

VI. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

1- BALANCES DE MATERIA.

En esta operación se pretende eliminar completamente el agua de la mezcla de los ácidos grasos ya que otro modo este compuesto dificultaría enormemente la siguiente etapa de hidrogenación. Además estamos interesados en la separación en la máxima medida en que se pueda del ácido mirístico en la mezcla final, así como en una reducción en la concentración en dicha mezcla del ácido palmítico.

Alimentación

La siguiente tabla muestra la composición de la mezcla inicial a separar.

TABLA 6.1. Flujos másicos y molares de los componentes en la alimentación de la columna de destilación.

Compuesto	% peso	Kg/s	Fracción molar	mol/s
Agua	0,51598848	0,01000	7,13012	0,00055556
Ácido mirístico	14,70567157	0,28500	16,04278	0,00125000
Ácido palmítico	22,01550832	0,42667	21,39037	0,00166667
Ácido esteárico	3,17504909	0,06153	2,78075	0,00021667
Ácido Oleico	44,01639697	0,85305	38,82353	0,00302500
Ácido Linoleico	15,57138557	0,30178	13,83244	0,00107778
Total	100,00000000	1,93803	100,00000	0,00779167

Selección de los componentes clave

La selección de los componentes clave se realiza utilizando como criterio los puntos de ebullición de cada uno de los ácidos grasos. Los puntos de ebullición de estos a presión atmosférica se muestran en la tabla que se muestra a continuación.

TABLA 6.2. Temperaturas de ebullición de los ácidos grasos a presión atmosférica (Fuente: *Base de datos de Chemcad 5.2*)

Ácido graso	T (°C)	T (K)
Mirístico	599,16	326
Palmítico	624,16	351
Esteárico	649,26	376,1
Oleico	638,06	364,9
Linoleico	638,36	365,2

Observando la tabla 6.2 se observa que el ácido mirístico es el ácido graso de la mezcla que tiene menor punto de ebullición. Supondremos que éste se va separar en un 88.89 % junto con el ácido palmítico, que se separará aproximadamente en un 20 % y la totalidad del agua. Se sigue el método Hengstebeck (*Apartado V.1.1*) para tratar este sistema multicomponente como un sistema pseudobinario. De este modo aceptamos que ningún componente más pesado que el componente clave pesado será recogido en el domo y que ningún componente más ligero que el componente clave ligero será recogido en colas de la columna. Según estas premisas y de acuerdo con sus puntos de ebullición, tomamos:

Componente clave ligero: Ácido mirístico

Componente clave pesado: Ácido palmítico

La siguiente tabla muestra la distribución de cada uno de los componentes en domo y colas

TABLA 6.3. Distribución de los componentes en cabeza y colas.

Ácido graso	Domo (%)	Colas (%)
Agua	100.000	0
Mirístico	88,889	11,11
Palmítico	20	80
Esteárico	0	100
Oleico	0	100
Linoleico	0	100

Domo

La siguiente tabla muestra el flujo de los componentes en el domo de la columna.

TABLA 6.4. Distribución de los componentes en el domo de la columna.

Compuesto	% peso	Kg/s	% moles	mol/s
Agua	2,86223127	0,01000	27,73925104	0,00055556
Ácido mirístico	72,50985880	0,25333	55,47850208	0,00111111
Ácido palmítico	24,62790994	0,08604	16,78224688	0,00033611
Ácido esteárico	0,00000000	0,00000	0,00000000	0,00000000
Ácido Oleico	0,00000000	0,00000	0,00000000	0,00000000
Ácido Linoleico	0,00000000	0,00000	0,00000000	0,00000000
Total	100,00000000	0,34938	100,00000000	0,00200278

Colas

La siguiente tabla muestra el flujo de los componentes en colas de la columna.

TABLA 6.5. Distribución de los componentes en el domo de la columna.

Compuesto	% peso	Kg/s	% moles	mol/s
Agua	0,00000000	0,00000000	0,00000000	0,00000000
Ácido mirístico	1,99330669	0,03166667	2,39923225	0,00013889
Ácido palmítico	21,44098588	0,34062222	22,98464491	0,00133056
Ácido esteárico	3,87330962	0,06153333	3,74280230	0,00021667
Ácido Oleico	53,69653479	0,85305000	52,25527831	0,00302500
Ácido Linoleico	18,99586301	0,30177778	18,61804223	0,00107778
Total	100,00000000	1,58865000	100,00000000	0,00578889

2- BALANCES DE ENERGÍA.

2.1- INTERCAMBIADOR DE CALOR: HE-1

La función de este intercambiador es la de precalentar la mezcla que posteriormente penetrará en la columna de destilación como alimentación. La corriente de ácidos grasos procedente del reactor de hidrólisis llega a este intercambiador a una temperatura de 90 °C. Nuestra meta es calentar la mezcla hasta una temperatura de 190 °C, temperatura cercana al punto de saturación de la mezcla. Para ello se utiliza vapor de agua a 250 °C que se cruza con la mezcla de ácidos grasos, saliendo finalmente la corriente de vapor de agua a una temperatura de 160 °C, manteniéndose el flujo a una presión de 303.9 KPa.

Los datos necesarios para calcular el flujo de agua necesario y el calor intercambiado se obtienen de la base de datos del simulador de procesos *Chemcad 5.2*.

A 90 °C la mezcla es en parte líquida en parte vapor. Las propiedades de cada una de las partes son:

- *Parte líquida:*

$$C_p = 609059.1979 \text{ J/Kmol}\cdot\text{K}$$

$$\lambda = 1.029 \times 10^8 \text{ J/Kmol}$$

- *Parte vapor:*

$$C_p = 34181.2915 \text{ J/Kmol}\cdot\text{K}$$

A partir de estas propiedades se calculan el calor necesario para elevar la temperatura de los ácidos grasos desde 90 °C hasta 190 °C.

- Parte vapor:

$$q_v = n \cdot C_p \cdot \Delta T = 1.9636 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \cdot 34181 \cdot 2915 \frac{\text{J}}{\text{Kmol} \cdot \text{K}} \cdot (190 - 90) \text{K} =$$

$$= 6711838 \cdot 4 \frac{\text{J}}{\text{h}}$$

- Parte líquida:

$$q_l = n \cdot C_p \cdot \Delta T + n \cdot \lambda = 26.0864 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \cdot 609059.1979 \frac{\text{J}}{\text{Kmol} \cdot \text{K}} \cdot (190 - 90) \text{K} +$$

$$+ 4.3712 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \cdot 1.029 \cdot 10^8 \frac{\text{J}}{\text{Kmol}} = 2038612666 \frac{\text{J}}{\text{h}}$$

El calor total requerido es:

$$q_t = 2045324.504 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

Si se hace un balance global en el intercambiador:

$$q_1 = n_1 \cdot C_{p1} \cdot \Delta T_1 + n_1 \cdot \lambda_1 = n_2 \cdot C_{p2} \cdot \Delta T_2$$

El agua fluye por los tubos a una presión de 393.9 Kpa; siempre en estado de vapor. Sus propiedades a la presión y temperatura media son:

$$C_p = 35012.298 \text{ J/Kmol} \cdot \text{K}$$

Substituyendo todos los valores en la expresión obtenemos el número de moles de vapor de agua por hora requeridos para calentar la mezcla, obteniendo:

$$n = 649.08 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \Rightarrow \dot{m} = 11693.199 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

La siguiente tabla muestra las temperaturas de entrada y salida y los flujos másicos del intercambiador.

TABLA 6.6. Flujos másicos y condiciones térmicas del intercambiador HE-1.

Fluidos	Flujo másico (kg/s)	T _{entrada} (K)	T _{salida} (°C)
Ácidos grasos	1,93803	363,15	463,15
Vapor de agua	3,24800	523,15	433,15

2.2- REHERVIDOR: HE-2

El propósito de este intercambiador es el de elevar la temperatura de la alimentación, que llega a 190 °C hasta la temperatura de burbuja de la mezcla (202.018 °C) y lograr la vaporización de la misma. Para ello usaremos vapor de agua que entrará a 250 °C y saldrá a 205 °C, manteniéndose una presión en los tubos de 393.9 KPa.

Los datos necesarios para calcular el flujo de agua necesario y el calor intercambiado se obtienen de la base de datos del simulador de procesos *Chemcad 5.2*.

A 190 °C la mezcla es en parte líquida en parte vapor. Las propiedades de cada una de las partes son:

- *Parte líquida:*

$$C_p = 770339.0272 \text{ J/Kmol}\cdot\text{K}$$

$$\lambda = 9.156 \times 10^7 \text{ J/Kmol}$$

- *Parte vapor:*

$$C_p = 375742.1811 \text{ J/Kmol}\cdot\text{K}$$

A partir de estas propiedades calculamos el calor necesario para elevar la temperatura de los ácidos grasos desde 190 °C hasta 202.018 °C.

- *Parte vapor:*

$$\begin{aligned} q_v = n \cdot C_p \cdot \Delta T &= 6.2241 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \cdot 375742.1811 \frac{\text{J}}{\text{Kmol} \cdot \text{K}} \cdot (202.018 - 190) \text{K} = \\ &= 28105978.74 \frac{\text{J}}{\text{h}} \end{aligned}$$

- *Parte líquida:*

El flujo total a evaporar en el rehervidor viene marcado por el reflujo obtenido y calculado en el apartado VII.1.1.15. La cantidad de flujo en forma de vapor que llega al domo de la columna se calcula en el apartado VI.2.3. Este flujo determina la cantidad total de moles que se evaporan en este intercambiador, de este modo:

$$\begin{aligned} q_l = n \cdot C_p \cdot \Delta T + n \cdot \lambda &= 21.8259 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \cdot 770339.0272 \frac{\text{J}}{\text{Kmol} \cdot \text{K}} \cdot (202.018 - 190) \text{K} + \\ &+ 6.9414 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \cdot 9.156 \cdot 10^7 \frac{\text{J}}{\text{Kmol}} = 8376173351 \frac{\text{J}}{\text{h}} \end{aligned}$$

El calor total requerido es:

$$q_t = 865723.314 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

Si se hace un balance global en el intercambiador:

$$q_1 = n_1 \cdot C_{p1} \cdot \Delta T_1 + n_1 \cdot \lambda_1 = n_2 \cdot C_{p2} \cdot \Delta T_2$$

El agua fluye por los tubos a una presión de 303.9 KPa; siempre en estado de vapor. Sus propiedades a la presión y temperatura media son:

$$C_p = 35239.31 \text{ J/Kmol}\cdot\text{K}$$

Substituyendo todos los valores en la expresión obtenemos el número de moles de vapor de agua por hora requeridos para calentar la mezcla, obteniendo:

$$n_2 = 545.93 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \Rightarrow \dot{m}_2 = 9854.087 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} = 2.74 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

2.3- CONDENSADOR: HE-3

La función de este intercambiador es el de condensar parcialmente la corriente que llega a la parte superior de la columna de destilación. Se considera que la mezcla llega a 202.018 °C y la condensaremos a la temperatura de rocío (176.8945). Para ello utilizaremos una corriente de agua que entrará a 20°C y saldrá a una temperatura de 130 °C. El agua fluye a una presión de 303.9 KPa, siempre en estado líquido.

El flujo de vapores que llega hasta el condensador es el siguiente, mediante balances de materia, teniendo en cuenta el reflujo:

$$(R + 1) \cdot D = (1 + 0.826) \cdot 7.21 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} = 13.1655 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}}$$

Los datos necesarios para calcular el flujo de agua necesario y el calor intercambiado se obtienen de la base de datos del simulador de procesos *Chemcad 5.2*.

Las propiedades para la mezcla que penetra en el condensador son las siguientes:

$$C_p = 690839.2177 \text{ J/Kmol}\cdot\text{K}$$

$$\lambda = 8.862 \times 10^7 \text{ J/Kmol}$$

A partir de estas propiedades calculamos el calor necesario para condensar la mezcla de los ácidos grasos desde 202.018 °C hasta 176.8945 °C

$$q_l = n \cdot C_p \cdot \Delta T + n \cdot \lambda = 13.1655 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \cdot 690839.2177 \frac{\text{J}}{\text{Kmol} \cdot \text{K}} \cdot (202.018 - 176.8945) \text{K} + 13.1655 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \cdot 8.862 \cdot 10^7 \frac{\text{J}}{\text{Kmol}} = 8674545556 \frac{\text{J}}{\text{h}}$$

El calor requerido es:

$$q_t = 1395230.966 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

Si se hace un balance global en el intercambiador:

$$q_1 = n_1 \cdot C_{p1} \cdot \Delta T_1 + n_1 \cdot \lambda_1 = n_2 \cdot C_{p2} \cdot \Delta T_2$$

El agua fluye por los tubos a una presión de 303.9 Pa; siempre en estado líquido. Sus propiedades a la presión y temperatura media son:

$$C_p = 76177.34 \text{ J/Kmol}\cdot\text{K}$$

Substituyendo todos los valores en la expresión obtenemos el número de moles de vapor de agua por hora requeridos para calentar la mezcla, obteniendo:

$$n = 166.505 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \Rightarrow \dot{m} = 2999.59 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} = 0.83 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$