

VII. CÁLCULO DEL EQUIPO DE DESTILACIÓN.

El objetivo de este apartado es el de calcular y dimensionar una columna de destilación para el fraccionamiento físico de ácidos grasos. Esta es la operación posterior a la hidrólisis de la materia prima y previa a la posterior –hidrogenación de las mismas- en una planta manufacturera para conseguir ácido esteárico.

Como se detallaba en el apartado VI, la meta básica de esta destilación es separar el ácido mirístico y lo que es más importante, el agua, que ralentizaría e incluso bloquearía la posterior etapa de hidrogenación. Del mismo modo se separará un veinte por ciento del total del ácido palmítico.

Debido a las relativas altas temperaturas de operación usadas en la destilación es requisito imprescindible que los ácidos grasos se mantengan en el proceso el menor tiempo posible. Esto es particularmente importante en el caso de los ácidos grasos insaturados, los cuales tienden a formar polímeros a las temperaturas de destilación.

La separación de la mezcla de ácidos grasos en fracciones de peso molecular similar se puede llevar a cabo mediante la técnica clásica de columnas de platos sometidos a alto vacío, aunque el equipo debe ser construido de un modo un tanto distinto al que se usa en la industria petrolífera. En este caso se utilizan como aditamentos internos empaques de alta eficiencia.

El equipo de destilación estará formado por una columna de destilación empacada, un precalentador, un rehervidor y un condensador que permitirán la separación física de los componentes de la alimentación. Con el fin de reducir las temperaturas de operación llevaremos a cabo la operación en condiciones de vacío a una presión de unos 5 mm de Hg en una columna de destilación empacada.

El diseño del equipo de destilación se realiza teniendo en cuenta la patente de Mills., a la cual nos referimos en el apartado I, adaptando la metodología a las tecnologías actuales.

1- DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.

1.1- CÁLCULO DEL NÚMERO DE ETAPAS DE EQUILIBRIO.

1.1.1-Premisas y restricciones.

Cuando destilamos una mezcla multicomponente, como lo es esta, el hecho de fijar la composición de un componente no determina inequívocamente la composición de otro u otros componentes ni la temperatura de las etapas. Tampoco es posible determinar la composición completa de los productos de domo y colas independientemente. Pese a esto podemos especificar y acotar la destilación mediante la selección de unos componentes “clave”, escogiendo aquellos que queremos separar y aproximando el sistema multicomponente a un sistema pseudobinario.

En el caso particular del presente proyecto y como se detallaba en el apartado VI del mismo se utilizará el método gráfico simplificado propuesto por Hengstebeck (1964) para el cálculo del número de etapas de equilibrio necesarias para llevar a cabo la operación. Según este metodo para aproximar un sistema multicomponente a uno binario es necesario que:

- Pueda estimarse con exactitud la volatilidad relativa de las claves en las condiciones que prevalecerán en la columna multicomponente.
- Si los flujos de las claves (combinadas) pueden estimarse con precisión a lo largo de la columna.

Premisas para la columna de destilación:

- La presión permanecerá constante a lo largo de toda la columna y será de 5 mm Hg.
- La volatilidad relativa permanecerá constante a lo largo de toda la columna.
- El calor latente de vaporización (λ) será el mismo para los componentes clave de la destilación.
- El flujo será considerado constante a lo largo de toda la columna.
- Los componentes clave con mayor peso molecular que el *componente clave pesado* no aparecerán en los productos de cabeza.
- Los componentes con peso molecular menor que el *componente clave ligero* no aparecerán en los productos de colas.

1.1.2-Identificación de los componentes clave.

Debemos seleccionar los componentes a los que deseamos hacer la separación. Seleccionaremos estos componentes siguiendo los criterios de Hengstebeck.

El componente ligero debe ser el componente que deseamos que no salga entre el producto de colas y el componente pesado el que deseamos que no salga por el producto de cabeza. Esto en la realidad no suele suceder y por tanto recurriremos a imponer una especificación de flujo máximo de cada uno de los componentes clave en los productos de domo y colas. Estos componentes clave son también conocidos como

componentes adyacentes o claves combinadas si sus volatilidades son adyacentes en la lista de componentes, como es el caso.

La tabla 7.1 muestra los pesos moleculares y temperaturas de ebullición de los componentes a separar.

TABLA 7.1. Pesos moleculares y temperaturas de ebullición de los componentes a 1atmósfera de presión.

<i>Componente</i>	<i>Peso Molecular</i>	<i>T de ebullición (°C)</i>
<i>Agua</i>	<i>18</i>	<i>100</i>
<i>Ácido mirístico (C14:0)</i>	<i>228</i>	<i>326</i>
<i>Ácido palmítico (C16:0)</i>	<i>256</i>	<i>351</i>
<i>Ácido esteárico (C18:0)</i>	<i>284</i>	<i>376,1</i>
<i>Ácido oleico (C:18:1)</i>	<i>282</i>	<i>364,9</i>
<i>Ácido linoleico (C18:2)</i>	<i>280</i>	<i>365,2</i>

Como se mencionaba anteriormente, nos interesa la separación de agua y ácido mirístico y debido a las propiedades físicas de estos compuestos, serán eliminados por el domo de la columna.

Supondremos que no aparecerá flujo de ácidos esteárico, oleico ni linoleico en el producto de domo. De igual modo suponemos que no aparece flujo de agua en el producto de colas.

Hechas estas suposiciones, seleccionaremos los siguientes componentes clave:

- **Componente clave ligero:** Escogemos el ácido mirístico, ya que no habrá un componente más volátil que él en el producto de cola.
- **Componente clave pesado:** Escogemos el ácido palmítico, ya que no habrá un compuesto menos volátil que él en el producto de cabeza.

De este modo, como son compuestos adyacentes y de similares propiedades podemos suponerlos como claves combinadas y comenzar el cálculo a partir de estas premisas.

1.1.3-Composición del flujo de alimentación, domo y colas.

El flujo de alimentación procedente del precalentador llega a la columna a una temperatura de 190°C y a una presión de 5 mm de Hg.

En las siguientes tablas vemos las concentraciones y flujos másicos de la alimentación, domo y colas.

TABLA 7.2. Concentraciones y flujos másicos en la alimentación:

Compuesto	mol/h	mol/s	Fracción molar	Kg/h	Kg/s	% Fracción peso
Agua	2,00000	0,00055556	0,07130	36,00	0,01000	0,00515988
Ácido mirístico	4,50000	0,00125000	0,16043	1026,00	0,28500	0,14705672
Ácido palmítico	6,00000	0,00166667	0,21390	1536,00	0,42667	0,22015508
Ácido esteárico	0,78000	0,00021667	0,02781	221,52	0,06153	0,03175049
Ácido Oleico	10,89000	0,00302500	0,38824	3070,98	0,85305	0,44016397
Ácido Linoleico	3,88000	0,00107778	0,13832	1086,40	0,30178	0,15571386
Total	28,05000	0,00779167	1,00000	6976,90	1,93803	1,00000000

TABLA 7.3. Concentraciones y flujos másicos en domo:

Compuesto	mol/h	mol/s	X molar	Kg/h	Kg/s	Fracción peso
Agua	2,00000	0,00055556	0,27739251	36,00	0,01000	0,02862231
Ácido mirístico	4,00000	0,00111111	0,55478502	912,00	0,25333	0,72509859
Ácido palmítico	1,21000	0,00033611	0,16782247	309,76	0,08604	0,24627910
Ácido esteárico	0,00000	0,00000000	0,00000000	0,00	0,00000	0,00000000
Ácido Oleico	0,00000	0,00000000	0,00000000	0,00	0,00000	0,00000000
Ácido Linoleico	0,00000	0,00000000	0,00000000	0,00	0,00000	0,00000000
Total	7,21000	0,00200278	1,00000000	1257,76	0,34938	1,00000000

TABLA 7.4. Concentraciones y flujos másicos en colas:

Compuesto	mol/h	mol/s	X molar	Kg/h	Kg/s	Fracción peso
Agua	0,00000	0,00000000	0,00000000	0,00	0,00000000	0,00000000
Ácido mirístico	0,50000	0,00013889	0,02399232	114,00	0,03166667	0,01993307
Ácido palmítico	4,79000	0,00133056	0,22984645	1226,24	0,34062222	0,21440986
Ácido esteárico	0,78000	0,00021667	0,03742802	221,52	0,06153333	0,03873310
Ácido Oleico	10,89000	0,00302500	0,52255278	3070,98	0,85305000	0,53696535
Ácido Linoleico	3,88000	0,00107778	0,18618042	1086,40	0,30177778	0,18995863
Total	20,84000	0,00578889	1,00000000	5719,14	1,58865000	1,00000000

Este es el esquema simplificado de la columna:

(Las concentraciones están expresadas en fracción molar)

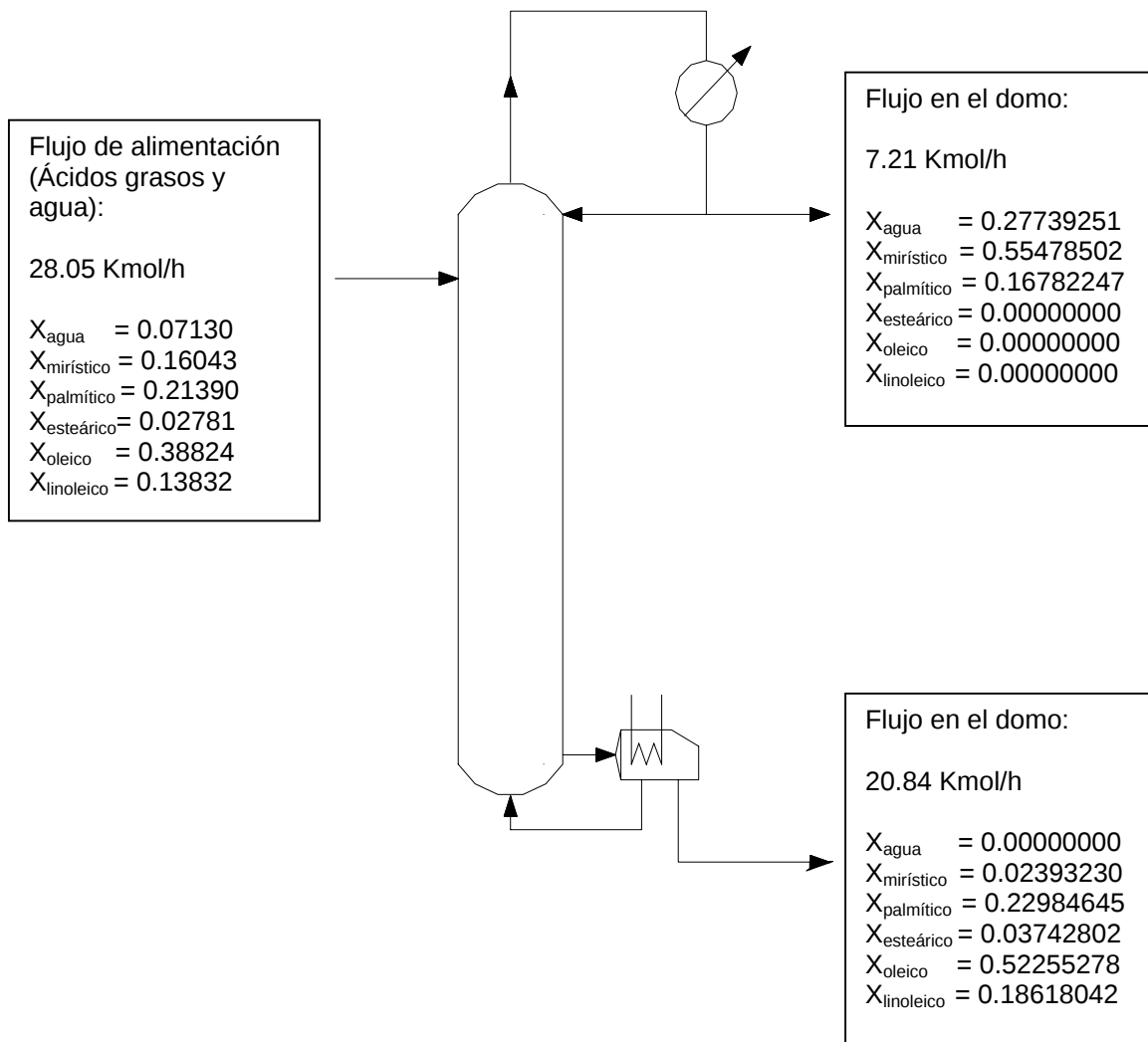


FIGURA 7.1. Esquema simplificado de la columna de destilación.

1.1.4-Cálculo de los coeficientes de actividad.

Nos encontramos ante una mezcla no ideal, por esto hemos de buscar la desviación de la disolución de la idealidad mediante los coeficientes de actividad de la misma con el fin de predecir finalmente el equilibrio líquido-vapor.

Como se especifica en el apartado V.3, los coeficientes de actividad son obtenidos usando un método de contribución de grupos. Se utiliza el modelo UNIFAC, basándonos en el estudio realizado por *Ceriani et al, 2003*, detallado en apartado V.

Para el cálculo utilizaremos el software *XLUNIFAC* basado en la hoja de cálculo Excel perteneciente a *Free Software Foundation, Inc , USA*.

En primer lugar definimos los grupos de contribución de cada una de las especies químicas, habiendo obtenido los datos previamente de la base de datos del software *Chemcad 5.2*.

A continuación se ven detenidamente cada uno de los compuestos:

1. Agua

- Fórmula empírica: H_2O
- Subgrupos y contribución:

Número del subgrupo (I.D.)	Subgrupo	Contribución
17	H_2O	1

2. Ácido mirístico

- Fórmula empírica: $\text{CH}_3\text{-(CH}_2\text{)}_{12}\text{-COOH}$
- Subgrupos y contribución:

Número del subgrupo (I.D.)	Subgrupo	Contribución
1	CH_3	1
2	CH_2	12
43	COOH	1

3. Ácido palmítico

- Fórmula empírica: $\text{CH}_3\text{-(CH}_2\text{)}_{14}\text{-COOH}$
- Subgrupos y contribución:

Número del subgrupo (I.D.)	Subgrupo	Contribución
1	CH_3	1
2	CH_2	14
43	COOH	1

4. Ácido esteárico

- Fórmula empírica: $\text{CH}_3\text{-(CH}_2\text{)}_{16}\text{-COOH}$
- Subgrupos y contribución:

Número del subgrupo (I.D.)	Subgrupo	Contribución
1	CH_3	1
2	CH_2	16
43	COOH	1

5. Ácido oleico

- Fórmula empírica: $\text{CH}_3-(\text{CH}_2)_7-\text{CH}=\text{CH}-(\text{CH}_2)_7-\text{COOH}$
- Subgrupos y contribución:

Número del subgrupo (I.D.)	Subgrupo	Contribución
1	CH_3	1
2	CH_2	14
6	$\text{CH}=\text{CH}$	1
43	COOH	1

6. Ácido linoleico

- Fórmula empírica:
 $\text{CH}_3-(\text{CH}_2)_4-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}_2-\text{CH}=\text{CH}-(\text{CH}_2)_7-\text{COOH}$
- Subgrupos y contribución:

Número del subgrupo (I.D.)	Subgrupo	Contribución
1	CH_3	1
2	CH_2	12
6	$\text{CH}=\text{CH}$	2
43	COOH	1

Una vez definidos cada uno de los compuestos químicos se procede a calcular los coeficientes de actividad para cada uno de los componentes en los flujos de domo y colas para el rango de temperaturas comprendido entre 170 y 210 °C en el cual se llevará a cabo la operación, obteniendo los resultados que se representan en las tablas 7.5 y 7.6.

TABLA 7.5. Coeficientes de actividad en el domo de la columna a distintas temperaturas.

Temperatura	170	174	178	182	186
Agua	4,83960	4,82070	4,80140	4,78200	4,76240
Ácido mirístico	1,04880	1,04860	1,04840	1,04820	1,04800
Ácido palmítico	1,07810	1,07750	1,07690	1,07630	1,07570
Ácido esteárico	1,10480	1,10370	1,10260	1,101500	1,10040
Ácido oleico	1,03070	1,02960	1,02840	1,02730	1,02610
Ácido linoleico	0,97742	0,97605	0,97471	0,97341	0,97214

Temperatura	190	194	198	202	206
Agua	4,74250	4,72260	4,70240	4,68210	4,66170
Ácido mirístico	1,04780	1,04760	1,04740	1,04710	1,04690
Ácido palmítico	1,07510	1,07450	1,07390	1,07320	1,07260
Ácido esteárico	1,09920	1,09810	1,09700	1,09580	1,09470
Ácido oleico	1,02500	1,02390	1,02280	1,02180	1,02070
Ácido linoleico	0,97090	0,96970	0,96852	0,96738	0,96626

TABLA 7.6. Coeficientes de actividad en colas de la columna a distintas temperaturas.

Temperatura	170	174	178	182	186
Agua	5,78650	5,74660	5,70670	5,66660	5,62650
Ácido mirístico	1,00130	1,00120	1,00110	1,00100	1,00090
Ácido palmítico	1,00550	1,00550	1,00540	1,00540	1,00530
Ácido esteárico	1,00660	1,00650	1,00650	1,00640	1,00630
Ácido oleico	0,99993	0,99992	0,99992	0,99992	0,99992
Ácido linoleico	1,00970	1,00960	1,00950	1,00940	1,00940

Temperatura	190	194	198	202	206
Agua	5,58630	5,54620	5,50610	5,46600	5,42600
Ácido mirístico	1,00080	1,00070	1,00060	1,00050	1,00050
Ácido palmítico	1,00530	1,00530	1,00520	1,00520	1,00520
Ácido esteárico	1,00620	1,00620	1,00610	1,00600	1,00600
Ácido oleico	0,99992	0,99991	0,99991	0,99991	0,99991
Ácido linoleico	1,00930	1,00920	1,00920	1,00910	1,00900

A continuación se representa la variación de los coeficientes de actividad respecto a la temperatura. Como se puede observar en la figura los valores de los coeficientes de actividad permanecen prácticamente constantes ante variaciones de temperatura.

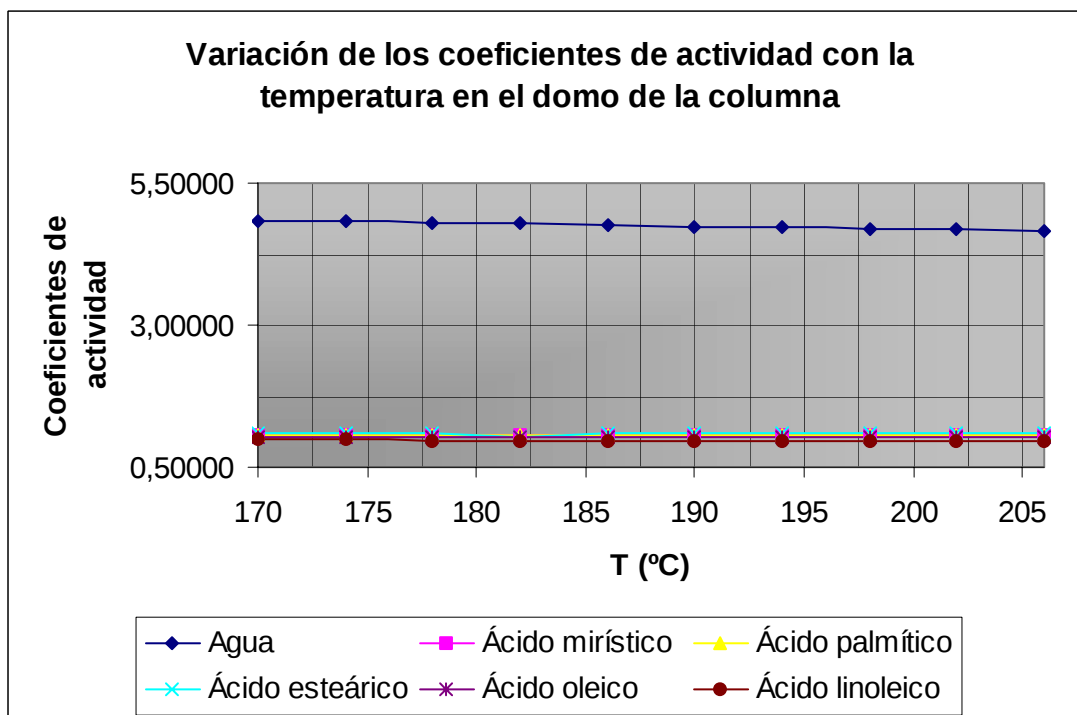


FIGURA 7.2. Variación de los coeficientes de actividad con la temperatura en el domo de la columna.

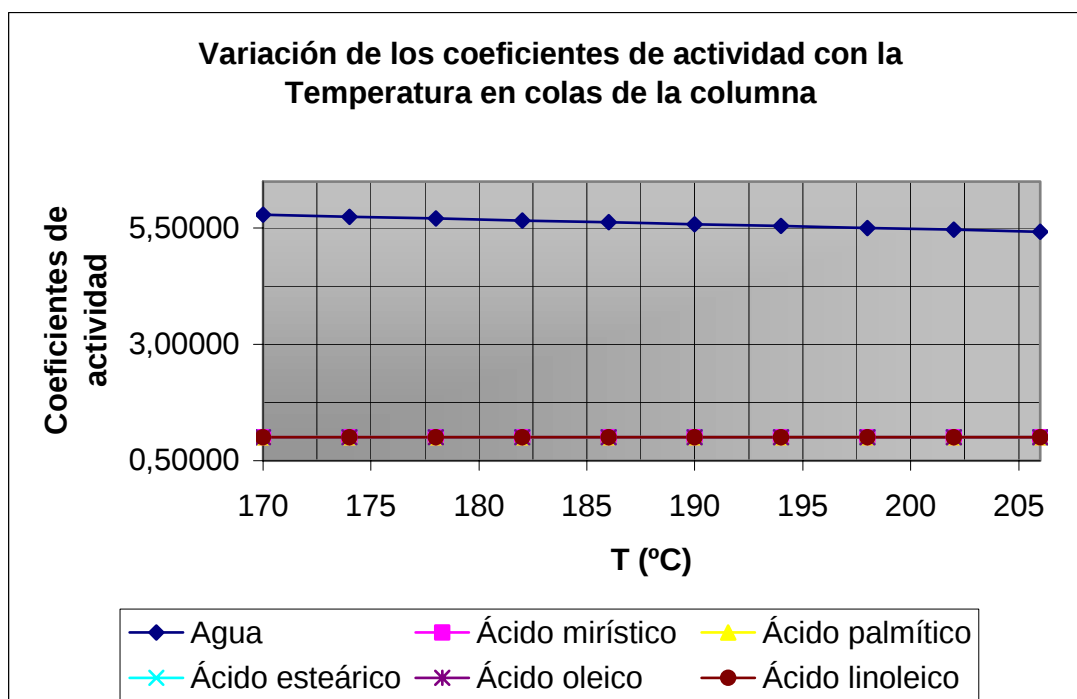


FIGURA 7.3. Variación de los coeficientes de actividad con la temperatura en colas de la columna.

1.1.5-Cálculo de las constantes de Antoine para cada uno de los componentes.

La siguiente tabla representa las temperaturas de ebullición de cada uno de los componentes a distintas presiones.

TABLA 7.7. Temperaturas de ebullición en grados centígrados de los ácidos grasos a distintas condiciones de presión. (Fuente: Bailey 1964)

Presión (mm Hg)	Ácido Mirístico	Ácido Palmítico	Ácido esteárico	Ácido oleico	Ácido linoleico
0,998	149,2	167,4	183,6	177,6	178,5
2,003	161,1	179,0	195,9	189,5	190,1
3,998	173,9	192,2	209,2	202,6	202,8
8,025	187,6	206,1	224,1	217,0	216,9
15,975	202,4	221,5	240,0	232,9	232,6
32,025	218,3	238,4	257,1	250,6	250,0
128,250	257,3	278,3	299,7	292,5	291,9
255,750	281,5	303,6	324,8	317,7	317,2
512,250	309,0	332,6	355,2	346,5	346,5
759,750	326,2	351,5	376,1	364,9	365,2

Para el cálculo de las constantes de Antoine a la presión de operación para cada uno de los componentes tomaremos las temperaturas correspondientes al rango de presiones comprendido entre {2.003 – 8.025} dado que la columna trabajará a una presión de 5 mm Hg.

Haremos uso de la ecuación de Antoine [2.7] para el cálculo de las presiones de vapor:

$$\log (p^*) = A - \frac{B}{C + T}$$

Donde:

- o p^* es la presión de vapor y se expresará en mm Hg
- o T se expresará en °C

Se realizan las correspondientes operaciones algebraicas, resolviendo cada uno de los sistemas de ecuaciones no lineales utilizando el software Mathemática.

Veremos el modo de operar para el ácido mirístico. Operaremos del mismo modo para cada uno de los compuestos.

Para el ácido mirístico, las temperaturas de vapor son las siguientes en el intervalo dado de presiones:

$$P=2.003 \quad T=161.1$$

$$P=3.998 \quad T=173.9$$

$$P=8.025 \quad T=187.6$$

Aplicando la ecuación de Antoine para cada una de las presiones, obtenemos un sistema de tres ecuaciones no lineales con tres incógnitas.

$$\log(2.003) = A - \frac{B}{C + 161.1}$$

$$\log(3.998) = A - \frac{B}{C + 173.9}$$

$$\log(8.025) = A - \frac{B}{C + 187.6}$$

Resolviendo es sistema con el software Matemática 5, obtenemos:

$$A = 10.6652$$

$$B = 4448.78$$

$$C = 268.183$$

La siguiente tabla muestra las constantes de Antoine calculadas para cada uno de los ácidos grasos.

TABLA 7.8. Constantes de Antoine para cada uno de los ácidos grasos

Ácido graso	A	B	C
<i>Mirístico</i>	10,6652	4448,78	268,183
<i>Palmítico</i>	14,3907	8547,67	427,704
<i>Estearico</i>	6,30944	1520,03	57,1251
<i>Oleico</i>	7,56033	2205,43	114,348
<i>Linoleico</i>	6,84288	1728,07	74,0959

Para el agua hacemos uso de material bibliográfico, obteniendo las siguientes constantes. (Fuente: Perry & Chilton 1999)

TABLA 7.9. Constantes de Antoine para cada uno de los ácidos grasos

	A	B	C
<i>Agua</i>	8.5740	2124.48	273.16

1.1.6-Cálculo de la temperatura de burbuja.

Se calcula la temperatura de burbuja a partir de las constantes de Antoine obtenidas utilizando los coeficientes de actividad del fondo de la columna. Haremos una primera estimación de estos coeficientes, ya que desconocemos la temperatura exacta que existirá en el fondo de la columna. Estimamos que la temperatura del fondo de la misma es de 202 °C, de este modo tomaremos los coeficientes de actividad a esta temperatura para calcular la temperatura de burbuja.

Pondremos la presión de vapor en función de la temperatura ayudándonos de nuevo de las ecuaciones de Antoine y de este modo obtendremos la temperatura buscada.

La ecuación del punto de burbuja [2.16] es la siguiente:

$$\sum y_i = \sum K_i \cdot x_i = 1$$

donde:

$$K_i = \gamma \cdot \frac{p^*}{P}$$

Mediante cálculo iterativo utilizando el software *Matemática 5* aplicando los métodos numéricos reflejados en el Anexo IV se obtiene la siguiente temperatura de punto de burbuja:

$T_{\text{burbuja}} = 202.018 \text{ }^{\circ}\text{C}$

1.1.7-Cálculo de la temperatura de rocío.

Se calcula la temperatura de rocío en la cabeza de la columna utilizando la misma mecánica utilizada para la temperatura de burbuja.

La ecuación para el punto de rocío [2.19] es la siguiente:

$$\sum x_i = \sum \left(\frac{y_i}{K_i} \right) = 1$$

donde,

$$K_i = \gamma \cdot \frac{p^*}{P}$$

Mediante cálculo iterativo utilizando el software Matemática aplicando los métodos numéricos reflejados en el Anexo II se obtiene la siguiente temperatura de punto de rocío:

$$T_{rocío} = 176.8945 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

1.1.8-Cálculo de los coeficientes de actividad a las temperaturas de burbuja y rocío.

Los coeficientes de actividad obtenidos para las temperaturas de rocío y burbuja calculados se reflejan en la siguiente tabla.

TABLA 7.10. Coeficientes de actividad a las temperaturas de rocío y burbuja.

Componente	γ_{cabeza}	γ_{colas}
Agua	4,80680	5,45580
Ácido Mirístico	1,04850	1,00050
Ácido Palmítico	1,07710	1,00520
Ácido Esteárico	1,10290	1,00600
Ácido Oleico	1,02870	0,99991
Ácido Linoleico	0,97508	1,00910

1.1.9-Cálculo de las presiones parciales.

Se hace de nuevo uso de la ecuación de Antoine [2.7] para el cálculo de las presiones parciales a las temperaturas de rocío y burbuja calculadas, obteniéndose de este modo las presiones parciales en domo y colas de la columna a partir de las constantes de Antoine obtenidas anteriormente en el punto VI. 1.1.5. Los resultados se tabulan a continuación.

TABLA 7.11. Cálculo de las presiones parciales.

Componente	p^*_{cabeza}	p^*_{colas}
<i>Agua</i>	7136,8248	12956,1244
<i>Ácido Mirístico</i>	4,6739	16,7431
<i>Ácido Palmítico</i>	1,7903	6,8945
<i>Ácido Esteárico</i>	0,6518	2,9268
<i>Ácido Oleico</i>	0,9724	4,0847
<i>Ácido Linoleico</i>	0,9076	4,0451

1.1.10- Cálculo de los cocientes de equilibrio.

Se calcula cada uno de los cocientes de equilibrio a partir de los datos obtenidos en cabeza y cola a partir de la expresión [2.15],

$$K_i = \gamma \cdot \frac{p^*}{P}$$

Recordemos que para el cálculo de estas temperaturas de burbuja y rocío utilizamos unos coeficientes de equilibrio estimados.

Calcularemos las constantes de equilibrio con cada uno de los coeficientes de actividad correspondientes para las temperaturas de rocío burbuja anteriormente calculadas, haciendo uso de los valores en el punto VII.1.1.8. Los resultados obtenidos quedan recogidos en la siguiente tabla.

TABLA 7.12. Cálculo de los cocientes de actividad.

Componente	K _{cabeza}	K _{colas}
Agua	6861,0579	14137,2047
Ácido Mirístico	0,9801	3,3503
Ácido Palmítico	0,3857	1,3861
Ácido Esteárico	0,1438	0,5889
Ácido Oleico	0,2001	0,8169
Ácido Linoleico	0,1770	0,8164

1.1.11- Cálculo de las volatilidades relativas.

Como se explicaba anteriormente, aproximamos la mezcla a un sistema pseudobinario, escogiendo como componente clave pesado el ácido palmítico y como componente clave ligero el ácido mirístico, combinando ambas claves.

De este modo referiremos la volatilidad relativa al componente pesado, ya que será éste el que marcará la volatilidad de la operación de destilación. Operando con la siguiente expresión (*Hengstebeck, 1964*), considerando la no idealidad de la mezcla:

$$\alpha_i = \frac{\gamma_i \cdot p_i^*}{\gamma_{HK} \cdot p_{HK}^*}$$

donde:

α_i es la volatilidad relativa de cada uno de los componentes

γ_i es el coeficiente de actividad

p_i^* es la presión de vapor de cada uno de los componentes

γ_{HK} es el coeficiente de actividad del componente clave pesado

p_{HK}^* es la presión de vapor del componente clave pesado

Los resultados obtenidos se muestran en la siguiente tabla.

TABLA 7.13. Volatilidades relativas de cada componente en domo y colas.

Componente	α_{cabeza}	α_{colas}
Agua	17789,6565	10199,5257
Ácido Mirístico	2,5413	2,4171
Ácido Palmítico	1,0000	1,0000
Ácido Esteárico	0,3728	0,4248
Ácido Oleico	0,5187	0,5893
Ácido Linoleico	0,4589	0,5890

1.1.12- Cálculo de los valores X-Y para el componente clave ligero.

En primer lugar obtendremos la volatilidad media para el componente ligero, el ácido mirístico.

$$\alpha_{media} = \sqrt{\alpha_{cabeza} \cdot \alpha_{colas}}$$

Obteniendo el siguiente valor:

$$\alpha_{media} = 2.4784$$

Se obtendrán los los valores de concentración líquido-vapor (X-Y) mediante la expresión [2.12]

$$y = \frac{\alpha_{media}X}{1 + (\alpha_{media} - 1)X}$$

Los resultados obtenidos se tabulan a continuación:

TABLA 7.14. Relación de los valores X-Y del equilibrio líquido-vapor

X	Y
0,000000	0,000000
0,100000	0,215919
0,200000	0,382564
0,300000	0,515074
0,400000	0,622964
0,500000	0,712511
0,600000	0,788028
0,700000	0,852571
0,800000	0,908371
0,900000	0,957092
1,000000	1,000000

1.1.13- Obtención de la curva de equilibrio del componente más volátil.

A partir de los valores de equilibrio X-Y obtenidos y utilizando el polinomio interpolador de Newton en el entorno del programa Matemática (Anexo II), se obtendrá el correspondiente polinomio de interpolación. Graficando posteriormente el mismo obtendremos el diagrama de ebullición para los dos componentes clave combinados.

La siguiente figura muestra el diagrama de equilibrio para los dos componentes clave combinados bajo las condiciones en que opera la columna de destilación.

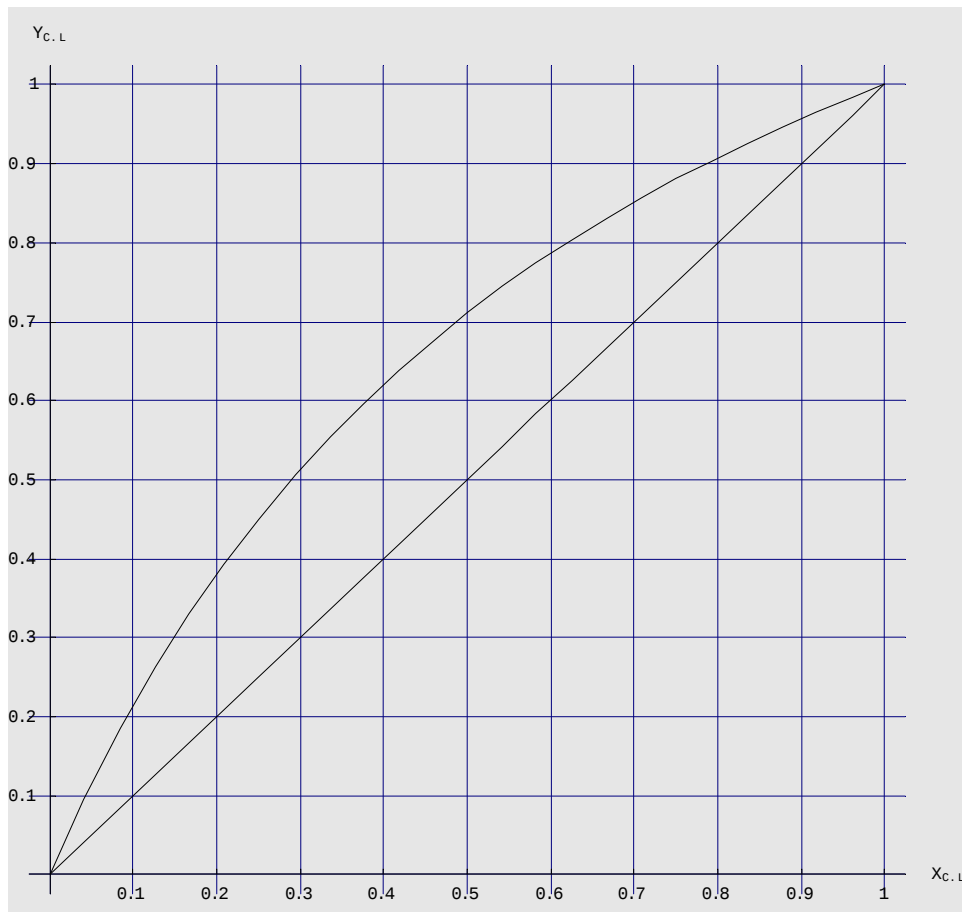


FIGURA 7.4. Diagrama de ebullición para los dos componentes clave combinados.

A partir de esta curva de equilibrio se calculará el número de etapas de equilibrio a partir del método definido en el apartado V.1.1, graficando mediante el uso de un diagrama Mc-Cabe Thiele modificado el número de etapas de equilibrio necesarias para llevar a cabo la separación deseada bajo las condiciones de operación marcadas.

1.1.14- Cálculo de los flujos limitantes para los componentes no clave.

Como se aclaraba anteriormente, el método propuesto por *Hengstebeck* aproxima una operación de destilación multicomponente a una operación pseudobinaria mediante la especificación de unos componentes clave así como la estimación de los flujos limitantes en las secciones rectificadora y agotadora.

Estos flujos limitantes para las claves combinadas se pueden aproximar estimando los flujos limitantes máximos (en el líquido y en el vapor) para el componente ligero en la sección rectificadora y para el componente pesado en la sección agotadora.

Las ecuaciones correspondientes a los flujos limitantes máximos de los componentes clave se obtienen restándole a los flujos totales los flujos limitantes de los componentes no clave pesados (si nos referimos a la sección de agotamiento) y los flujos de los componentes no clave ligeros si nos referimos a la sección de agotamiento. Estos cálculos se realizan en el apartado VII.1.1.16.

Las expresiones correspondientes a los flujos limitantes para los componentes no clave en la sección rectificadora según las ecuaciones [5.25] y [5.26] son:

$$\hat{l}_i = \frac{d_i}{(\alpha_i - 1)}$$

$$\hat{v}_i = l_i + d_i$$

Del mismo modo las ecuaciones [5.27] y [5.28] marcan los flujos limitantes en la sección agotadora.

$$\hat{v}'_i = \frac{\alpha_i * b_i}{\alpha_{LK} - \alpha_i}$$

$$\hat{l}'_i = \hat{v}'_i + b_i$$

Se calculan los flujos para los componentes no clave en la sección de rectificación y en la de absorción. Los resultados se muestran en las siguientes tablas:

TABLA 7.15. Flujos limitantes en la sección rectificadora

Componente	$\alpha_{i,media}$	d_i	l_i	v_i
Agua	13470,1915	2	0,00017979	2,00017979
Ácido esteárico	0,3979	0	0	0
Ácido oleico	0,5528	0	0	0
Ácido linoleico	0,5199	0	0	0
Total		2	0,00017979	2,00017979

TABLA 7.16. Flujos limitantes en la sección agotadora

Componente	$\alpha_{i,media}$	b_i	l'_i	v'_i
Agua	13470,1915	0	0	0
Ácido esteárico	0,3979	0,78	0,93259677	0,15259677
Ácido oleico	0,5528	10,89	14,0938787	3,20387872
Ácido linoleico	0,5199	3,88	4,93509893	1,05509893
Total		15,55	19,9615744	4,41157443

Para el cálculo de los flujos limitantes máximos necesitamos conocer el valor del reflujo escogido para la operación. Este valor de reflujo se calcula a continuación.

1.1.15- Cálculo del reflujo mínimo.

El cálculo del reflujo mínimo lo llevaremos a cabo aplicando el método que propuso Underwood como se detalla en el apartado V.2.1.

La ecuación a aplicar es la [5.39],

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot X_{id}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

donde:

α_i = volatilidad relativa de cada componente con respecto al componente clave pesado.

X_{id} = concentración de cada componente en el domo de la columna.

R_m = Reflujo mínimo

θ = Es la raíz de la ecuación [5.37]

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot X_{if}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

donde:

x_{if} = fracción molar de cada componente en la alimentación

q = Será la recta que marcará el reflujo mínimo sobre la curva de equilibrio y puede ser calculado mediante la expresión [5.38]

$$q = \frac{F_l + \sum l_i - \sum l'_i}{F_e}$$

donde:

$\sum l_i$ = Flujo limitante líquido en la sección de rectificación (Kmol)

$\sum l'_i$ = Flujo limitante líquido en la sección de absorción (Kmol)

F_e = Flujo combinado de las claves en la alimentación (Kmol)

F_l = Moles que entran en la columna, siempre considerando que los calores de vaporización por mol son constantes a lo largo de la columna.

Podemos deducir F_l a partir de la siguiente expresión (*Hengstebeck, 1964*):

$$F_l = \left[1 + \frac{C_p \cdot (T_b - T)}{H_l} \right] \cdot F$$

donde:

C_p = Capacidad calorífica de la alimentación

T_b = Temperatura en el fondo de la columna.

T = Temperatura a la que introducimos la alimentación

H_l = Calor latente de vaporización

Obtenemos los datos para aplicar la ecuación utilizando la base de datos del simulador de procesos *Chemcad 5.2*, obteniendo los siguientes resultados:

$C_p = 770339.0272 \text{ J/KmolK}$

$\lambda_l = 9.156 \cdot 10^7 \text{ J/KmolK}$

Con estos datos obtenemos el siguiente resultado y teniendo en cuenta que la alimentación penetra en la columna a una temperatura de 190 °C, obtenemos el siguiente resultado:

$$F_l = 30.886 \text{ Kmol}$$

Calculamos q , obteniendo: (en este caso ha de ser mayor que uno debido a que nos encontramos ante un líquido subenfriado), aunque su proximidad a la condición de líquido saturado es evidente dada la proximidad del valor obtenido a uno (valor para líquido saturado).

$$q = 1.04$$

Usando de nuevo métodos iterativos, calculamos el valor de θ , obteniendo:

$$\theta = 1.654$$

Y aplicando finalmente este valor en la fórmula que estima el reflujo mínimo [5.39], obtenemos:

$$R_m = 0.6887$$

Tomando como reflujo 1.2 veces el reflujo mínimo, esto es, la relación de reflujo económico, obtenemos:

$$R_{\text{columna}} = 0.826$$

1.1.16- Cálculo de los flujos limitantes máximos para los componentes no clave.

El cálculo de los flujos limitantes máximos para los componentes no clave viene dado por las ecuaciones [5.14], [5.15], [5.16] y [5.17], estudiadas en el apartado V.1.1.

$$L_e = L - \sum l_i$$

$$V_e = V - \sum v_i$$

$$L'_e = L' - \sum l'_i$$

$$V'_e = V' - \sum v'_i$$

Tomando los datos calculados anteriormente, calculamos los flujos limitantes:

$$L_e = L - \sum l_i = (0.826 * 7.21) - 0.00017979 = 5.955$$

$$V_e = V - \sum v_i = [(1 + 0.826) * (7.21)] - 2.00017979 = 11.165$$

$$L'_e = L' - \sum l'_i = [(1 + 0.826) * 7.21 + 20.84] - 19.9615744 = 14.044$$

$$V'_e = V' - \sum v'_i = [(1 + 0.826) * 7.21] - 4.41157443 = 8.754$$

1.1.17- Cálculo de las pendientes de las líneas de operación.

El cálculo de las pendientes de las líneas de operación viene dado por las expresiones [5.29] y [5.30] del apartado V.1.1,

$$L_e / V_e = 0.533$$

$$L'_e / V'_e = 1.604$$

1.1.18- Cálculo de los extremos de las líneas de operación.

Tomando los flujos de los componentes clave en domo y colas obtenemos los siguientes resultados:

$$(X_{DOMO})_e = \frac{4}{4 + 1.2} = 0.76923$$

$$(X_{COLAS})_e = \frac{0.5}{4.8 + 0.5} = 0.09434$$

1.1.19- Trazado del diagrama Mc-Cabe Thiele modificado.

Con los datos obtenidos (curva de equilibrio, rectas de operación y extremos de operación), calculamos el número de etapas de equilibrio teóricas, encontramos que son aproximadamente siete.

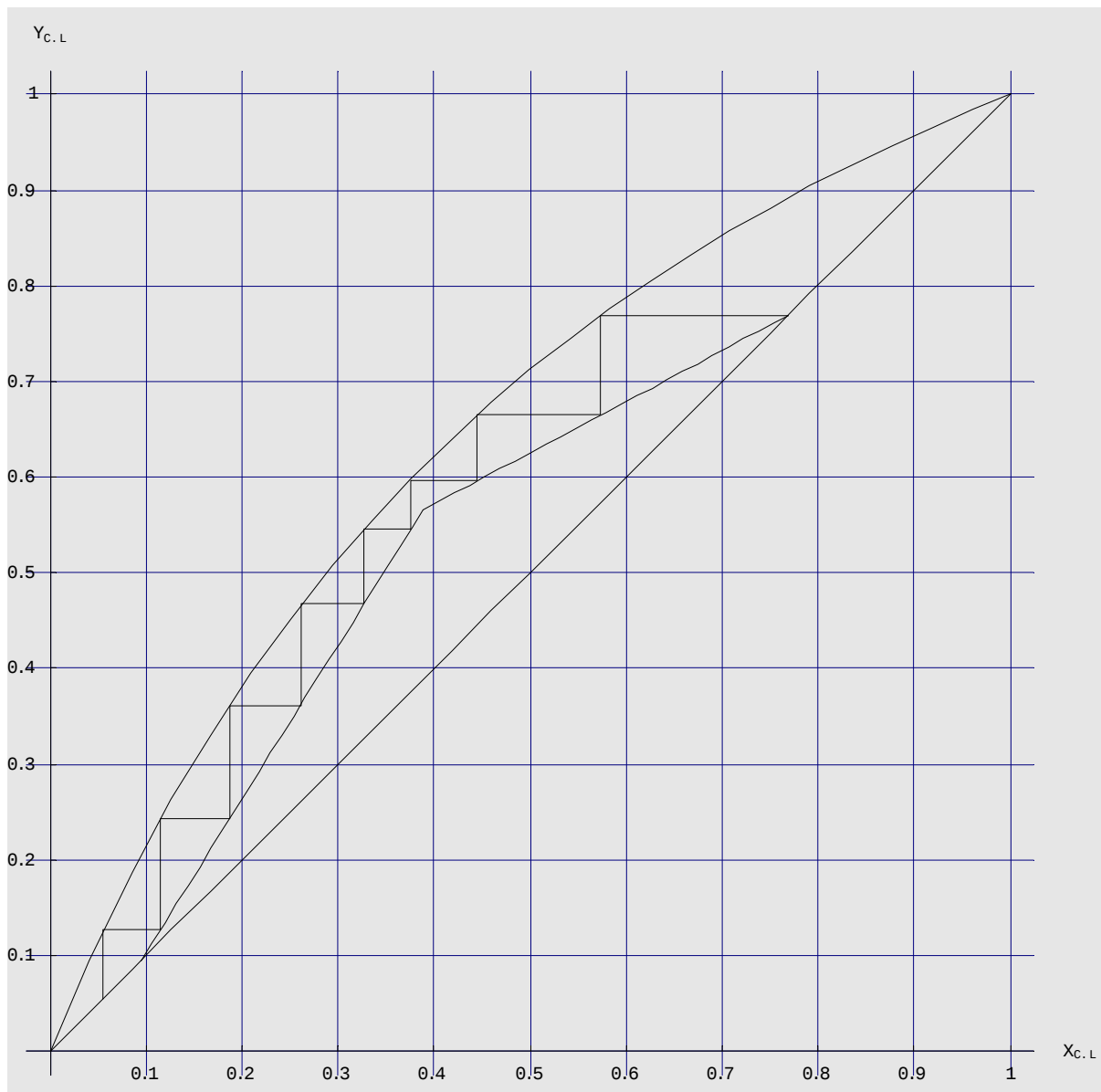


FIGURA 7.5. Cálculo del número de etapas teóricas requeridas para llevar a cabo la operación.

1.2- CÁLCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA.

Como se detallaba en el apartado V.1.2 la determinación de la altura de la columna de destilación se determinará de acuerdo a la altura equivalente a una etapa teórica.

A partir del diagrama de Mc-Cabe Thiele modificado obtenemos que el número de etapas teóricas necesarias para llevar a cabo la operación es superior a siete. Como precaución se tomarán ocho etapas de equilibrio teóricas para asegurar la separación deseada.

Considerando la posibilidad de que el equilibrio no se establezca y dado que se están utilizando empaques estructurados de alta eficiencia, que proporcionan una buena distribución del líquido se tomará una eficiencia del 85 %.

De este modo el número de etapas reales será:

$$N^{\circ} etapas = \frac{8}{0.85} = 9.42$$

Aproximaremos este valor a diez para mayor seguridad. El rehervidor se cuenta como una etapa en la operación, de este modo el número de etapas debería ser nueve, pero dado que es probable que en la cuarta etapa, en la cual se introduce la alimentación (Apartado VII.1.4), la transferencia de masa no alcance totalmente el equilibrio, mantendremos como número de etapas reales, el número tomado, esto es,

$$N^{\circ} etapas = 10$$

Los aditamentos internos escogidos para llevar a cabo la operación son empaques estructurados de alta eficiencia. Se selecciona el modelo *BX Structured Packing* fabricado por la empresa *Koch-Glitsch*.

Según el fabricante, la altura equivalente a un plato teórico bajo condiciones de 5 mm de Hg fluctúa entre 0.127 m y 0.18m. Como medida de precaución y dada la caída de presión que presenta el empaque (Apartado VII.1.3), se toma el último valor (0.18 m), obteniendo la siguiente altura de empaque,

$$\text{Altura de empaque} = 1.8 \text{ m}$$

Para calcular la altura total de la columna se tiene en cuenta el espacio necesario para ubicar los soportes para los empaques y demás aditamentos. De este modo se proporciona un 40% extra para la ubicación de estos, obteniendo finalmente:

$$\text{Altura de la columna} = 2.52 \text{ m}$$

1.3- CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA.

El cálculo del diámetro de la columna se lleva a cabo de acuerdo con los pasos marcados en el apartado V.1.3. (Sinnott 1999).

En primer lugar se detallan las propiedades y datos necesarios para el realizar el cálculo. Los datos son obtenidos a partir del simulador de procesos *Chemcad 5.2*. en el caso de las propiedades de los fluidos y del fabricante en el caso de las características propias del empaque.

$$\rho_{\text{liquido}} = 774.7991 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_{\text{vapor}} = 0.0312 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\mu_{\text{liquido}} = 0.001018 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \cdot \text{s}$$

$$L_w^* = 1.5912 \frac{Kg}{s}$$

$$V_w^* = 0.3499 \frac{Kg}{s}$$

Factor de empaque = 2

Caída de presión = 8 mm de agua/m

A partir de estos datos se calcula el valor del factor F_{LV} a partir de la expresión [5.31], obteniendo el siguiente resultado:

$$F_{LV} = 0.028$$

Con el resultado obtenido y considerando los datos recomendados por el fabricante acerca del empaque de alta eficiencia seleccionado, obtenemos el valor del parámetro K_4 ,

$$K_4 = 0.44$$

A partir de este valor y mediante el uso de la expresión [5.32] se obtiene el valor de flujo másico de vapor por unidad de área de la sección del flujo de fluidos (V_w^*),

$$V_{wt}^* = 1.25 \frac{Kg}{m^2 \cdot s}$$

El valor del área de columna requerida se obtiene relacionando el flujo de vapor que atraviesa la columna (V_w^*), con el flujo másico de vapor calculado (V_{wt}^*),

$$A = \frac{V_w^*}{V_{wt}^*} = \frac{0.3109}{1.25} = 0.25 m^2$$

A partir de este dato se calcula finalmente el diámetro de la columna,

$$D = \left[\frac{4}{\pi} \cdot 0.25 \right]^{\frac{1}{2}} = 0.5642 m$$

Por tanto el diámetro de la columna es **0.564 m**.

1.4- CÁLCULO DE LA ETAPA ÓPTIMA PARA LA INTRODUCCIÓN DE LA ALIMENTACIÓN.

Una vez se ha calculado el número de etapas necesarias para llevar a cabo la operación se puede aplicar la ecuación de Kirkbride (1944) [5.33] . A partir de este número de etapas requeridas, de las concentraciones de los componentes clave y de los flujos másicos en domo y colas se calcula la etapa en la que ingresará la alimentación en la columna.

Los datos son los siguientes:

$$X_{b,LK} = 0.02399232$$

$$X_{b,LK} = 0.16782247$$

$$X_{b,LK} = 0.21390000$$

$$X_{b,LK} = 0.16043000$$

$$B = 20.84$$

$$D=7.21$$

Haciendo uso de la ecuación anteriormente mencionada obtenemos el siguiente valor:

$$\frac{N_r}{N_s} = 0.5924 \approx 0.6$$

Sabemos que el número total de etapas es diez, por tanto,

$$N_r + N_s = 10$$

Finalmente, haciendo uso de ambas expresiones, se puede calcular el número de etapas de equilibrio que existen por encima y por debajo de la entrada de la alimentación, esto es:

$$N_r = 3.75$$

$$N_s = 6.75$$

Podemos considerar, haciendo una aproximación que la entrada de la alimentación se encuentra en la **cuarta etapa** de equilibrio.

2- DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR.

El diseño de los intercambiadores de calor se realiza a partir de método de cálculo especificado en el apartado V.4.

2.1- INTERCAMBIADOR HE-1

El intercambiador HE-1 precalienta la mezcla antes de que ésta sea introducida en la columna desde 90 °C hasta 190 °C, temperatura cercana a su punto de saturación.

2.1.1-Balance de materia y energía.

El flujo másico de las corrientes que intervienen se muestra en la siguiente tabla,

TABLA 7.17. Corrientes de entrada del intercambiador HE-1

	<i>Corriente de ácidos grasos</i>	<i>Corriente de vapor</i>
<i>Flujo másico (Kg/h)</i>	6976.9	11693.199

El calor intercambiado entre estas corrientes es:

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

El calor cedido por el agua es debido a su enfriamiento sin llegar a condensarse, dadas las condiciones de presión a las que fluye.

El calor absorbido por el flujo de la corriente de ácidos grasos se refleja en el calentamiento y evaporación parcial de la mezcla. No podemos establecer una temperatura definida a la que la corriente comienza a evaporar dado que nos encontramos ante una mezcla y cada uno de sus componentes presenta distintas propiedades de punto de ebullición. Por tanto se considera una sola zona que corresponde a calentamiento y evaporación simultánea.

2.1.2-Asignación de flujos. Propiedades de los fluidos.

En este caso el fluido a calentar, esto es, la corriente de ácidos grasos circula por la carcasa mientras que el fluido que suministra el calor circula por los tubos.

Las propiedades de los fluidos a la entrada y salida se describen en las siguientes tablas:

TABLA 7.18. Propiedades del fluido que circula por los tubos HE-1

<i>Tubos</i>	<i>Entrada Vapor de agua</i>	<i>Salida Vapor de agua</i>
<i>Temperatura (K)</i>	523.15	433.15
<i>Densidad (Kg/m³)</i>	1.2709	1.5464
<i>Conductividad térmica (W/m-K)</i>	0,0387	0,0302
<i>Viscosidad (Pa-sec)</i>	1,83E-05	1,46E-05
<i>Capacidad calorífica (J/Kmol-K)</i>	35479,9091	34550.8506

TABLA 7.19. Propiedades del fluido que circula por la carcasa HE-1

<i>Carcasa</i>	<i>Entrada Ácidos grasos</i>	<i>Salida Ácidos grasos</i>
<i>Temperatura (°C)</i>	363.15	463.15
<i>Densidad (Kg/m³)</i>	844,0941	774,7991
<i>Conductividad térmica (W/m-K)</i>	0,1533	0,1168
<i>Viscosidad (Pa-sec)</i>	4,93E-03	1,02E-03
<i>Capacidad calorífica (J/Kmol-K)</i>	609059,1979	770339,0272

2.1.3-Valor corregido de la diferencia media de temperaturas.

A continuación se traza el diagrama térmico que determina el número de celdas en serie.

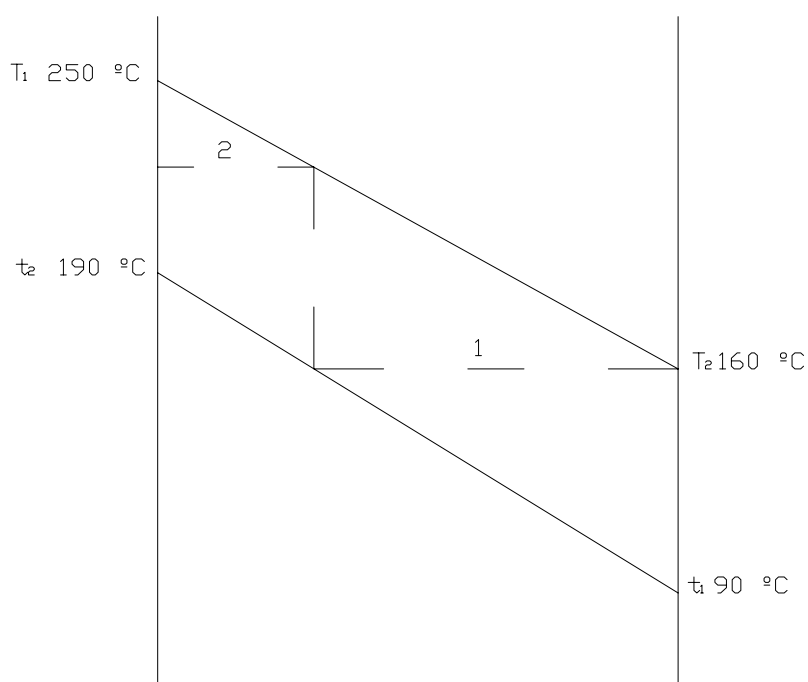


FIGURA 7.6. Diagrama térmico del intercambiador HE-1

Mediante el diagrama determinamos que el número de celdas en serie necesarias para llevar a cabo la operación son dos.

A continuación mediante la expresión [5.50] se determina la diferencia media de temperaturas, obteniendo:

$$LMTD = \frac{(250 - 190) - (160 - 90)}{\ln \frac{250 - 190}{160 - 90}} = 64.8716^{\circ}C$$

Los factores P y R [5.51] y [5.52] son respectivamente:

$$P = 0.5625$$

$$R = 1.11$$

De estos dos datos obtenemos mediante la gráfica de la *figura 5.6* el valor del factor de corrección, resultando:

$$F = 0.9$$

La diferencia media de temperatura corregida [5.49] es la siguiente:

$$MTD = 58.38^{\circ}C$$

2.1.4-Definición del tipo de intercambiador.

Tras sucesivas iteraciones se ha comprobado que el intercambiador con las siguientes características cumple con los requisitos especificados:

- Diámetro externo = 0.75 in = 1.91 cm
- Diámetro interno = 0.532 in = 1.35 cm

- Área transversal al flujo = $0.22 \text{ in}^2 = 1.43 \text{ cm}^2$
- Área lateral = $0.06 \text{ m}^2/\text{m} = 0.196 \text{ ft}^2/\text{ft}$
- Longitud = $8 \text{ ft} = 2.44 \text{ m}$
- Espesor (BWG) = 12
- Un paso por tubo
- Tubos en disposición cuadrada a 1 in
- Diámetro interior de carcasa = $12 \text{ in} = 0.305 \text{ m}$
- Diámetro del haz de tubos = $10.75 \text{ in} = 0.273 \text{ m}$
- N° de tubos: 83
- Distancia entre desviadores: $24 \text{ in} = 0.609 \text{ m}$

Según la denominación TEMA el intercambiador es: *AES 12 96*

- Cabezal frontal tipo A: cabezal estacionario desmontable.
- Carcasa tipo E de un paso.
- Cabezal posterior tipo S: flotante con dispositivos de apoyo.

2.1.5-Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor.

a. Resistencia de película interna.

La resistencia de película interna para el fluido que circula por los tubos (vapor de agua) se obtiene de bibliografía.

$$r_{io} = 0.0001 \text{ m}^2\text{K} = 0.000568 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F hr/Btu}$$

b. Resistencia de suciedad interna.

$$r_{dio} = r_d \cdot \frac{d_o}{d_i} = 0.003 \cdot \frac{0.75}{0.532} = 0.00423 \text{ ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot \text{hr/Btu}$$

c. Resistencia de la pared metálica.

$$r_{mo} = 0.000429 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F hr/Btu}$$

d. Resistencia de suciedad externa.

$$r_{do} = 0.003 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F hr/Btu}$$

e. Resistencia de película externa.

Se calcula el coeficiente G_x mediante la expresión [5.56] a partir de los datos:

$$NFD = 3.792 \text{ in}$$

$$BP = 24 \text{ in}$$

Obteniendo:

$$G_x = 168.66 \text{ lb/s ft}^2$$

Se calcula el coeficiente G_1 mediante la expresión [5.57] a partir de los datos propios del intercambiador escogido y del número de tubos del mismo (96.25) calculados a partir de las tablas 5.2, 5.3 y 5.4 y del coeficiente de paso (0.4),

$$G_1 = 501.61 \text{ lb/s ft}^2$$

Se calcula el valor medio a partir de la expresión [5.58],

$$G = 250.543 \text{ lb/s ft}^2$$

Entramos con este valor en la gráfica de la *figura 5.2* junto con el valor de la viscosidad en cP para obtener finalmente el valor del coeficiente de película del lado de la carcasa (2.24 cP), obteniendo,

$$h_0 = 208.125 \text{ Btu/ft}^2\text{°F hr}$$

Finalmente, la resistencia de película externa es:

$$r_0 = 0.0048 \text{ ft}^2\text{°F hr/Btu}$$

Ensamblando todos los valores obtenidos en la ecuación [5.54] se calcula el coeficiente de película. El resultado es:

$$U_0 = 76.764 \text{ Btu/ft}^2\text{°F hr} = 1569.1 \text{ KJ/m}^2\text{°C hr}$$

2.1.6-Cálculo de la superficie de intercambio estimada.

A partir de la expresión [5.59] y con los datos obtenidos anteriormente se calcula el área de intercambio necesaria,

$$A_0 = 22.32 \text{ m}^2 = 240.34 \text{ ft}^2$$

El área de que disponemos con las estimaciones acerca del intercambiador realizadas es:

$$A_{0i} = 24.18 \text{ m}^2 = 260.25 \text{ ft}^2$$

El porcentaje de área tomada en exceso es del 8 %, valor que consideramos aceptable.

2.1.7-Pérdida de carga en tubos.

En primer lugar se calcula el valor de la velocidad másica a partir de la expresión [5.65],

$$G = 29.728 \text{ lb/s ft}^2$$

y junto con el dato de densidad (0.087 lb/ft^3) se entra en la gráfica de la figura 5.11 para obtener los valores de los factores de corrección B e Y,

$$Y = 6.5$$

$$B = 1.3$$

Se calcula el número de Reynolds a partir de la ecuación [5.64] y a partir de éste el valor del factor f a partir de la expresión [5.62] obteniendo:

$$Re = 14914092.75$$

$$f = 0.0051$$

Mediante el uso de la ecuación [5.61] se calcula la pérdida de presión en tubos, que resulta:

$$\Delta P_{\text{tubos}} = 21.57 \text{ Kpa}$$

La pérdida de presión en tubos con respecto a la presión total del fluido que circula por los tubos es de un 7.1 %, pérdida que se considera adecuada para el diseño de este intercambiador.

2.1.8-Pérdida de presión en carcasa

- **Pérdida de carga a lo largo de la estructura.**

Se calcula la velocidad transversal másica a partir de la expresión [5.71] y se comprueba que estamos ante flujo turbulento,

$$G_x = 6.7464 \text{ lb/s ft}^2$$

Se aplica la ecuación [5.69] para flujo turbulento obteniendo el valor del factor de pérdida de presión,

$$F = 0.57$$

El número de espacios entre desviadores N es ocho

Se calcula el número de tubos cruzados por los desviadores a partir de [5.72], obteniendo:

$$NC = 6.49$$

El factor de tamaño obtenido a partir de la *tabla 5.5* es

$$S = 0.0042$$

La densidad media de la mezcla de ácidos grasos tomada de la *tabla 7.14* es,

$$\rho = 808.705 \text{ kg/m}^3 = 50.39 \text{ lb/ft}^3$$

A partir de los datos anteriores se calcula la pérdida de presión a lo largo de la estructura mediante la ecuación [5.67], resultando,

$$\Delta P_E = 17 \text{ Pa}$$

- **Pérdida de presión en ventana.**

A partir de la ecuación [5.74] se calcula la velocidad másica a través de ventana,

$$G_1 = 20.0644 \text{ lb/s ft}^2$$

Con el dato de densidad mencionado en el punto anterior y el número de desviadores (6) se calcula la pérdida de presión en ventana a partir de la expresión [5.73],

$$\Delta P_v = 1.606 \text{ Pa}$$

- **Pérdida de presión total.**

La pérdida de presión total en el lado de la carcasa viene dada por la suma de la pérdida de presión en estructura y en ventana [5.66], obteniendo:

$$\Delta P_T = 18.606 \text{ Pa}$$

La pérdida de total medida en tanto por ciento de pérdida con respecto a la presión total (666.45 Pa) es de un 2.79 %, valor que se considera aceptable.

2.2- INTERCAMBIADOR HE-2. REHERVIDOR.

El rehervidor es el intercambiador de calor encargado de incrementar la temperatura del flujo de la columna de destilación hasta su temperatura de punto de burbuja.

2.2.1-Balance de materia y energía.

El flujo másico de las corrientes que intervienen se muestra en la siguiente tabla,

TABLA 7.20. Corrientes de entrada del intercambiador HE-1

	<i>Corriente de ácidos grasos</i>	<i>Corriente de vapor</i>
<i>Flujo másico (Kg/h)</i>	6976.9	9854.1

El calor intercambiado entre estas corrientes es:

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

Del mismo modo que ocurría en el intercambiador HE-2, el calor cedido por el agua es debido a su enfriamiento sin llegar a condensarse, dadas las condiciones de presión a las que fluye.

El calor absorbido por el flujo de la corriente de ácidos grasos se refleja en el calentamiento y evaporación parcial de la mezcla. No podemos establecer una temperatura definida a la que la corriente comienza a evaporar dado que nos encontramos ante una mezcla y cada uno de sus componentes presenta distintas propiedades de punto de ebullición. Por

tanto se considera una sola zona que corresponde a calentamiento y evaporación simultánea.

2.2.2-Asignación de flujos. Propiedades de los fluidos.

El fluido a calentar, esto es, la corriente de ácidos grasos circula por la carcasa mientras que el fluido que suministra el calor circula por los tubos.

Las propiedades de los fluidos a la entrada y salida se describen en las siguientes tablas:

TABLA 7.21. Propiedades del fluido que circula por los tubos HE-2

<i>Tubos</i>	<i>Entrada Vapor de agua</i>	<i>Salida Vapor de agua</i>
<i>Temperatura (K)</i>	523.15	478.15
<i>Densidad (Kg/m³)</i>	1.2709	1.3948
<i>Conductividad térmica (W/m-K)</i>	0,0387	0,0343
<i>Viscosidad (Pa-sec)</i>	1,83E-05	1,64E-05
<i>Capacidad calorífica (J/Kmol-K)</i>	35479,9091	35000.3427

TABLA 7.22. Propiedades del fluido que circula por la carcasa HE-2

<i>Carcasa</i>	<i>Entrada Ácidos grasos</i>	<i>Salida Ácidos grasos</i>
<i>Temperatura (°C)</i>	463.15	475.73
<i>Densidad (Kg/m³)</i>	774.7991	0.0416
<i>Conductividad térmica (W/m-K)</i>	0,1168	0,0172
<i>Viscosidad (Pa-sec)</i>	1.018E-03	6.826E-06
<i>Capacidad calorífica (J/Kmol-K)</i>	770339.0272	532148.5819

2.2.3-Valor corregido de la diferencia de temperatura media.

Se traza el diagrama térmico que determina el número de celdas en serie.

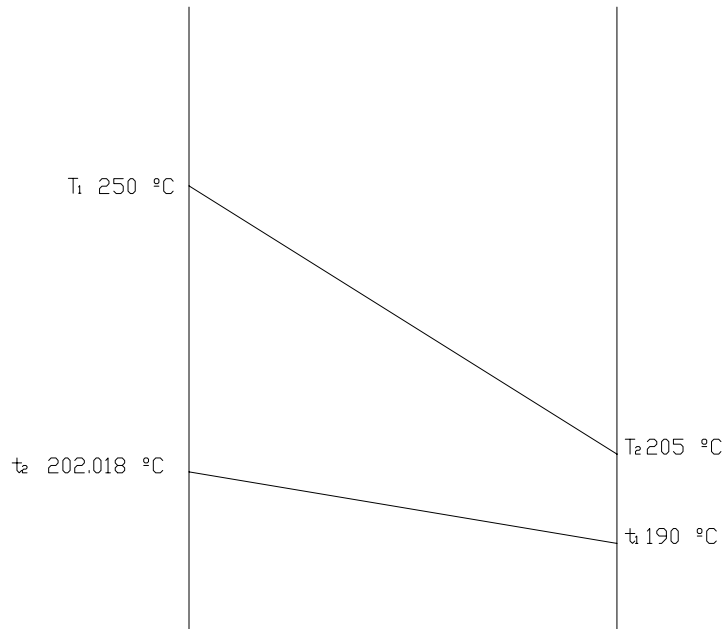


FIGURA 7.7. Diagrama térmico del intercambiador HE-1

Mediante el diagrama determinamos que el número de celdas en serie necesarias para llevar a cabo la operación es una.

Mediante la expresión [5.50] se determina la diferencia media de temperaturas, obteniendo:

$$LMTD = 28.166 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Los factores P y R [5.51] y [5.52] son respectivamente:

$$P = 0.75$$

$$R = 0.28$$

A partir de estos datos obtenemos mediante la gráfica de la *figura 5.6* el valor del factor de corrección, resultando:

$$F = 0.85$$

La diferencia media de temperatura corregida [5.49] es la siguiente:

$$MTD = 23.94\text{ }^{\circ}\text{C}$$

2.2.4-Definición del tipo de intercambiador.

Tras sucesivas iteraciones se ha comprobado que el intercambiador con las siguientes características cumple con los requisitos especificados:

- Diámetro externo = 0.75 in = 1.91 cm
- Diámetro interno = 0.532 in = 1.35 cm
- Área transversal al flujo = 0.22 in² = 1.43 cm²
- Área lateral = 0.06 m²/m = 0.196 ft²/ft
- Longitud = 8 ft = 2.44 m
- Espesor (BWG) = 12
- Un paso por tubo
- Tubos en disposición cuadrada a 1 in
- Diámetro interior de carcasa = 19.25 in = 0.489 m
- Diámetro del haz de tubos = 18 in = 0.457 m
- N° de tubos: 169
- Distancia entre desviadores: 24 in = 0.609 m

Según la denominación TEMA el intercambiador es: *AKT 19.25 96*

- Cabezal frontal tipo A: cabezal estacionario desmontable.
- Carcasa tipo K, rehervidor de caldera.
- Cabezal posterior tipo T: flotante sin contrabrida.

2.2.5-Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor.**a. Resistencia de película interna.**

La resistencia de película interna para el fluido que circula por los tubos (vapor de agua) se obtiene de bibliografía.

$$r_{io} = 0.0001 \text{ m}^2\text{K} = 0.000568 \text{ ft}^2 \text{ }^\circ\text{F hr/Btu}$$

b. Resistencia de suciedad interna.

$$r_{dio} = r_d \cdot \frac{d_o}{d_i} = 0.003 \cdot \frac{0.75}{0.532} = 0.00423 \text{ ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot \text{hr/Btu}$$

c. Resistencia de la pared metálica.

$$r_{mo} = 0.000429 \text{ ft}^2 \text{ }^\circ\text{F hr/Btu}$$

d. Resistencia de suciedad externa.

$$r_{do} = 0.003 \text{ ft}^2 \text{ }^\circ\text{F hr/Btu}$$

e. Resistencia de película externa.

Se calcula el coeficiente G_x mediante la expresión [5.56] a partir de los datos:

$$NFD = 7.53 \text{ in}$$

$$BP = 24 \text{ in}$$

Obteniendo:

$$G_x = 84.89 \text{ lb/s ft}^2$$

Se calcula el coeficiente G_1 mediante la expresión [5.57] a partir de los datos propios del intercambiador escogido y del número de tubos del mismo (96.25) calculados a partir de las tablas 5.2, 5.3 y 5.4 y del coeficiente de paso (0.4),

$$G_1 = 177.6 \text{ lb/s ft}^2$$

Se calcula el valor medio a partir de la expresión [5.58],

$$G = 122.8 \text{ lb/s ft}^2$$

Entramos con este valor en la gráfica de la *figura 5.2* junto con el valor de la viscosidad en cP para obtener finalmente el valor del coeficiente de película del lado de la carcasa (0.083 cP), obteniendo,

$$h_0 = 315 \text{ Btu/ft}^2\text{°F hr}$$

Finalmente, la resistencia de película externa es:

$$r_0 = 0.0032 \text{ ft}^2\text{°F hr/Btu}$$

Ensamblando todos los valores obtenidos en la ecuación [5.54] se calcula el coeficiente de película. El resultado es:

$$U_0 = 87.5 \text{ Btu/ft}^2\text{°F hr} = 1788.5 \text{ KJ/m}^2\text{°C hr}$$

2.2.6-Cálculo de la superficie de intercambio estimada.

A partir de la expresión [5.59] y con los datos obtenidos anteriormente se calcula el área de intercambio necesaria,

$$A_0 = 20.78 \text{ m}^2 = 217.65 \text{ ft}^2$$

El área de que disponemos con las estimaciones acerca del intercambiador realizadas es:

$$A_{0i} = 25.24 \text{ m}^2 = 265.245 \text{ ft}^2$$

El porcentaje de área tomada en exceso es del 22 %, valor que se considera aceptable.

2.2.7-Pérdida de carga en tubos.

En primer lugar se calcula el valor de la velocidad másica a partir de la expresión [5.65],

$$G = 12.3 \text{ lb/s ft}^2$$

y junto con el dato de densidad (0.083 lb/ft^3) se entra en la gráfica de la figura 5.11 para obtener los valores de los factores de corrección B e Y,

$$Y = 1.9$$

$$B = 0.65$$

Se calcula el número de Reynolds a partir de la ecuación [5.64] y a partir de éste el valor del factor f mediante la expresión [5.62] obteniendo,

$$Re = 5856477.609$$

$$f = 0.0064$$

Mediante el uso de la ecuación [5.61] se calcula la pérdida de presión en tubos, que resulta:

$$\Delta P_{tubos} = 4.562 \text{ Kpa}$$

La pérdida de presión en tubos con respecto a la presión total del fluido que circula por los tubos es de un 1.5 %, pérdida que se considera adecuada para el diseño de este intercambiador.

2.2.8-Pérdida de presión en carcasa

- **Pérdida de carga a lo largo de la estructura.**

Se calcula la velocidad transversal másica a partir de la expresión [5.71] y se comprueba que estamos ante flujo turbulento,

$$G_x = 3.396 \text{ lb/s ft}^2$$

Se aplica la ecuación [5.69] para flujo turbulento obteniendo el valor del factor de pérdida de presión,

$$F = 0.0862$$

El número de espacios entre desviadores N es ocho

Se calcula el número de tubos cruzados por los desviadores a partir de [5.72], obteniendo:

$$NC = 9.26$$

El factor de tamaño obtenido a partir de la *tabla 5.5* es

$$S = 0.0042$$

La densidad media de la mezcla de ácidos grasos tomada de la *tabla 7.14* es

$$\rho = 387.42 \text{ kg/m}^3 = 24.14 \text{ lb/ft}^3$$

A partir de los datos anteriores se calcula la pérdida de presión a lo largo de la estructura mediante la ecuación [5.67], resultando,

$$\Delta P_E = 7.65 \text{ Pa}$$

- **Pérdida de presión en ventana.**

A partir de la ecuación [5.74] se calcula la velocidad másica a través de ventana,

$$G_1 = 7.104 \text{ lb/s ft}^2$$

Con el dato de densidad mencionado en el punto anterior y el número de desviadores (6) se calcula la pérdida de presión en ventana a partir de la expresión [5.73],

$$\Delta P_v = 0.84 \text{ Pa}$$

- **Pérdida de presión total.**

La pérdida de presión total en el lado de la carcasa viene dada por la suma de la pérdida de presión en estructura y en ventana [5.66], obteniendo:

$$\Delta P_T = 8.49 \text{ Pa}$$

La pérdida de total medida en tanto por ciento de pérdida con respecto a la presión total (666.45 Pa) es de un 1.27 %, valor que se considera aceptable.

2.3- INTERCAMBIADOR HE-3. CONDENSADOR.

El intercambiador HE-1 precalienta la mezcla antes de que ésta sea introducida en la columna desde 90 °C hasta una temperatura cercana a su punto de saturación.

2.3.1-Balance de materia y energía.

El flujo másico de las corrientes que intervienen se muestra en la siguiente tabla,

TABLA 7.23. Corrientes de entrada del intercambiador HE-3

	<i>Corriente de ácidos grasos</i>	<i>Corriente de vapor</i>
<i>Flujo másico (Kg/h)</i>	2790.2969	2999.59

El calor intercambiado entre estas corrientes es:

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

La corriente de ácidos grasos cede calor a la corriente de agua que fluye a bajas temperaturas. El flujo de agua no llega a evaporarse debido a las condiciones de presión a las que fluye. El calor cedido por la corriente de ácidos grasos se refleja en el calentamiento de la corriente de agua que fluye por los tubos. Consideramos el valor del calor cedido por los ácidos grasos en valor absoluto; en realidad su signo es negativo dado que éste es retirado del sistema.

No podemos establecer una temperatura definida a la que la corriente comienza a evaporar dado que nos encontramos ante una mezcla y cada uno de sus componentes presenta distintas propiedades de punto de

ebullición. Por tanto se considera una sola zona que corresponde a calentamiento y evaporación simultanea.

2.3.2-Asignación de flujos. Propiedades de los fluidos.

En este caso el fluido a calentar, esto es, la corriente de ácidos grasos circula por la carcasa mientras que el fluido que suministra el calor circula por los tubos.

Las propiedades de los fluidos a la entrada y salida se describen en las siguientes tablas,

TABLA 7.24. Propiedades del fluido que circula por los tubos HE-3

Tubos	Entrada agua	Salida agua
<i>Temperatura (K)</i>	293.15	403.15
<i>Densidad (Kg/m³)</i>	997.8444	934.2314
<i>Conductividad térmica (W/m-K)</i>	0.5990	0,6849
<i>Viscosidad (Pa-sec)</i>	1,034E-03	2.095E-04
<i>Capacidad calorífica (J/Kmol-K)</i>	75493.5343	76867.3334

TABLA 7.25. Propiedades del fluido que circula por la carcasa HE-3

Carcasa	Entrada Ácidos grasos	Salida Ácidos grasos
<i>Temperatura (°C)</i>	475.168	450.045
<i>Densidad (Kg/m³)</i>	0.0358	776.5512
<i>Conductividad térmica (W/m-K)</i>	0.0175	0,1347
<i>Viscosidad (Pa-sec)</i>	7.023E-06	9.827E-04
<i>Capacidad calorífica (J/Kmol-K)</i>	455284.6025	650874.4012

2.3.3-Valor corregido de la diferencia media de temperaturas.

El diagrama térmico que determina el número de celdas en serie se muestra en la siguiente figura:

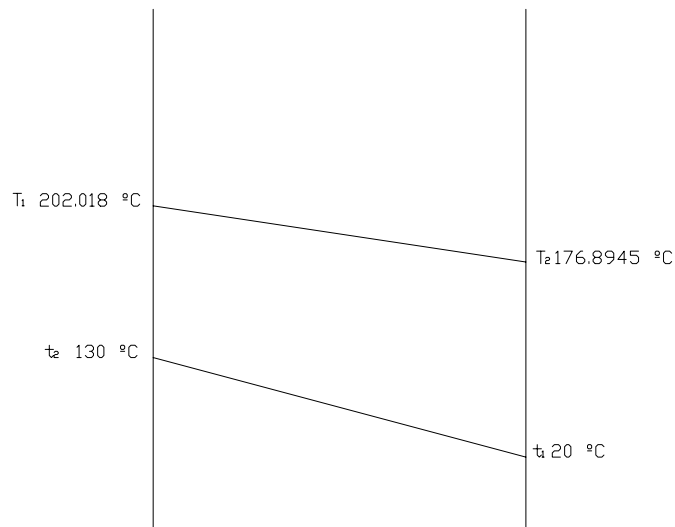


FIGURA 7.8. Diagrama térmico del intercambiador HE-1

Mediante el diagrama determinamos que el número de celdas en serie necesarias para llevar. En este caso determinamos que el número de celdas es uno.

A partir de la expresión [5.50] se determina la diferencia media de temperaturas, obteniendo:

$$LMTD = 109 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Los factores P y R [5.51] y [5.52] son respectivamente:

$$P = 0.604$$

$$R = 0.23$$

De estos dos datos obtenemos mediante la gráfica de la *figura 5.6* el valor del factor de corrección, resultando:

$$F = 0.96$$

La diferencia media de temperatura corregida [5.49] es la siguiente:

$$MTD = 104.64 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

2.3.4-Definición del tipo de intercambiador.

Tras sucesivas iteraciones se ha comprobado que el intercambiador con las siguientes características cumple con los requisitos especificados:

- Diámetro externo = 0.75 in = 1.91 cm
- Diámetro interno = 0.532 in = 1.35 cm
- Área transversal al flujo = 0.22 in² = 1.43 cm²
- Área lateral = 0.06 m²/m = 0.196 ft²/ft
- Longitud = 8 ft = 2.44 m
- Espesor (BWG) = 12
- Un paso por tubo
- Tubos en disposición cuadrada a 1 in
- Diámetro interior de carcasa = 10.02 in = 0.2545 m
- Diámetro del haz de tubos = 8.770 in = 0.2227 m
- N° de tubos: 52
- Distancia entre desviadores: 24 in = 0.609 m

Según la denominación TEMA el intercambiador es: *AJW 10.02 96*

- Cabezal frontal tipo A: cabezal con canal y cubierta desmontable.
- Coraza tipo J de flujo dividido.
- Cabezal posterior tipo W: Cabezal de extremo posterior de espejo flotante sellado externamente.

2.3.5-Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor.

a. Resistencia de película interna.

La resistencia de película interna para el fluido que circula por los tubos (vapor de agua) se obtiene de bibliografía.

$$r_{io} = 0.0001 \text{ m}^2\text{K} = 0.000568 \text{ ft}^2 \text{ }^\circ\text{F hr/Btu}$$

b. Resistencia de suciedad interna.

$$r_{dio} = r_d \cdot \frac{d_o}{d_i} = 0.003 \cdot \frac{0.75}{0.532} = 0.00423 \text{ ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \cdot \text{hr/Btu}$$

c. Resistencia de la pared metálica.

$$r_{mo} = 0.000429 \text{ ft}^2 \text{ }^\circ\text{F hr/Btu}$$

d. Resistencia de suciedad externa.

$$r_{do} = 0.003 \text{ ft}^2 \text{ }^\circ\text{F hr/Btu}$$

e. Resistencia de película externa.

Se calcula el coeficiente G_x mediante la expresión [5.56] a partir de los datos:

$$NFD = 2.675 \text{ in}$$

$$BP = 24 \text{ in}$$

Obteniendo:

$$G_x = 95.61 \text{ lb/s ft}^2$$

Se calcula el coeficiente G_1 mediante la expresión [5.57] a partir de los datos propios del intercambiador escogido y del número de tubos del mismo (96.25) calculados a partir de las tablas 5.2, 5.3 y 5.4 y del coeficiente de paso (0.4),

$$G_1 = 273.85 \text{ lb/s ft}^2$$

Se calcula el valor medio a partir de la expresión [5.58],

$$G = 161.81 \text{ lb/s ft}^2$$

Entramos con este valor en la gráfica de la *figura 5.2* junto con el valor de la viscosidad en cP para obtener finalmente el valor del coeficiente de película del lado de la carcasa (0.083 cP), obteniendo,

$$h_0 = 326.25 \text{ Btu/ft}^2\text{°F hr}$$

Finalmente, la resistencia de película externa es:

$$r_o = 0.0031 \text{ ft}^2\text{°F hr/Btu}$$

Ensamblando todos los valores obtenidos en la ecuación [5.54] se calcula el coeficiente de película. El resultado es:

$$U_o = 88.285 \text{ Btu/ft}^2\text{°F hr} = 1804.59 \text{ KJ/m}^2\text{°C hr}$$

2.3.6-Cálculo de la superficie de intercambio estimada.

A partir de la expresión [5.59] y con los datos obtenidos anteriormente se calcula el área de intercambio necesaria,

$$A_o = 7.398 \text{ m}^2 = 79.53 \text{ ft}^2$$

El área de que disponemos con las estimaciones acerca del intercambiador realizadas es:

$$A_{oi} = 7.54 \text{ m}^2 = 81.116 \text{ ft}^2$$

El porcentaje de área tomada en exceso es del 2 %, valor que consideramos aceptable.

2.3.7-Pérdida de carga en tubos.

La pérdida de carga en tubos se considera despreciable dadas las propiedades de velocidad másica y densidad que presenta el flujo de agua ante las condiciones de presión impuestas.

2.3.8-Pérdida de presión en carcasa

- **Pérdida de carga a lo largo de la estructura.**

Se calcula la velocidad transversal másica a partir de la expresión [5.71] y se comprueba que estamos ante flujo turbulento,

$$G_x = 3.8244 \text{ lb/s ft}^2$$

Se aplica la ecuación [5.69] para flujo turbulento obteniendo el valor del factor de pérdida de presión,

$$F = 0.107$$

El número de espacios entre desviadores N es cuatro

Se calcula el número de tubos cruzados por los desviadores a partir de [5.72], obteniendo:

$$NC = 9.68$$

El factor de tamaño obtenido a partir de la *tabla 5.5* es

$$S = 0.0042$$

La densidad media de la mezcla de ácidos grasos tomada de la *tabla 7.14* es

$$\rho = 388.2935 \text{ kg/m}^3 = 24.19 \text{ lb/ft}^3$$

A partir de los datos anteriores se calcula la pérdida de presión a lo largo de la estructura mediante la ecuación [5.67], resultando,

$$\Delta P_E = 4.96 \text{ Pa}$$

- **Pérdida de presión en ventana.**

A partir de la ecuación [5.74] se calcula la velocidad másica a través de ventana,

$$G_1 = 10.954 \text{ lb/s ft}^2$$

Con el dato de densidad mencionado en el punto anterior y el número de desviadores (3) se calcula la pérdida de presión en ventana a partir de la expresión [5.73],

$$\Delta P_v = 1.789 \text{ Pa}$$

- **Pérdida de presión total.**

La pérdida de presión total en el lado de la carcasa viene dada por la suma de la pérdida de presión en estructura y en ventana [5.66], obteniendo:

$$\Delta P_T = 6.75 \text{ Pa}$$

La pérdida de total medida en tanto por ciento de pérdida con respecto a la presión total (666.45 Pa) es de un 1.01 %, valor que se considera aceptable.