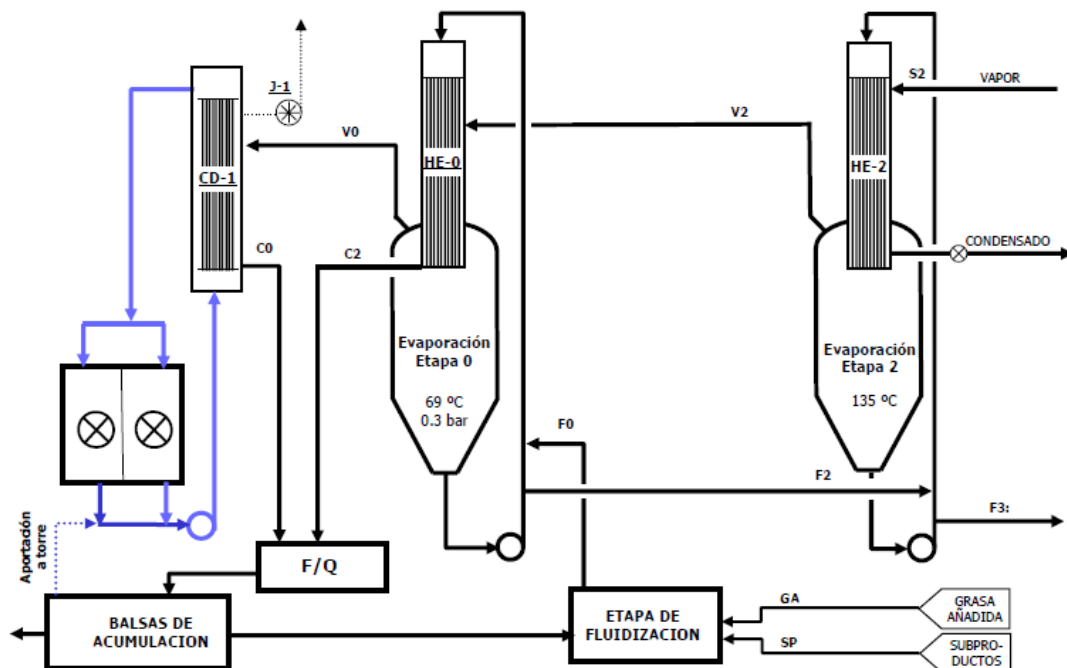


Figura 3.1: Situación actual del proceso

Es importante definir las condiciones de operación de cada una de las etapas de la evaporación, en tanto éstas puedan ser fijadas externamente:

- La alimentación desde la etapa de fluidización se realiza a una temperatura cercana a 80 °C; esta temperatura se deriva del balance de energía en el tanque de fluidización, considerando las aportaciones de calor de la grasa añadida y de subproductos y la energía necesaria para la fusión de la grasa y asumiendo que no hay pérdidas de energía por formación de vahos en el tanque de fluidización.

- La temperatura del evaporador de la primera etapa se fija en 69 °C, determinada por el vacío establecido por la bomba y las condiciones de funcionamiento del condensador CD-1, que mantiene una presión de condensación de 0,3 bar².
- La transferencia desde la primera etapa a la segunda se realiza a la temperatura del evaporador (69 °C), antes de la mezcla con la alimentación desde el tanque de fluidización.
- La recirculación en las dos etapas de evaporación se ha fijado en 450 m³/h (~385 t/h), considerablemente inferior al propuesto por EPE para el diseño de los intercambiadores (7,2 GPM/tubo <> 635 m³/h <> 540 t/h)³
- La mezcla de la recirculación de la primera etapa y de la alimentación (que se realiza a una temperatura superior a la de ebullición del agua a la presión de la etapa) producirá una evaporación de una fracción del agua alimentada en la parte superior de la tubería de recirculación⁴.

² Estas condiciones varían con la época del año, condicionadas por la temperatura y por la humedad relativa del aire atmosférico, que afectan al sistema de agua de refrigeración; el vacío depende también de las condiciones de mantenimiento de los equipos; en cualquier caso, se ha considerado una situación conservadora, de funcionamiento en estación cálida; cualquier condición que conduzca a una menor presión de operación ofrecerá ventajas a la evaporación; por esto, no parece necesario realizar un control especial del vacío, siempre que se mantenga la presión por debajo del valor señalado, aunque las temperaturas muy inferiores a la señalada podrían ocasionar dificultades en el bombeo de la mezcla y aumentar el consumo de energía eléctrica.

³ El caudal de 450 m³/h parece más que suficiente para conseguir el mojado de la totalidad de la superficie interior de los tubos; supone una relación de 2.22e-3 m³/m-l de perímetro mojado, que es del orden de 10 veces el mínimo necesario para agua

⁴ Las condiciones de la recirculación a la entrada al intercambiador vienen fijadas externamente y corresponden a una mezcla saturada de vahos y líquido a la temperatura y presión del evaporador.

- El paso de la recirculación por el intercambiador HE-0 completará la evaporación de la etapa; esta evaporación se produce en condiciones prácticamente isoterma (a 69 °C), por lo que las condiciones de los vahos de salida, (V₀), corresponden a un estado de vapor saturado.
- La condensación de los vahos de la segunda etapa, (V₂), se producirá desde una temperatura de unos 120 °C hasta a una temperatura del orden de 93 °C y a una presión de 0,8 bar; este ligero vacío es producido por el subenfriamiento del condensado en la parte inferior del intercambiador⁵.
- En consecuencia, el funcionamiento del intercambiador HE-0 consiste, en una condensación de los vahos V₂ en el lado de carcasa, a una presión de 0,8 bar, y una evaporación isoterma, a 69 °C, de parte de los vahos V₀.
- La recirculación de la segunda etapa está constituida exclusivamente por grasa; la totalidad del agua procedente de la primera etapa se evapora en el momento de la mezcla con la recirculación, produciendo un enfriamiento de la misma; este enfriamiento, que depende de la cantidad de agua y de la de recirculación, es del orden de 25 °C, hasta una temperatura cercana a 110 °C⁶.
- En el intercambiador HE-2 se produce el calentamiento de la recirculación desde la temperatura anterior (~110 °C) hasta la temperatura del evaporador (135 °C); no hay evaporación de agua en el interior de los tubos los vahos se recalientan también, hasta unos 120 °C, por contacto con la recirculación.
- En el exterior de los tubos de HE-2 se produce la condensación del vapor vivo; la presión de condensación (y su temperatura) se ajustan con el control de entrada de vapor para conseguir el intercambio de vapor necesario; se ha supuesto que la condensación se produce a 150 °C correspondiente a una presión de 4,9 bar

⁵ En la parte inferior del haz tubular se produce un enfriamiento del condensado exterior (carcasa) por parte de la recirculación en el interior de los tubos, que está a una temperatura inferior; este ligero enfriamiento condicionará la presión de condensación.

⁶ Para una recirculación de 385 t/h; esta temperatura se calcula por balance de energía en el punto de mezcla de la alimentación a la etapa y la recirculación, como se analiza más adelante.

- Por tanto, el funcionamiento del intercambiador HE-2 es una condensación de vapor vivo a 4,9 bar en el lado de carcasa y un calentamiento de grasa desde unos 110 °C hasta 135 °C en el lado de tubos, con un ligero sobrecalentamiento de los vahos (desde la temperatura de evaporación hasta unos 120 °C); este sobrecalentamiento es irrelevante desde el punto de vista de balance térmico.

- La presión de evaporación en la etapa 2 viene impuesta por la pérdida de carga en la tubería de vahos y en la condensación del intercambiador de la primera etapa, ya que no existe un control específico de la misma.

Con las condiciones anteriores se ha realizado un balance de materia y de energía de la instalación que permite calcular las evaporaciones en cada una de las etapas, así como el consumo de vapor vivo para producir la evaporación deseada.

3.1 Balances de materia y energía en evaporación

Se han planteado los balances de materia y energía en la sección de evaporación y en cada una de las etapas.

3.1.1 Global

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

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

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

3.1.2 Etapa 0

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

$$F_2 = F_0 - V_0$$

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

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

3.1.3 Etapa 2

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

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

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

Los parámetros F_0 y F_3 así como sus propiedades energéticas (h_{F0} y h_{F3}) están definidos externamente; V_0 , V_2 y S_2 son los resultados del balance.

Los resultados obtenidos en el balance, expresados en kg/h, son:

Tabla 3.1: Resultado balances

Subproductos	Agua	F_0	F_2	F_3	V_0 y C_0	V_2 y C_2	S_2
16.042	10.823	58.147	52.625	47.324	5.522	5.301	8.678

Como puede observarse, la evaporación está repartida casi uniformemente en las dos etapas: 51% en la primera etapa y 49% en la segunda.

El consumo de vapor es de 8.662 kg/h con un consumo específico de 0,8018 kg de vapor/kg de agua evaporada.

El consumo de vapor y el reparto de la evaporación dependen de la cantidad de grasa añadida; un aumento de la grasa añadida hasta una proporción de 12:1 aumenta el consumo de vapor hasta 0,8253 kg vapor/kg de agua mientras que una reducción de la grasa hasta una proporción 8:1 reduce el consumo hasta 0,7748 kg/kg de agua evaporada.

Debe resaltarse que los valores anteriores, especialmente las evaporaciones totales en cada etapa, son independientes de la forma de transferencia de calor en cada equipo; suponiendo que los mismos tienen la capacidad de transferencia necesaria; esta capacidad depende de la forma de transferencia y de las dimensiones de los equipos.

3.2 Transferencia de calor en la primera etapa de evaporación

Como se ha indicado, la presión de la primera etapa de evaporación está determinada por el funcionamiento de la bomba de vacío y del sistema de condensación; en las condiciones normales de operación es posible mantener una presión en el evaporador de 0,3 bar, con una temperatura de recirculación del evaporador de 69 °C.

Como la temperatura de alimentación desde el tanque de fluidización, F_0 , es superior a la de ebullición del agua a la presión del bucle de evaporación, en el punto de mezcla⁸ se producirá una evaporación súbita de parte del agua alimentada.

⁸ Realmente la evaporación se producirá en la parte superior de la tubería de recirculación, a la entrada del intercambiador de calor, aunque comenzará en el punto en el que la presión total, incluida la carga hidráulica, iguale a la presión de vapor.

La cantidad de vapor producida mediante flash, X , puede calcularse por balance de entalpía en la tubería de recirculación:

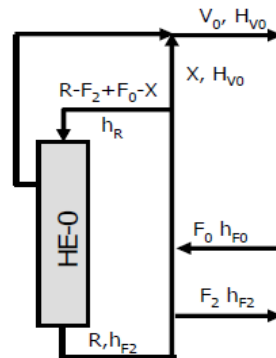


Figura 3.2: Balance en el primer intercambiador

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

h_R es la entalpía específica a la entrada al cambiador, que depende de la composición de la mezcla tras la separación del vapor X a la temperatura establecida por el sistema de vacío; el valor de h_R se calcula, por iteración, a partir de la composición y de los calores específicos.

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

Como puede observarse, la cantidad de agua evaporada es casi el 5% de la evaporación en la primera etapa, produciéndose una corriente de vapor de unos $1.400 \text{ m}^3/\text{h}$; el resto de la alimentación desde el tanque de fluidización se unirá a la recirculación en las mismas condiciones de temperatura de la recirculación ($69 \text{ }^\circ\text{C}$)

Como la diferencia de entalpías $h_{F2} - h_R$ es muy reducida (porque sólo se debe a la diferencia de humedad), la evaporación producida es prácticamente

independiente de la recirculación y sólo depende de las condiciones externas de la temperatura y del caudal de alimentación desde el tanque de fluidización.

Es interesante analizar el funcionamiento del intercambiador:

- En el lado de carcasa se produce la condensación de los vahos de la segunda etapa, con un mecanismo convencional de condensación en el exterior de tubos verticales.
- En el lado de tubos se formará una película delgada cuyo espesor depende del caudal de recirculación (y de las propiedades del fluido); el calor cedido en la condensación del vapor se transfiere completamente, a través de la película, hasta la superficie libre interior, produciendo la evaporación del agua en esta superficie libre, (que estará a la temperatura y presión de evaporación).
- La transferencia de calor será tanto mayor cuanto menor sea el espesor de la película de líquido, pero sólo será posible en aquellos puntos en los que esta película esté formada (superficie mojada); por esto es necesario mantener un caudal mínimo de recirculación.
- La transferencia de calor sólo tiene lugar, de forma apreciable, en las partes activas de la superficie del intercambiador, que son aquellas que están mojadas en el interior de los tubos⁹.
- La continuidad de la película, una vez formada, está muy condicionada por las propiedades del líquido, especialmente por la densidad, la viscosidad y la tensión superficial
- En el caso particular de los intercambiadores de los evaporadores el factor determinante es el contenido en sólidos y el tamaño de los mismos: si el contenido en sólidos es elevado no es posible mantener la continuidad de la película en la totalidad del cambiador y una parte de la misma será inactiva para la transferencia de calor.
- La presencia de sólidos de tamaño superior al de la película también destruye la continuidad de la película, de forma casi permanente; por debajo del punto de ruptura de la película la superficie activa se reducirá considerablemente.

- Éstas son las principales limitaciones de esta tecnología para la aplicación prevista; no obstante, el coeficiente de transferencia en la parte mojada es muy elevado en comparación con los coeficientes de convección convencionales, por lo que sólo sería necesaria una fracción de la superficie total disponible,

Es muy difícil predecir el porcentaje de área activa, pero, a partir del conocimiento del funcionamiento actual, es posible analizar cualitativamente el comportamiento esperado cuando se modifiquen las condiciones de operación:

- Será necesario mantener un caudal mínimo de recirculación para conseguir la formación de la película en la parte superior del intercambiador; el caudal de 450 m³/h, actualmente utilizado, parece más que suficiente¹⁰

- Un aumento de la recirculación no contribuye, necesariamente, a un incremento de la transferencia de calor porque una parte del caudal caerá directamente por el interior del tubo, sin contribuir a la transferencia; además, inestabilizaría la película al aumentar la turbulencia en la misma.

- Una disminución de la recirculación sería ventajosa porque reduciría el espesor de la película, facilitando la transferencia de calor y la estabilidad de la película; sin embargo, podría dar lugar a un reparto poco uniforme entre la totalidad de los tubos.

- El vapor generado en la evaporación, tanto en la parte superior del intercambiador como a lo largo de los tubos, aumenta la velocidad de caída de la película, por arrastre; esto tiene un efecto favorable porque reduce el espesor de la misma pero también reduce su estabilidad.

⁹ La transferencia de calor en la superficie no mojada será muy reducida, produciendo un ligero recalentamiento de los vahos; este calentamiento es poco relevante y no se ha tenido en cuenta en el balance.

¹⁰ Es equivalente a una velocidad de descenso de 1,5 m/s y un espesor de película de 1,5 mm; estos valores parecen razonables, en incluso elevados, para un fluido viscoso, como la recirculación del evaporador

- La cantidad de calor transferida a través del haz tubular es, actualmente, de 2,92 Gcal/h¹¹; el gradiente térmico total (temperatura de vapor de carcasa menos temperatura de líquido de tubos) se mantiene constante a lo largo del intercambiador, (en torno a 30 °C)
- Si se asume el coeficiente de transferencia de calor de 650 kcal/(h m² °C), la superficie activa requerida sería del orden de 150 m², que es el 27% de la superficie disponible de 557 m² (correspondiente a 382 tubos de 2"OD y 9,15 m)
- Por tanto, las evidencias parecen señalar que el intercambiador de la primera etapa está trabajando con un gran margen¹², para cubrir la incertidumbre de la adecuada distribución del flujo descendente.
- Si se considera el coeficiente de transferencia de 60 BTU/(h ft² °F), equivalente a 292,8 kcal/(h m² °C), el margen de operación se reduce considerablemente; la superficie requerida sería de 334 m², que supone el 60 % de la superficie disponible.

¹¹ No se contabiliza la evaporación por flash en la parte superior del cambiador; esta cantidad de calor es la equivalente a la condensación de los vahos generados en la segunda etapa.

¹² Debe tenerse en cuenta que la mayor superficie no determinará mayor intercambio térmico ya que éste se ajustará, en todo momento, a la condensación de los vahos evaporados en la segunda etapa; quizá se produce un ligero enfriamiento de condensado, que es irrelevante desde el punto de vista de intercambio térmico.

3.3 Segunda etapa de evaporación

Hay algunas diferencias importantes en la forma de funcionamiento de la segunda etapa de evaporación en relación con la primera:

- La temperatura del evaporador está impuesta, reglamentariamente, en 135 °C y es controlada por la entrada de vapor vivo; los vahos producidos estarán a una temperatura cercana a la de recirculación (del orden de 120 °C¹³)
- La fase líquida en recirculación está exenta de agua (al menos en forma de agua libre) 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.
- En el punto de mezcla de la recirculación y la alimentación desde la primera etapa se produce la evaporación súbita de la totalidad del agua a costa del calor de la recirculación, produciendo el enfriamiento de la misma¹⁴.

¹³ La temperatura de los vahos V2 estará comprendida entre la de entrada de recirculación en el intercambiador (del orden de 110 °C) y la de salida del mismo (135°); habrá un ligero recalentamiento, poco relevante para el balance, por contacto con la recirculación líquida; se estima que la temperatura de los vahos será del orden de 120 °C

¹⁴ La temperatura de la recirculación es considerablemente superior a la de ebullición, lo que garantizará la evaporación total del agua de la mezcla antes de la entrada al intercambiador.

La temperatura de enfriamiento alcanzada en la evaporación de los vahos puede calcularse mediante un balance de energía en el punto de mezcla:

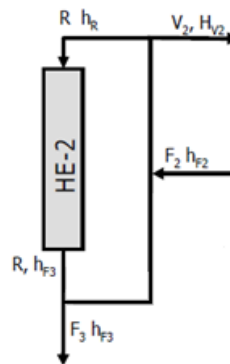


Figura 3.3: Balance en el segundo intercambiador

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

$$F_2 = V_2 + F_3$$

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

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

La temperatura se calcula a partir de la composición, que es similar a la de la corriente F_3 :

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

Los valores de h_R de la temperatura de enfriamiento dependen de la recirculación, según los valores de la tabla:

Tabla 3.2: Entalpía y temperatura en función de 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

Por tanto, dentro del intercambiador no se produce una evaporación real de humedad sino un calentamiento de la recirculación desde la temperatura señalada, en torno a 110 °C, hasta 135 °C.

- La cantidad de vahos que atraviesan el intercambiador es de 5.301 kg/h (9.702 m³/h de vahos); esto supone una velocidad de descenso de los vahos de 3,94 m/s, que podrá arrastrar a la película de líquido en el interior de los tubos, reduciendo su estabilidad.

- La cantidad de calor transferida a través del haz tubular es, actualmente, de 4,43 Gcal/h; 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: desde casi 40 °C en la parte superior hasta unos 15 °C en la parte inferior, con un valor medio de 26 °C.

- Debe tenerse en cuenta que la reducción de temperatura en la parte superior del intercambiador varía con el caudal de recirculación: si esta recirculación disminuye también lo hará la temperatura de entrada en el intercambiador, dando lugar a un aumento del gradiente térmico, lo que favorece la transferencia de calor al tiempo que mejora la estabilidad de la película.

- Por tanto, será preferible mantener caudales de recirculación reducidos, dentro de las necesidades para garantizar el mojado de la superficie; al mismo tiempo, la menor temperatura de entrada aumenta el potencial de transferencia de calor.

-
- Si se asume el coeficiente de transferencia de 650 kcal/(h m² °C), la superficie de intercambio requerida sería de 262 m², que es el 47% de la superficie disponible; esto induce a pensar que el intercambiador es suficiente para el servicio requerido, salvo condiciones muy anormales de funcionamiento.
 - Si se considera el valor más conservador de 292,8 kcal/(h m² °C), la superficie requerida para la transferencia de calor sería del orden de 582 m², que es superior a la superficie disponible¹⁵.

¹⁵ Esta observación parece confirmar que el coeficiente de 60 BTU/(h ft² °F) es excesivamente conservador; en cualquier caso, la transferencia podría tener lugar si aumenta la presión en la carcasa, produciendo la condensación del vapor vivo a una temperatura superior; no obstante, es muy poco probable que la totalidad de la superficie de los tubos esté permanentemente mojada.

4. INCORPORACIÓN DEL VAPOR DE PLANTA DE PLUMA

En la actualidad los vahos producidos en la hidrólisis de plumas no están siendo aprovechados en las etapas de evaporación de agua, aunque contribuyen a la reducción el volumen de efluentes mediante la cesión de calor al agua de refrigeración.

Se ha analizado el aprovechamiento como vapor de calefacción que, en una primera fase se extendería al vapor de hidrólisis pero que, en su momento, podría extenderse al vapor generado en el sistema de secado de la harina.

Existen varias formas de realizar este aprovechamiento basadas en la utilización del calor de los vahos dentro de las etapas de evaporación ya existentes, lo que simplificaría la implantación y la operación:

- Utilizar el vapor para el calentamiento de la recirculación de la primera etapa de evaporación, una vez separada la alimentación a la segunda etapa; de esta forma se aumenta la temperatura de la recirculación y la evaporación flash en la parte superior del intercambiador principal de la etapa.
- Calentando la alimentación a la segunda etapa de evaporación (F2); de esta forma la temperatura de entrada de la recirculación en el intercambiador HE-2 sería más elevada y el consumo de vapor vivo disminuiría, por el mejor aprovechamiento de los vahos en las dos etapas.

La segunda solución podría ofrecer alguna ventaja, por el menor caudal de líquido que podría conducir a un equipo de menores dimensiones; sin embargo, limitaría el aprovechamiento de vahos a unos 800 kg/h, ya que el margen de calentamiento de la alimentación está limitado a unos 20/25 °C ya que la alimentación sólo podría alimentarse hasta 90/95 °C.

Otra alternativa podría ser la introducción directa de los vahos de la planta de plumas en la carcasa del intercambiador HE-0, junto con los vahos V2 de la segunda etapa; sin embargo, esta alternativa podría suponer problemas de evacuación de incondensables desde el intercambiador HE-0; además, la calidad del condensado de los vahos de plumas puede ser muy diferente a los de las etapas de evaporación; por eso se prefiere la solución indicada en la

figura, que permitirá el aprovechamiento de la totalidad del vapor de la planta de plumas.

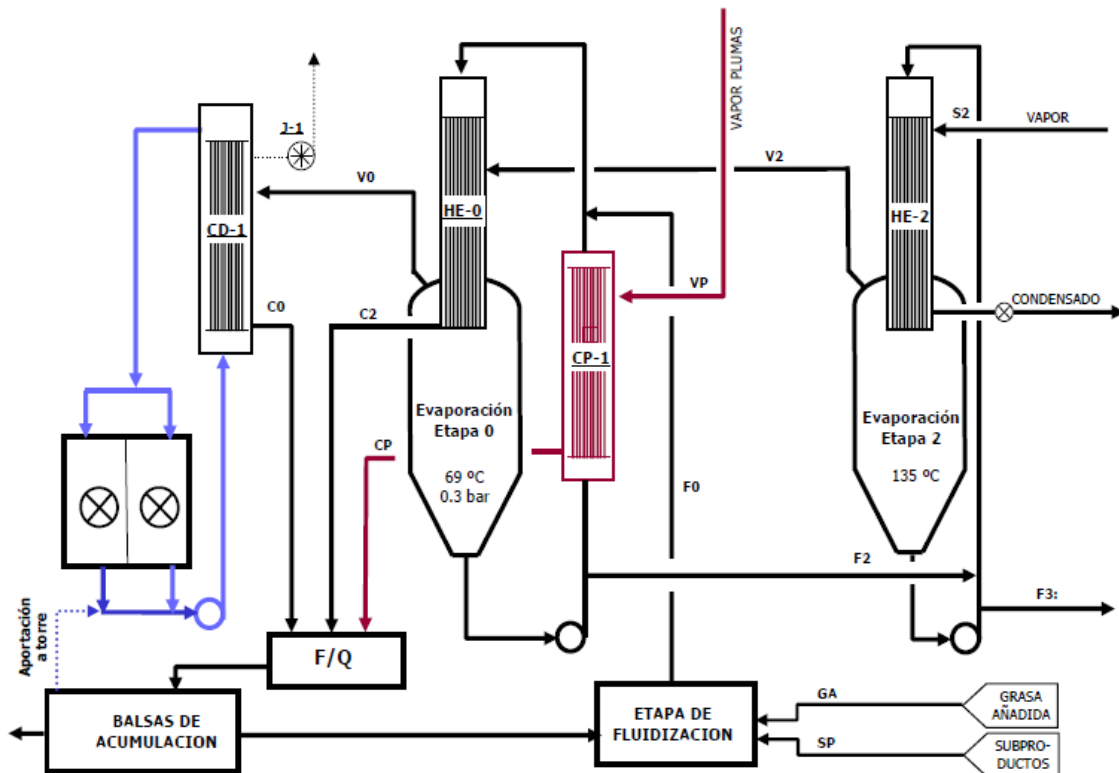


Figura 4.1: Proceso con el aprovechamiento del vapor de la planta de plumas.

El condensador de vahos, CP-1, podría ser un intercambiador convencional de carcasa y tubos que debería diseñarse de manera que se evitara las obstrucciones de los tubos (mediante una adecuada selección del diámetro de los mismos) y que permitiera una fácil limpieza en caso de obstrucción.

Debe resaltarse que esta configuración permite que el funcionamiento de los intercambiadores sea el mismo que ya se ha descrito anteriormente; a efectos de transferencia de calor no habría ninguna diferencia respecto a la situación actual, salvo que los balances serían diferentes cuando la planta de plumas estuviese operativa.

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.

4.1 Balances de materia y energía en evaporación

Se han planteado los balances de materia y energía en la sección de evaporación y en cada una de las etapas.

4.1.1 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

4.1.2 Etapa 0

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

$$F_2 = F_0 - V_0$$

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

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

4.1.3 Etapa 2

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

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

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

Se han calculado los valores de evaporación en cada etapa y el consumo de vapor vivo suponiendo distintas aportaciones de vahos de plumas, variables entre 0 y 3 t/h; los resultados, para una alimentación de 16 t/h de subproductos, se muestran en la tabla:

Tabla 4.1: Balance si se utilizan los vapores de plumas.

Vapor de Plumaz	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

Como puede observarse, la reducción del consumo de vapor vivo es del orden del 50% de la cantidad de vapor procedente de la planta de plumas ya que sólo se produce el aprovechamiento en una etapa.

También es importante resaltar el incremento de la evaporación en la primera etapa, que conducirá a un aumento importante en la carga térmica del condensador de la planta, de casi un 25% respecto a la carga actual, sin recuperación de vapor; esto afectará también al caudal de agua de refrigeración en el condensador.

4.2 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:

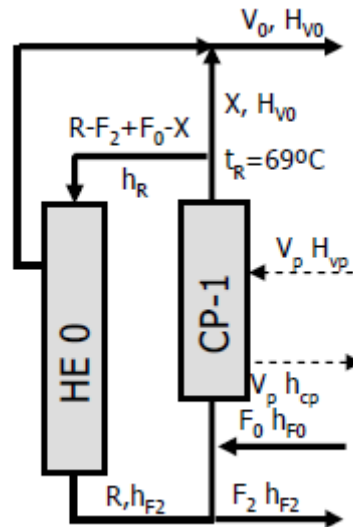


Figura 4.2: Balance para el aprovechamiento del vapor de la planta de plumas.

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

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 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 4.2: Resultados primera etapa en función del uso de pluma

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	m ³ /h	1.430	6.400	11.369	16.338
Evaporación HE-0	kg/h	5.237	4.744	4.251	3.758
Evaporación total V_0	kg/h	5.522	6.021	6.520	7.019
Carga Térmica HE-0	Gcal/h	2,92	2,65	2,37	2,10
Gradiente Térmico	°C	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%

Puede observarse que, a pesar de que la evaporación total de la etapa aumenta cuando aumenta el vapor procedente de la planta de plumas, la evaporación en el intercambiador HE-0 se reduce considerablemente; esta disminución de la carga térmica del intercambiador otorga un mayor margen de seguridad; sin embargo, aumenta considerablemente el caudal de vahos evaporados en el flash y, con ello, la velocidad de los mismos a través de los tubos, lo que puede suponer un incremento de la inestabilidad de la película; por esto, debe considerarse la posibilidad de separación de las dos fases.

4.3 Funcionamiento de la segunda etapa

Sería similar al descrito en el caso ya analizado en ausencia de vapor de plumas: la totalidad del agua se evapora en la mezcla con la recirculación a temperatura elevada, produciendo el enfriamiento de la misma en la entrada al intercambiador.

En la tabla se recoge la evaporación producida y la temperatura de entrada de la recirculación a la entrada del intercambiador HE-2 para distintos valores del caudal de vapor de la planta de plumas para una recirculación de 385 t/h.

Tabla 4.3: Resultados segunda etapa en función del uso de pluma

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
Temperatura entrada recirculación	°C	108,7	110,4	112,1	113,8
Carga Térmica HE-2	Gcal/h	4,35	4,06	3,79	3,51
Gradiente Térmico	°C	26,3	24,6	22,9	21,2
Superficie requerida	m ²	262,51	251,54	240,08	228,09
% superficie disponible	%	47,1%	45,2%	43,1%	40,9%

La evaporación en la etapa se produce a expensas de la alta temperatura de la recirculación.

Obsérvese que la cantidad de vapor producido en la evaporación flash se reduce considerablemente al aumentar el vapor de plumas y que el volumen

del mismo es considerablemente inferior al de la primera etapa, como consecuencia del mayor volumen específico del mismo.

La recirculación en la cabeza del intercambiador sufre un menor enfriamiento a medida que aumenta el caudal de vapor desde la planta de plumas, ya que la cantidad de agua evaporada en esta etapa disminuye progresivamente por la mayor evaporación de la primera etapa.

Se observa que la superficie requerida, asumiendo el coeficiente de transferencia de $650 \text{ kcal}/(\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C})$, es del orden del 40 al 47% del área disponible, lo que supone una importante garantía de funcionamiento.

El consumo de vapor vivo se reduce aproximadamente en la mitad de la cantidad de vahos recuperados de la planta de plumas; esto conduce a una reducción importante del consumo específico de vapor vivo, referido a la cantidad de agua evaporada, como se indica en la tabla:

Tabla 4.4: Consumo vapor en función del uso de pluma

Vapor de Plumas	kg/h	0	1000	2000	3000
Consumo vapor vivo	kg/h	8.662	8.098	7.535	6.971
Consumo específico	kg/kg agua	0,8003	0,7482	0,6962	0,6441

La viabilidad de esta recuperación puede calcularse separadamente a la implantación de un nuevo efecto de evaporación, ya que los ahorros energéticos son perfectamente conocidos (la mitad del vapor recuperado) y la recuperación no afecta sensiblemente a las etapas posteriores de tratamiento.

5. INTRODUCCIÓN DE UNA NUEVA ETAPA DE VAPORIZACIÓN

Para aumentar la eficiencia en el uso del vapor se analiza la posibilidad de introducir un nuevo efecto de evaporación que trabaje en condiciones de operación intermedias entre los dos efectos actuales.

El inconveniente fundamental es que la nueva etapa de evaporación debe funcionar entre los límites de temperatura impuestos por el sistema actual, de 69 °C en los vahos al condensador y 135 °C en la recirculación de la segunda etapa.

En la figura se muestra un esquema de la solución propuesta, en la que se incluye los puntos anteriores.

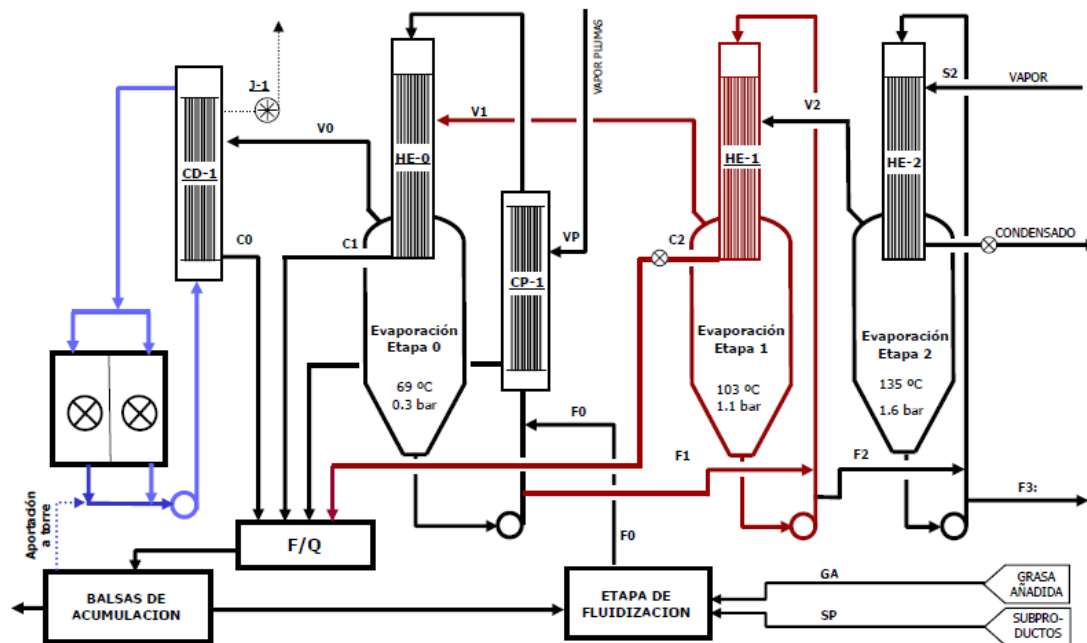


Figura 5.1: Proceso con la nueva etapa de vaporización.

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 $103\text{ }^{\circ}\text{C}$ ¹⁶, que será la temperatura de recirculación del bucle de evaporación y de transferencia a la segunda etapa.

La temperatura de condensación de los vahos de la segunda etapa en la carcasa del intercambiador HE-1 está condicionada por la recirculación de la etapa intermedia y se autorregula: la totalidad del agua que entra en la segunda etapa será evaporada en esa etapa y los vahos producidos deben ser condensados completamente en la etapa intermedia.

En consecuencia, la única regulación necesaria es la instalación de un purgador de condensado a la salida del intercambiador HE-1, que garantice que todos los vahos procedentes de la etapa final (V2) son efectivamente condensados.

De esta forma se simplifica considerablemente la operación de la planta, evitando la necesidad de incluir un sistema de control de presión en el evaporador intermedio.

Más adelante se analizan las formas de trabajo en cada uno de los cambiadores, que en las etapas inicial y final no difieren mucho de los comportamientos ya analizados.

¹⁶ La elección consiste en permitir la descarga de condensados de los vahos V1 (C1) a presión atmosférica con lo que la presión en la cámara de evaporación intermedia será ligeramente superior (1.1 bar); la temperatura de la recirculación será la correspondiente a la presión del vapor en la cámara ($103\text{ }^{\circ}\text{C}$)

5.1 Balances de materia y energía en las distintas etapas

Se plantean las siguientes ecuaciones de balances externos de materia y energía en las distintas etapas de evaporación.

5.1.1 Global

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

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

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

5.1.2 Etapa 0

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

$$F_1 = F_0 - V_0$$

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

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

5.1.3 Etapa 1

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

$$F_1 = F_0 - V_0$$

$$F_2 = F_1 - V_1$$

$$F_2 = F_0 - V_0 - V_1$$

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

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

5.1.4 Etapa 2

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

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

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

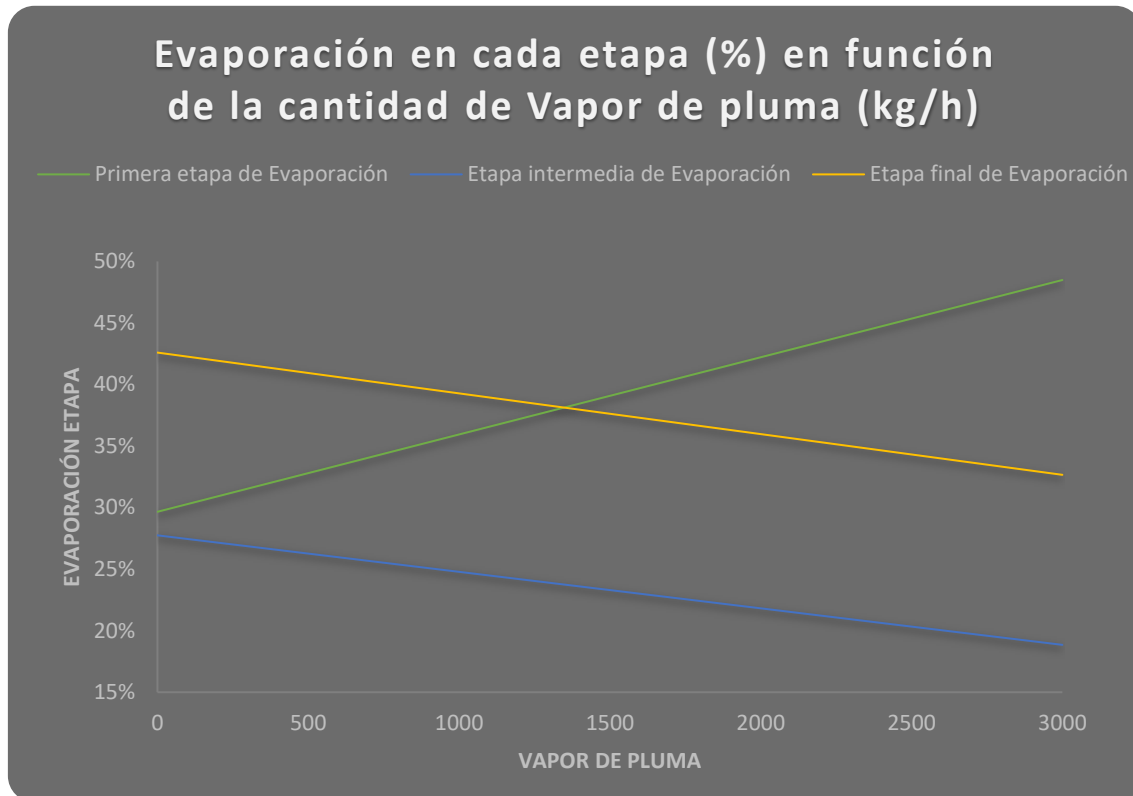
Siguiendo el mismo procedimiento de cálculo ya indicado para el doble efecto, se han calculado las evaporaciones en cada una de las etapas y el consumo de vapor vivo para distintos caudales del vapor de plumas; los resultados, expresados en kg/h, se recogen en la tabla:

Tabla 5.1: Balances para una tercera etapa de evaporación

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

También es importante resaltar, gráficamente, que la evaporación total es diferente en cada etapa y que cambia con la cantidad de vapor procedente de la planta de plumas:



Gráfica 5.1: % de Evaporación por etapa con respecto a los kg/h de vapor de pluma utilizado.

- Cuando no hay vapor de plumas la evaporación principal se produce en el último efecto, con casi un 43% de la evaporación total, a costa de un mayor uso de vapor vivo.
- A medida que aumenta el caudal de vapor de la planta de plumas la evaporación en la etapa inicial se incrementa considerablemente, a costa de los vahos de la planta de plumas, reduciéndose en las etapas intermedia y final.
- La participación de la etapa intermedia es minoritaria y decreciente a medida que aumenta el caudal de vahos de plumas; esta participación es importante porque orienta sobre las necesidades de superficie de transferencia en el intercambiador intermedio (HE-1).

- Cuando el caudal de vapor de la planta de plumas es superior a unos 1.500 kg/h la evaporación principal se produce en la etapa inicial, que alcanza casi el 50% de la evaporación total para 3,000 kg/h de vapor procedente de la planta de plumas.

Sin embargo, como ya se analizó en el doble efecto, las distintas evaporaciones (y las cargas térmicas) no se producen necesariamente en los intercambiadores de calor correspondientes, por lo se analiza la forma de evaporación en cada caso.

5.2 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.

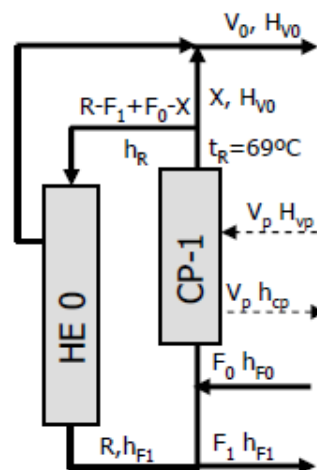


Figura 5.2: Funcionamiento de la primera etapa.

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

Vapor de Plumás	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	m ³ /h	1.404	6.375	11.346	16.318
Evaporación HE-0	kg/h	2.930	2.618	2.304	1.991
Evaporación total V₀	kg/h	3.210	3.890	4.569	5.248
Carga Térmica HE-0	Gcal/h	1,63	1,46	1,29	1,11
Gradiente Térmico	°C	34	34	34	34
Superficie requerida	m ²	73,75	66,06	58,37	50,22
% superficie disponible	%	13,24	11,86	10,48	9,01

Tabla 5.2: Resultados para la primera etapa en función del uso de la pluma

En el intercambiador se produce la condensación de los vahos evaporados en HE-1; esta condensación es prácticamente isotérmica, a una temperatura del orden de 93 °C (como en el caso de la primera etapa del doble efecto) mientras que la evaporación dentro de tubos se realiza, también de forma isotérmica, a 69 °C.

5.3 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.

Tabla 5.3: Valores del condensador en función del uso de la pluma

Vapor de Plumás	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
Agua de refrigeración	m^3/h	85,0	103,1	121,2	139,2

Pueden compararse estos valores con los encontrados para el funcionamiento del condensador en las condiciones actuales, con doble efecto y sin vapor de plumas: en la situación actual la cantidad de vahos es considerablemente mayor (5.536 kg/h con un caudal de 29.497 m^3/h); la carga térmica es de 3.09 Gcal/h y el consumo de agua de refrigeración, en condiciones standard, es de 147.1 m^3/h .

Se observa que la carga térmica disminuye considerablemente al introducir una etapa intermedia de evaporación, manteniéndose siempre por debajo de la carga actual, sin vapor de plumas; esto conlleva una reducción proporcional del consumo de agua de refrigeración.

Además, el consumo de agua de refrigeración se reduciría también al anularse el actual sistema de condensación del vapor de plumas.

5.4 Funcionamiento del intercambiador intermedio HE-1

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

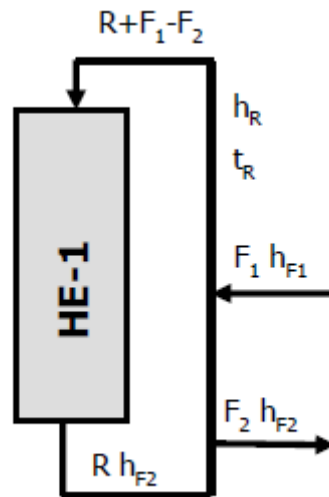


Figura 5.2: Funcionamiento del intercambiador intermedio HE-1

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

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

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

h_R es la entalpía específica a la entrada al cambiador, que depende de la recirculación de la mezcla; La temperatura se calcula a partir de la composición, que es similar a la de la corriente F_2 :

La recirculación se enfría en la parte superior de la tubería de recirculación por mezcla con la alimentación más fría, (93°C).

En el interior de los tubos se produce el calentamiento del líquido y la evaporación del agua (V_1).

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 5.4: Resultados para la etapa intermedia en función del uso de la pluma

Vapor de Plumaz	kg/h	0	1000	2000	3000
h_R	kcal/kg	46,86	46,52	46,17	45,81
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
Carga Térmica HE-1	Gcal/h	2,50	2,31	2,11	1,92
Gradiente Térmico	°C	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%

cercana a la de ebullición del agua a la presión de la cámara, aunque no es esperable, ni deseable, la evaporación fuera del intercambiador.

5.5 Funcionamiento del intercambiador en la etapa final HE-2

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

- La evaporación del agua se produce, totalmente, en la parte superior de la tubería de recirculación; esta evaporación produce el enfriamiento de la recirculación a la entrada en el intercambiador y la separación de una corriente importante de vapor.

- En el interior del intercambiador se produce el calentamiento de la recirculación, sin evaporación adicional, junto a la condensación de vapor vivo en el exterior de los tubos.

El balance en la etapa final se recoge en la tabla:

Tabla 5.5: Resultados para la etapa final en función del uso de la pluma

Vapor de Plumas	kg/h	0	1000	2000	3000
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
Carga Térmica HE-2	Gcal/h	3,59	2,99	2,78	2,57
Gradiente Térmico medio	°C	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%
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

Se observa la suficiencia del equipo actual, ya que el grado de utilización de la superficie es inferior a la actual, con doble efecto y sin recuperación del vapor.

5.6 Resumen del funcionamiento de las etapas

Las condiciones anteriores de funcionamiento se recogen en una tabla, comparando la situación actual de funcionamiento con la que se obtendría tras la introducción de una etapa intermedia de evaporación, considerando distintos grados de aprovechamiento de los vahos de la planta de plumas.

Tabla 5.6: Resumen etapas en función del uso de la pluma

		Doble efecto		Triple Efecto		
Vapor de plumas	kg/h	0	0	1000	2000	3000
Condensador Final CD-1						
Carga térmica CD-1	Gcal/h	3,08	1,82	2,20	2,59	2,97
Agua de Refrigeración	m ³ /h	146,7	85,0	103,1	121,2	139,2
Primera etapa						
Vaporización flash X	kg/h	285	280	1.272	2.265	3.257
Caudal Vahos	m ³ /h	1.430	1.404	6.375	11.346	16.318
Evaporación en HE-0 (V ₀ - X)	kg/h	5.236	2.930	2.617	2.304	1.991
Evaporación total V ₀	kg/h	5.522	3.210	3.890	4.569	5.248
Carga térmica HE-0	Gcal/h	2,93	1,63	1,46	1,29	1,11
Gradiente térmico medio	°C	29,9	34,0	34,0	34,0	34,0
Superficie requerida ¹⁷	m ²	150,44	73,75	66,06	58,37	50,22
Etapa intermedia						
Temperatura entrada HE-1	°C		96,2	96,2	96,2	96,2

Evaporación en V1	kg/h		3.003	2.682	2.361	2.040
Carga térmica HE-1	Gcal/h		2,50	2,31	2,11	1,92
Gradiente térmico medio	°C		12,9	12,9	12,9	12,9
Superficie requerida	m ²		297,52	274,38	251,22	228,06
Etapa final						
Vaporización V2	kg/h	5.301	4.610	4.251	3.893	3.535
Caudal Vahos en HE-2	m ³ /h	9.702	8.436	7.780	7.124	6.468
Temperatura entrada HE-2	°C	108,7	115,7	116,9	118,0	119,2
Carga térmica en HE-2	Gcal/h	4,42	3,59	2,99	2,78	2,57
Gradiente térmico medio	°C	26,0	19,3	18,1	17,0	15,8
Superficie requerida	m ²	262,51	286,17	254,14	251,58	250,24
Vapor vivo						
Consumo	kg/h	8.678	6.336	5.982	5.597	5.212
Consumo específico	kg/kg agua	0,8018	0,5882	0,5527	0,5171	0,4816

¹⁷ Suponiendo el coeficiente de transferencia de 650 kcal/(h m² °C)

6. CONCLUSIONES PRELIMINARES

De los resultados recogidos en la tabla anterior, referidos a una carga de 16 t/h de subproductos y 2 t/h de agua de limpieza, pueden extraerse algunas conclusiones, al menos cualitativas, por comparación con los resultados de la operación actual para esta misma capacidad, que se recogen en la primera columna de la tabla.

- a) La instalación de un efecto intermedio de evaporación es completamente viable ya que las superficies de transferencia de calor necesarias en cada uno de los equipos son inferiores a las requeridas en la situación actual, con doble efecto, manteniendo las condiciones de operación.
- b) La selección de las condiciones de operación se ha realizado de forma que no sea necesario introducir mecanismos adicionales de control del proceso y que éste se autorregule.
- c) No existe referencia para la etapa intermedia pero los requisitos de superficie son muy inferiores a los de la etapa final en la situación actual, con un gradiente térmico inferior.
- d) La introducción de la etapa intermedia de evaporación sin inclusión del vapor de la planta de plumas supone una reducción del 27 % del consumo de vapor en la evaporación, hasta 0,5884 kg de vapor/kg de agua evaporada.
- e) La carga térmica en el condensador principal de la planta disminuirá con la introducción de un tercer efecto, cualquiera que sea la incorporación de vapor procedente de la planta de plumas; por tanto, no parece necesario realizar ninguna modificación ni actualización del condensador actual.
- f) El consumo de agua de refrigeración en la condensación se reduce también de forma muy apreciable, tanto por el menor consumo en la condensación de los vahos como porque el consumo en el condensador actual de vahos de plumas desaparecería, si se produce la integración del vapor de esta planta en el proceso.
- g) La forma de integración del vapor de plumas, mediante un intercambiador en la recirculación de la primera etapa, tiene la ventaja

de que puede adaptarse a cualquier caudal y calidad del vapor de plumas, fluctuante o no, ya que el único efecto resaltable es la cantidad de vahos vaporizados en la primera etapa, permaneciendo inalterables las condiciones del resto de las etapas.

- h) El intercambiador podría dividirse en dos, para su implantación gradual, en función de la evolución de la cantidad de plumas a procesar en la instalación de hidrólisis.
- i) En la primera etapa se produce una evaporación súbita en la tubería de recirculación porque la temperatura de la mezcla de alimentación y recirculación es superior a la de ebullición del agua cuando la presión total se reduce; esta evaporación tiene lugar en la parte superior de la tubería cuando disminuye la carga hidrostática, y puede tener varios efectos:
- Formación de bolsas de vapor, que inestabilicen el flujo en la tubería por emboladas de vapor.
 - Introducción de vibraciones en la cabeza de la tubería y del intercambiador como consecuencia de las emboladas de vapor, ya que se introducen esfuerzos radiales o tangenciales en los equipos.
 - Arrastres importantes de líquido mezclado con el vapor.
 - El paso de este vapor a través de los tubos producirá un esfuerzo cortante adicional sobre la película de líquido, reduciendo su estabilidad y aumentando el riesgo de discontinuidad de la misma.

Estos efectos son poco importantes en esta etapa cuando no existe recuperación del vapor de plumas, pero aumentan de forma muy importante en caso de que se produzca esta recuperación; por esta razón, especialmente en caso de recuperación de vapor de plumas, se recomendaría la separación de las dos fases, de forma que el vapor generado pase directamente al condensador; en la figura se muestra, esquemáticamente, la modificación sugerida:

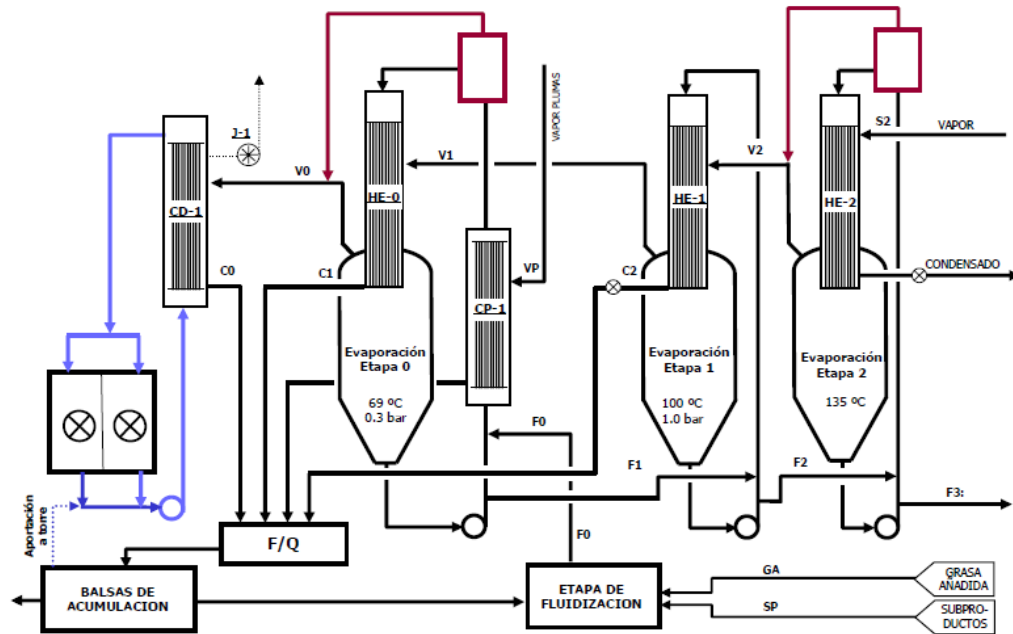


Figura 6.1: Proceso sugerido.

- j) Además de lo anterior, la evaporación dentro del intercambiador HE-0 se reduce de forma considerable al introducir la etapa intermedia de evaporación; para la máxima recuperación de vapor de plumas esta evaporación se reduce a un 50% de la evaporación interna actual.
- k) De la misma forma se reduce la carga térmica en el intercambiador HE-0; como el gradiente térmico entre las distintas fases es la misma, la superficie requerida para el intercambio será considerablemente menor cuando se introduce un tercer efecto y a medida que aumenta el caudal de vapor de plumas
- l) Asumiendo el coeficiente de transferencia preestablecido (650 kcal/m^2)¹⁸ la superficie necesaria se reduciría desde 187 m^2 en la situación actual hasta unos 97 m^2 para un triple efecto (y superficies menores a medida que aumente la recuperación de vapor); por tanto, el cambio propuesto aumentará el margen de seguridad del proceso de evaporación, teniendo en cuenta que la superficie disponible es de 557 m^2 .

¹⁸ Resulta menos importante establecer un debate sobre los coeficientes de transferencia; por esto se compara la situación futura con la actual en las mismas o parecidas condiciones y se valora, aunque sea subjetivamente, la viabilidad de la alternativa.

- m) La etapa intermedia, que sería de las mismas características que las etapas actuales, se haría trabajar a una presión de 1,0 bar; de esta forma no es necesario establecer ninguna regulación externa de presión; la condensación tendrá lugar a una presión ligeramente superior, correspondiente a la pérdida de carga introducida por la purga de condensado y un posible subenfriamiento, pero estos cambios son irrelevantes para el balance de energía y de materia.
- n) La presión en la carcasa del intercambiador HE-1 se autorregula mediante el purgador de condensado, que no permite la salida de vapor; la presión en la carcasa aumentará hasta que la Δt sea suficientemente alta para permitir que se produzca la transferencia de calor necesaria.
- o) En estas condiciones la superficie de intercambio requerida es ligeramente superior a la requerida en la primera etapa actual (variaría entre 264 m² y 223 m², reduciéndose a medida que aumenta el caudal de vapor de la planta de plumas); esto supone un margen de casi el 50% respecto a la superficie actual disponible.
- p) En la etapa final (que ahora trabajaría a una presión autorregulada de unos 1,4 bar) la totalidad de la evaporación se produce en el exterior del intercambiador, ya que se añade agua, procedente de etapas precedentes, a una corriente de grasa a una temperatura superior a la de ebullición.
Como en la primera etapa, se sugiere la separación de fases para evitar el paso del vapor por el interior de los tubos del intercambiador.
- q) La superficie requerida en la etapa final, en las mismas condiciones ya señaladas, variaría de forma decreciente desde 290 m² hasta 250 m², en función del caudal de vapor de plumas; en la actualidad el requerimiento es de 262 m²; por tanto, la inclusión de la etapa intermedia de evaporación y del vapor de plumas aumentará el margen de seguridad respecto a la operación actual.
- r) se han realizado los cálculos se superficie necesaria suponiendo un coeficiente de transferencia inferior, de 60 BTU/(h ft² °C) (292,8 kcal/h m² °C), obteniéndose los siguientes resultados:

Tabla 6.1: Comparativa doble y triple efecto en función del uso de la pluma

	Doble Efecto	Triple Efecto			
Vapor de Plumas	0	0	1000	2000	3000
HE- 0 (m ²)	354,29	194,71	173,91	153,10	132,15
HE- 1 (m ²)		586,92	541,28	495,62	449,97
HE- 2 (m ²)	582,08	475,94	456,04	435,43	415,13

Los altos valores de la superficie requerida, especialmente en la situación actual de funcionamiento con doble efecto y sin recuperación del vapor de plumas, indicarían que el coeficiente de transferencia considerado es excesivamente conservador, por lo que debe ser considerado con precaución.

7. CONDICIONES ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN

Se ha repetido el análisis de la viabilidad de la implantación de una etapa intermedia considerando las condiciones de funcionamiento alternativas, orientadas especialmente a un aumento de la capacidad de tratamiento.

Para el análisis de las modificaciones consideradas se han considerado cinco escenarios progresivos, que permiten conocer la influencia de las diferentes variables de operación; las características de cada escenario, y su objetivo, se definen más adelante.

Para el seguimiento del estudio comparativo, que no tendrá en cuenta la posibilidad de aprovechamiento del vapor de la planta de plumas, se utilizará el diagrama simplificado de la figura:

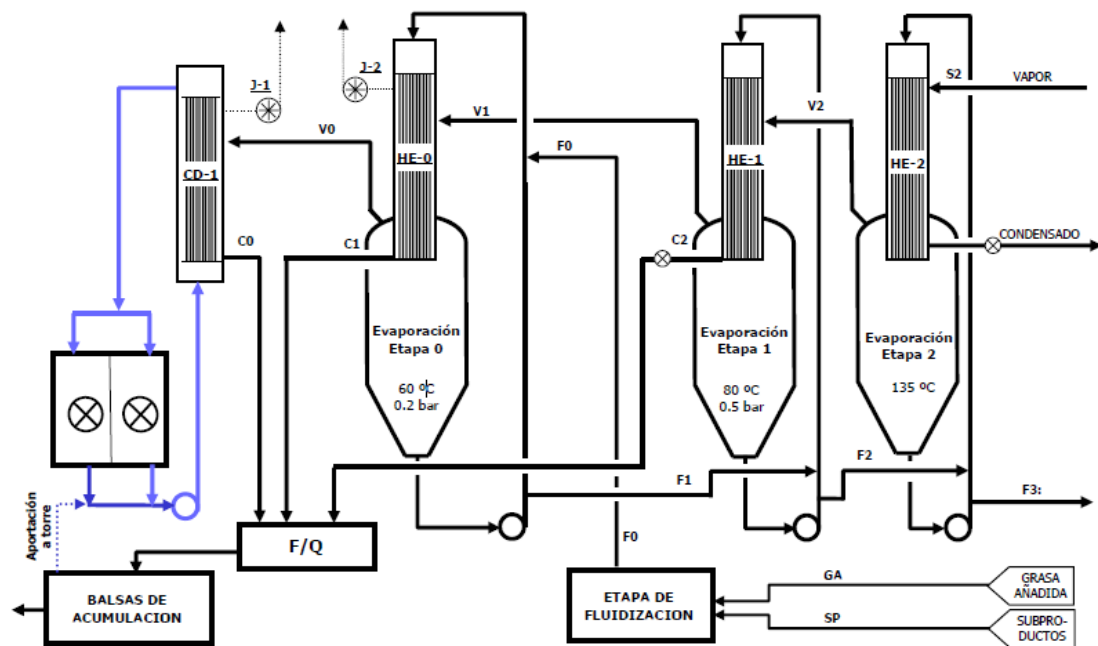


Figura 7.1: Proceso alternativo

7.1. Escenario 0: triple efecto en las condiciones analizadas anteriormente

Se toma como referencia, con las siguientes condiciones de operación:

- a) La alimentación de subproductos será de 16 t/h, con 55% de agua, 20% de grasa y 25% de sólidos, pero sin incluir agua de lavado, ya que los condensados serán gestionados exteriormente
- b) La relación grasa añadida/sólidos será de 10:1; en todos los casos la temperatura de la grasa añadida será de 120 °C
- c) Se considerará una recirculación en las etapas de evaporación de 385 t/h, equivalentes a 450 m³/h, en cada una de las etapas.
- d) La presión de la primera etapa será de 0,3 bar, con una temperatura de recirculación de 69 °C; ésta será la temperatura de los vahos de esta etapa, (ya que se trata de vahos saturados) y de la transferencia de slurry hacia la etapa intermedia.
- e) La temperatura de entrada de la recirculación en el intercambiador HE-0 será la misma que la de salida; en el intercambiador sólo se produce una evaporación isoterma de agua.
- f) La temperatura de salida del condensado en el condensador CD-1 será de 60 °C, suponiendo un ligero subenfriamiento del mismo.
- g) El rango de temperatura del agua de refrigeración será, como en todos los casos, de 29°C a 50 °C.
- h) El condensado abandona el intercambiador HE-0 a una presión de 1 bar, descargando directamente al hotwell; la temperatura de salida (96°C) es ligeramente inferior a la de saturación, por el ligero subenfriamiento con la recirculación de la etapa.
- i) La temperatura de la recirculación de la etapa intermedia será de 103 °C, correspondientes a una presión de saturación de 1,1 bar; esta presión se regula de forma automática.
- j) La recirculación de la etapa intermedia sufre un enfriamiento a la entrada al intercambiador HE-1 debido a la mezcla con el slurry de la primera etapa; sin embargo, este enfriamiento es relativamente bajo, en todos

- los casos; por tanto, en el intercambiador HE-1 se produce una evaporación casi isoterma.
- k) La temperatura de la recirculación de la segunda etapa será de 135 °C.
 - l) La recirculación de la segunda etapa sufre un doble enfriamiento debido a la mezcla con el slurry de la etapa intermedia y a la evaporación de la totalidad del agua que ha llegado a la etapa, ya que la temperatura es superior a la de ebullición de agua a la presión alcanzada; este enfriamiento es importante, dependiendo de la recirculación de la etapa.
 - m) Durante el paso por el intercambiador HE-2 los vahos evaporados se calientan ligeramente por contacto con líquido más caliente; se supone que durante el paso por el cambiador la temperatura de los vahos alcanzará los 120 °C, a una presión autorregulada de 1,4 bar.
 - n) La condensación de estos vahos en HE-1 se producirá a una temperatura ligeramente inferior, correspondiente a la saturación a 1,4 bar, (del orden de 108 °C); el purgador de vapor eliminará el condensado a presión atmosférica hacia el tanque de recogida de condensados.

Con los datos anteriores se calculan los balances externos e internos que permiten conocer los diferentes consumos y las necesidades relacionadas con las transferencias de calor, para un coeficiente de transferencia de 650 kcal/(h m² °C).

Los resultados, que se resumen en la columna #0 de la tabla resumen, se toman como referencia para analizar las distintas alternativas.

Es importante señalar que, como consecuencia de la alta proporción de grasa añadida, (10:1), se produce una evaporación importante en la primera etapa (29,8% del agua total) y que una parte de esta evaporación tiene lugar fuera del intercambiador HE-0; esto se traduce en una baja carga térmica de este intercambiador y a una baja superficie requerida en esta etapa (62,41 m²).

La evaporación en la etapa intermedia es del 25,6% del agua total pero el área requerida es considerablemente mayor (351 m²) ya que la carga térmica del cambiador HE- 1 es de 2,13 Gcal/h y la Δt disponible es reducida.

En la segunda etapa, de mayor temperatura, la evaporación tiene lugar fuera del intercambiador HE-2 y la función de éste es calentar la recirculación hasta 135 °C, sin producir cambios de fase; la superficie requerida es intermedia entre las dos etapas anteriores y puede autorregularse ágilmente mediante la regulación de la presión del vapor vivo dentro del equipo.

El consumo de vapor vivo es de 0,6222 kg/kg de agua evaporada etapa.

7.2. Escenario 1: Influencia de la cantidad de grasa añadida

Se diferencia del anterior en la menor cantidad de grasa añadida, para la que se establece una relación de 8:1 respecto a los sólidos alimentados; el resto de las condiciones de operación son las mismas señaladas en el punto anterior; de esta forma se pretende analizar la influencia de la grasa añadida en el reparto de la evaporación en los diferentes efectos y en el consumo específico del vapor vivo.

Al reducir la cantidad de grasa añadida se observa una reducción de la evaporación en la primera etapa, reduciéndose la cantidad de vapor flash; la evaporación se desplaza hacia la etapa intermedia y hacia la etapa de mayor temperatura.

La carga térmica del intercambiador HE-0 aumenta (al disminuir la evaporación súbita) aumentado ligeramente la superficie requerida en este intercambiador; sin embargo, el incremento de superficie requerida es muy pequeño.

Aunque la evaporación en la etapa intermedia aumenta hasta el 27%, la carga térmica del intercambiador HE-1 se reduce (porque disminuye la transferencia de materia desde la primera etapa); la superficie requerida aumenta muy ligeramente porque la recirculación se enfría menos (por la razón señalada); esta superficie supone hasta el 64% de la superficie disponible.

La evaporación en la segunda etapa se reduce ligeramente, esto junto a la menor cantidad de materia extraída del proceso (F3) supone una reducción neta del consumo de vapor vivo (hasta 0,5928 kg/kg de agua evaporada).

La operabilidad de la instalación es completamente similar a la del escenario anterior, con autorregulación de las presiones en las etapas, con el único requisito de controlar la salida de condensado del intercambiador HE-2 con un purgador calibrado a 1,3 bar.

7.3. Escenario 2: Aumento de la recirculación de las distintas etapas de evaporación

Las condiciones serían las mismas señaladas en el punto anterior, pero aumentando la recirculación desde 385 t/h hasta 535 t/h, (630 m³/h) en todas las etapas.

La comparación con el escenario anterior permite conocer el efecto de la recirculación, aunque debe señalarse que la influencia principal, de estabilidad de la película, no puede ser apreciada por el cálculo sino determinada a través de otras observaciones; a lo largo del estudio se ha señalado repetidamente la influencia del caudal de recirculación en la creación y mantenimiento de la película descendente, fundamental en este tipo de tecnología.

Como se trata de una variable que no interfiere, directamente, en el balance energético externo, la influencia principal se manifiesta fundamentalmente en las condiciones de operación de los intercambiadores; en efecto, el incremento de la recirculación da lugar a un menor enfriamiento de las entradas de recirculación a los intercambiadores HE-1 y HE-2, reduciendo la Δt de los mismos y aumentando las exigencia de superficie útil; para el cambiador HE-1 se produce un aumento hasta 368 m² mientras que para el HE-2 la superficie requerida es de 203 m².

Además, al considerar esta alternativa no debe olvidarse la trascendencia de un incremento de la recirculación en el consumo de energía en el bombeo, tanto por el incremento de caudal como por la pérdida de carga de la recirculación, estas influencias no son evaluadas en el estudio.

7.4. Escenario 3: Aumento de la cantidad de subproductos procesados

Se considera un aumento de la alimentación de subproductos desde 16 t/h hasta 30 t/h, manteniendo las condiciones de operación del escenario anterior, este escenario permite evaluar las exigencias máximas a los diferentes equipos y las limitaciones principales para alcanzar cargas elevadas de transformación.

Las variaciones son casi proporcionales a las relaciones de cargas; esto significa un incremento importante de las cargas térmicas de los intercambiadores y del condensador y de las necesidades de superficie activa:

- Hasta 126 m² en la primera etapa, que puede ser alcanzada fácilmente.
- Hasta 641 m² en la etapa intermedia; esta superficie es muy elevada, superior a la superficie disponible; constituye el *bottlenecking* del proceso.
- Hasta 318 m² en la segunda etapa que supone una superficie muy elevada, teniendo en cuenta que se genera una gran cantidad de vahos (casi 9,200 m³/h) que pasaran a través del intercambiador.
- La carga térmica del condensador es del orden de 2,63 Gcal/h, que exigiría un consumo de agua de refrigeración de 125 m³/h; estos requisitos no parecen críticos teniendo en cuenta el consumo actual de agua de refrigeración.

El tanteo con cargas intermedias entre 16 y 30 t/h podría permitir un ajuste más fino de la capacidad real de tratamiento; variando las composiciones de la alimentación se puede ajustar también a diferentes tipos de alimentación.

7.5. Escenario 4: Etapa intermedia a 0,5 bar y capacidad ampliada

Las condiciones serían las mismas señaladas en el punto anterior salvo que la presión de la etapa intermedia se regula a 0,5 bar; esto da lugar a una temperatura de recirculación (y de evaporación de vahos) de 83 °C; las condiciones de la primera etapa de evaporación permanecerían como en el escenario anterior, (con una presión de 0,3 bar) y una temperatura de recirculación de 69 °C.

De esta forma se pretende un mejor reparto de las evaporaciones y de las cargas térmicas de los diferentes cambiadores.

Para conseguir esta presión es necesario un nuevo sistema de vacío, previsiblemente con un eyector de vapor, para el que no se ha determinado el consumo.

Los resultados de la simulación indican un mejor reparto de la evaporación, que se realizará preferentemente en las dos primeras etapas, reduciendo la carga en la etapa de vapor vivo; el reparto de evaporación es 32% en la primera etapa, 31% en la etapa intermedia y 37% en la segunda etapa.

Para la etapa de vapor vivo se produce un aumento de la carga térmica al aumentar el consumo de vapor; esto hace que se produzca un incremento proporcional de la superficie requerida, que ascendería hasta 324.45 m², que supone un grado de aprovechamiento bastante elevado (59% de la superficie disponible).

Para el intercambiador de la etapa intermedia se produce una disminución de la carga térmica porque la temperatura de alimentación de la primera etapa es muy cercana a la de recirculación; sin embargo, el efecto más importante en relación con el funcionamiento es que la LMTD (diferencia de temperatura de la media logarítmica) aumenta de forma muy importante al reducirse la temperatura de recirculación desde unos 100°C en el escenario precedente hasta 80 °C en el escenario actual; en consecuencia, la superficie requerida se reduce de forma muy considerable, hasta 308 m², que puede considerarse aceptable para la operación.

Para la primera etapa los cambios se producen en sentido contrario: aunque la carga térmica aumenta ligeramente la menor temperatura de los vahos de HE-1 reduce la LMTD desde 30,4 °C hasta 7,1 °C; en consecuencia, la superficie de intercambio requerida se incrementa hasta 610 m², muy por encima de la disponible.

En consecuencia, el escenario descrito es inviable.

7.6. Escenario 5: Presión de 0,5 bar en etapa intermedia y 0.2 bar en la primera etapa

El escenario anterior puede hacerse viable si se reduce la temperatura de la primera etapa, haciendo que trabaje a una presión de 0,2 bar (con una temperatura de saturación de 60 °C); la etapa intermedia trabajaría a una presión de 0,5 bar y a una temperatura de 83 °C, como ya se ha señalado en el punto anterior.

Los resultados de la simulación indican el siguiente reparto de la evaporación:

- 5.510 kg/h (34% de la evaporación total) se producen en la primera etapa, aunque debe considerarse que casi el 20% (954 kg/h) se producen en el exterior del intercambiador HE-0.
- 4.552 kg/h (27% de la evaporación total) se producen en la etapa intermedia.
- 6.438 kg/h (39% del total) se producen en la segunda etapa, en el exterior del intercambiador de calor HE-2.

La carga térmica y la superficie requerida en cada intercambiador de calor son:

- En HE-0 la carga térmica es de 2,56 Gcal/h y la superficie requerida 233 m².
- En HE-1 la carga térmica es de 3,50 Gcal/h y la superficie de 307 m².
- En HE-2 la carga térmica es de 5,25 Gcal/h y la superficie requerida 329 m².

Puede observarse el distinto comportamiento de cada uno de los intercambiadores, gobernado por los distintos mecanismos de transferencia de calor y por las diferencias de temperatura entre las fases caliente (vapos) y frías (recirculaciones etapas).

Esta alternativa parece ofrecer la solución buscada para un incremento de capacidad de tratamiento ya que las superficies requeridas pueden parecer alcanzables.

7.7. Tabla resumen

En la tabla se resumen los resultados principales de los distintos escenarios:

Tabla 7.1: Tabla resumen según diferentes escenarios

Escenarios		#0	#1	#2	#3	#4	#5
Relación grasa/sólidos		10:1	8:1	8:1	8:1	8:1	8:1
Recirculación cambiador	t/h	385	385	535	535	535	535
Alimentación subproductos	t/h	16	16	16	30	30	30
Presión etapa intermedia	bar	1,10	1,10	1,10	1,10	0,5	0,5
Presión primera etapa	bar	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,2
Vahos primera etapa	kg/h	2.632	2.484	2.484	4.644	5.259	5.510
	m ³ /h	14.023	13.232	13.232	24.745	28.021	42.950
Temperatura Vahos	°C	69,0	69,0	69,0	69,0	69,0	60,0
Temperatura condensados	°C	60,0	60,0	60,0	60,0	60,0	53,0
Evaporación flash	kg/h	424	97	97	185	182	954
Calor HE-0	Gcal/h	1,23	1,33	1,33	2,49	2,83	2,56
ΔTm	°C	34,0	34,0	34,0	34,0	7,1	16,9
Superficie requerida	m ²	62,41	67,44	67,44	126,2	610,19	233,39

Vahos etapa intermedia	kg/h	2.263	2.446	2.446	4.573	5.026	4.552
	m ³ /h	3.904	4.218	4.128	7.889	16.591	15.026
Temperatura Vahos	°C	103,0	103,0	103,0	103,0	83,0	83,0
Temperatura condensados	°C	96,0	96,0	96,0	96,0	72,0	72,0
Calor HE-1	Gcal/h	2,13	2,11	2,11	3,95	3,38	3,50
ΔTm	°C	9,3	9,1	8,8	9,5	16,9	17,6
Superficie requerida	m ²	351,4	356,4	367,9	641,7	308,02	307,1
Vahos segunda etapa	kg/h	3.928	3.894	3.894	7.282	6.215	6.438
	m ³ /h	4.945	4.903	4.903	9.168	7.824	10.675
Temperatura Vahos	°C	120,0	120,0	120,0	120,0	103,0	103,0
Temperatura Condensados	°C	106,0	106,0	106,0	106,0	96,0	96,0
Calor HE-2	Gcal/h	2,80	2,67	2,67	5,00	5,13	5,25
ΔTm	°C	22,3	22,0	20,2	24,2	24,3	24,5
Superficie requerida	m ²	193,5	186,7	203,5	318,2	324,45	329,62
Consumo de vapor	kg/h	5.490	5.230	5.230	9.780	10.041	10.285
	kg/kg agua	0,6222	0,5928	0,5928	0,594	0,6085	0,6233
Agua de refrigeración	m ³ /h	71,0	67,0	67,0	125,4	141,9	149,6

8. COMENTARIOS ADICIONALES

La comparación de los distintos escenarios puede orientar la toma de decisiones respecto al funcionamiento de la planta con un tercer efecto; sin embargo, no debe olvidarse que la recuperación de vapor de plumas puede alterar considerablemente el resultado final.

8.1. Relación grasa/sólidos

Desde el punto de vista energético la recirculación de grasa es un circuito cerrado que transporta energía desde la segunda etapa (de mayor temperatura) al tanque de fluidización y a la alimentación de la primera etapa; este transporte es equivalente a que una cierta cantidad de vapor sea introducida en la primera etapa.

Aun cuando el aprovechamiento sea completo, (sin contar pérdidas en transporte, almacenamiento y mezcla) el uso de este vapor en evaporación se aparta del concepto de doble o triple efecto; por tanto, su eficiencia disminuye.

Por tanto, atendiendo exclusivamente a criterios energéticos, la cantidad de grasa debe ajustarse a las necesidades para fundir la grasa y mantener la homogeneidad en la alimentación; debe evitarse la vaporización de agua en el tanque de fluidización.

Es probable que al aumentar la cantidad de grasa disminuya la viscosidad de la mezcla, pero esta no debería ser la justificación del aumento; la temperatura y la viscosidad en la primera etapa de evaporación debe ser similares.

Un aumento del tiempo de permanencia de los subproductos en el tanque de fluidización puede mejorar las condiciones de bombeo.

Cuanto mayor es la cantidad de grasa mayor será la vaporización flash en la primera etapa, que puede dar lugar a mayores arrastres y a inestabilizar el funcionamiento del cambiador HE-0.

8.2. Recirculación en las etapas

Se ha comentado repetidamente a lo largo del estudio; la trascendencia de un aumento de la recirculación está más relacionada con el mecanismo de transferencia de calor dentro de los equipos que con los propios balances.

Aunque tiene efectos positivos parece preferible mantener la recirculación en el nivel más bajo; en general, los valores elevados de recirculación sólo conducirán a un incremento de la energía de bombeo y parte del flujo caerá directamente a lo largo del tubo, sin ningún efecto positivo apreciable.

En todo caso, el caudal utilizado no tiene una relación clara con el caudal mínimo mojante, que sería considerablemente menor y poco aplicable a fluidos con sólidos en suspensión.

8.3. Aumento de la capacidad hasta 30t/h

Si se mantiene el mismo esquema y con las mismas condiciones de operación aparecerá una primera limitación en la etapa intermedia de evaporación, ya que la diferencia de temperatura entre las distintas fases es muy reducida.

No es posible determinar cuándo se producirá esta limitación, pero, en cualquier caso, no parece posible alcanzar cargas de evaporación superiores a 12/14 t/a sin que aparezcan limitaciones de superficie en esta etapa.

Como se ha analizado en el estudio, la elección de las condiciones de funcionamiento (especialmente de la etapa intermedia) se ha basado en la facilidad de operación, ya que se mantiene un único sistema de vacío.

8.4. Reducción de la temperatura de la etapa intermedia

Para aumentar la LMTD (y reducir la superficie necesaria) pueden establecerse dos estrategias:

- La analizada, de reducir la temperatura de la etapa intermedia que conducirá a la necesidad de reducir también la de la primera etapa
- Aumentar la temperatura de la etapa intermedia que conducirá automáticamente a aumentar la de la segunda etapa de evaporación con vapor vivo.

Se ha analizado la primera alternativa, estableciendo una presión de operación de 0,5 bar, con una temperatura cercana a 80 °C; esto obliga a mantener un sistema de vacío que puede ser de difícil control (no se ha analizado).

Desde el punto de vista energético se observa que no será posible alcanzar la producción si no se modifica también la presión de la primera etapa, reduciendo su temperatura hasta donde permita el sistema de vacío.

Trabajar con gases y vapores en equipos a vacío presenta complicaciones adicionales, derivadas de los grandes volúmenes que es necesario manejar, especialmente si se requiere que las pérdidas de carga no sean tan elevadas que establezcan, por sí mismas, las condiciones de operación.

Esto es tanto más importante cuanto menores son las presiones y mayores los caudales de vahos; debe considerarse que la recuperación de vahos de plumas puede tener un efecto muy grande en los caudales señalados.

Por otra parte, los equipos y tuberías sometidos a estos niveles de presión son considerablemente menos resistentes, especialmente si se trata de tuberías de mucho diámetro.

Por estas razones, entre otras, parece menos aconsejable la utilización de nuevos escalones de vacío.