

4. MEMORIA DE CÁLCULO

1. INTRODUCCIÓN

En este capítulo se detallan los caudales y composiciones de cada corriente, así como los procedimientos seguidos para el dimensionamiento de los equipos.

Las herramientas tales como tablas, gráficas, o coeficientes necesarios para el cálculo de los distintos equipos se encuentran en el Anexo III.

2. BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

La Fig. 4-1 esboza un diagrama simplificado del proceso, en donde los colores indican las distintas secciones del mismo. La sección 100 está representada en amarillo, la sección 200 en rojo, la sección 300 en azul y la sección 400 en verde.

En el balance de materia, que se recoge en las tablas 4-1, 4-2, 4-3 y 4,4, se especifican las corrientes de proceso, así como su composición. La alimentación principal del proceso (aceite de freír usado) suele contener un 0,1 % de agua, y un 0,25 % de sólidos en peso.

Para el balance de energía, se van a añadir a las corrientes ya descritas en el balance de materia, las corrientes auxiliares empleadas para calentar o enfriar a las principales. Las corrientes auxiliares se van a nombrar según la corriente a la que sirven, precedido de “aux”, e indicando si entra (in) o sale (out) del intercambiador. Por ejemplo, la auxiliar que suministra energía a la corriente 102, se denomina, aux-102-in/out.

En el balance de energía, se especifican la presión y la temperatura de todas las corrientes, tanto principales como auxiliares, además de los caudales máscicos.

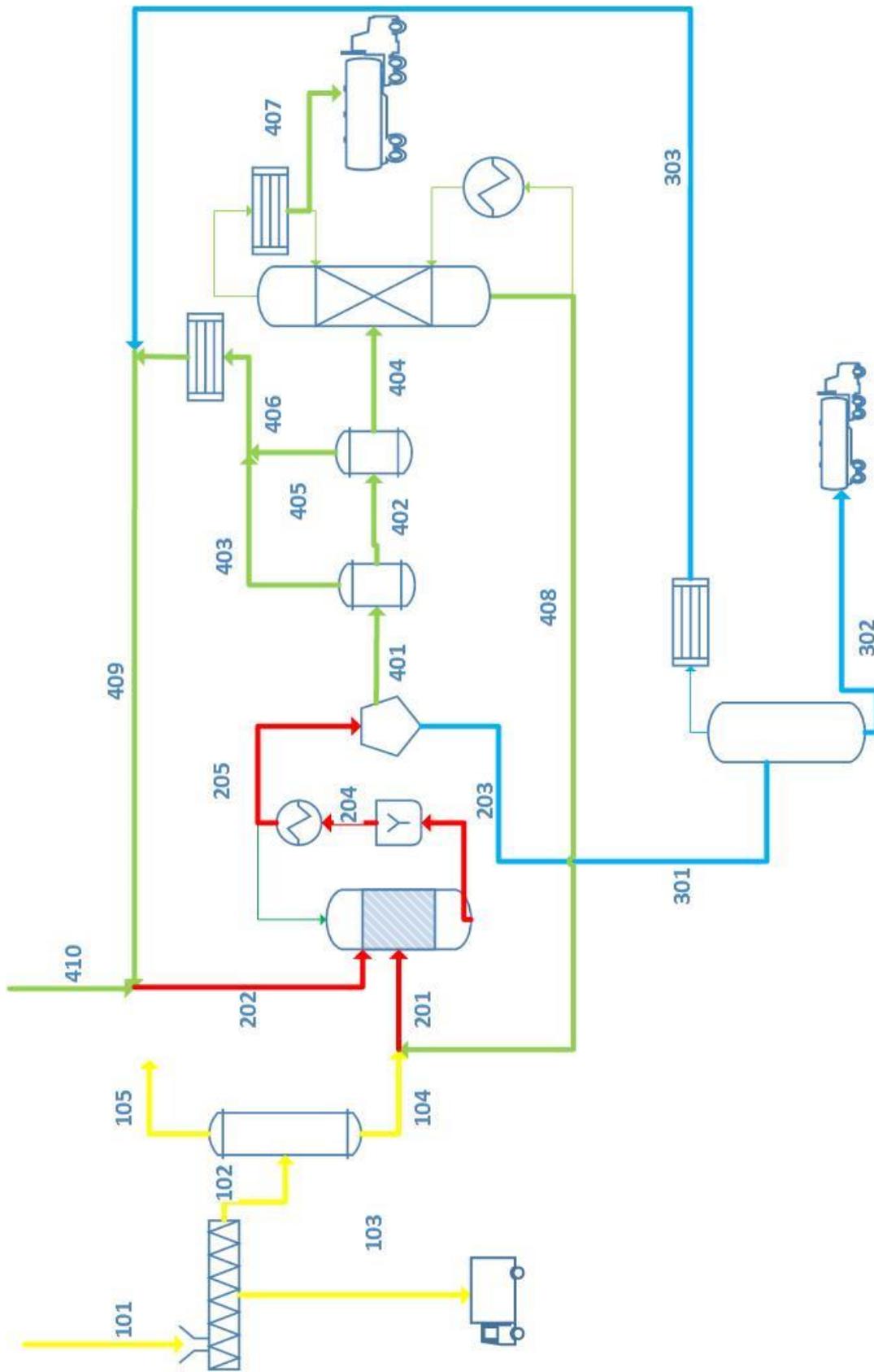


Figura 4-1 Diagrama simplificado del proceso

Caudal másico [kg/min]

| | 101 | 102 | 103 | 104 | 105 | 201 | 202 | 203 |
|-----------------------|----------------|----------------|-------------|----------------|-------------|----------------|---------------|----------------|
| Agua | 1,89 | 0,95 | 0,95 | 0,09 | 0,85 | 0,09 | 7,89 | 8,18 |
| Aceite sin reaccionar | 1849,96 | 1849,96 | - | 1849,96 | - | 1901,42 | - | 58,31 |
| FAME | - | - | - | - | - | 25,50 | 15,50 | 1902,85 |
| Metanol | - | - | - | - | - | - | 750,25 | 531,93 |
| Glicerol | - | - | - | - | - | - | 0,33 | 169,34 |
| Residuos sólidos | 4,55 | - | 4,55 | - | - | - | - | - |
| TOTAL | 1856,41 | 1850,91 | 5,50 | 1850,05 | 0,85 | 1927,01 | 773,96 | 2670,60 |

Tabla 4-1 Balance de materia del proceso

Caudal molar [mol/min]

| | 101 | 102 | 103 | 104 | 105 | 201 | 202 | 203 |
|-----------------------|----------------|----------------|--------------|----------------|--------------|----------------|-----------------|-----------------|
| Agua | 105,17 | 52,59 | 52,59 | 5,26 | 47,33 | 5,26 | 438,06 | 454,27 |
| Aceite sin reaccionar | 2280,81 | 2280,81 | - | 2280,81 | - | 2341,80 | - | 70,25 |
| FAME | - | - | - | - | - | 91,72 | 55,74 | 6844,78 |
| Metanol | - | - | - | - | - | - | 23416,01 | 16601,95 |
| Glicerol | - | - | - | - | - | - | 3,60 | 1817,08 |
| Residuos sólidos | 5,49 | - | 5,49 | - | - | - | - | - |
| TOTAL | 2391,46 | 2333,39 | 58,07 | 2286,06 | 47,33 | 2438,78 | 23913,41 | 25788,33 |

Tabla 4-2 Balance de materia del proceso

Caudal másico [kg/min]

| | 301 | 302 | 303 | 401 | 402 | 403 | 404 | 405 | 406 | 407 | 408 | 409 | 410 | 411 |
|---------------|---------------|---------------|----------------|----------------|---------------|----------------|-------------|---------------|----------------|--------------|---------------|---------------|---------------|--------|
| - | - | - | - | 8,18 | 0,31 | 7,86 | 0,29 | 0,02 | 7,89 | 0,01 | - | 7,89 | - | - |
| - | - | - | - | 58,31 | 58,22 | 0,08 | 58,19 | 0,04 | 0,12 | 6,73 | 51,46 | - | - | - |
| - | - | - | - | 1902,85 | 1889,57 | 13,28 | 1887,35 | 2,23 | 15,50 | 1886,77 | 25,50 | 15,50 | - | - |
| 319,16 | 0,64 | 315,34 | 212,77 | 2,18 | 210,59 | 0,99 | 0,99 | 1,18 | 211,78 | 0,26 | - | 527,11 | 215,32 | 319,16 |
| 169,34 | 169,34 | 0,33 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | 0,33 | - | 169,34 |
| - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| 488,50 | 169,98 | 315,67 | 2182,10 | 1950,29 | 231,82 | 1946,82 | 3,47 | 235,28 | 1893,77 | 76,96 | 550,83 | 215,32 | 488,50 | |

Tabla 4-3 Balance de materia del proceso

Caudal molar [mol/min]

| | 301 | 302 | 303 | 401 | 402 | 403 | 404 | 405 | 406 | 407 | 408 | 409 | 410 | 411 |
|-----------------|----------------|----------------|-----------------|----------------|----------------|----------------|--------------|----------------|----------------|---------------|-----------------|----------------|-----------------|---------|
| - | - | - | - | 438,18 | 1,33 | 436,85 | 0,10 | 1,23 | 438,08 | 0,36 | - | 438,06 | - | - |
| - | - | - | - | 70,25 | 70,14 | 0,11 | 70,09 | 0,05 | 0,16 | 19,38 | 53,02 | 0,00 | - | - |
| - | - | - | - | 6822,00 | 6774,25 | 47,75 | 6766,23 | 8,02 | 55,77 | 6741,60 | 99,00 | 55,74 | - | - |
| 9961,17 | 19,92 | 9842,03 | 6618,00 | 45,17 | 6572,83 | 8,26 | 8,26 | 36,91 | 6609,74 | 8,22 | - | 16451,75 | 6890,24 | 9961,17 |
| 1817,08 | 1813,45 | 3,60 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | 3,60 | - | 1817,08 |
| - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| 11778,25 | 1833,37 | 9845,63 | 13948,43 | 6890,88 | 7057,55 | 6844,68 | 46,20 | 7103,75 | 6769,56 | 152,02 | 16949,15 | 6890,24 | 11778,25 | |

Tabla 4-4 Balance de materia del proceso

| | 101 | 102 | aux-102-in | aux-102-out | 103 | 104 | 105 |
|------------------|-------|-------|------------|-------------|------|-------|------|
| Presión [bar] | 1,5 | 1,5 | 1,5 | 1,4 | 1,0 | 2,5 | 0,6 |
| Temperatura [°C] | 30,0 | 30,0 | 112,0 | 111,0 | 30,0 | 70,0 | 65,0 |
| Caudal [kg/s] | 31,66 | 31,57 | 1,43 | 1,43 | 0,09 | 31,55 | 0,01 |

Tabla 4-5 Balance de energía sección 100

| | 201 | 202 | 203 | aux-203-in | aux-203-out |
|------------------|-------|-------|-------|------------|-------------|
| Presión [bar] | 1,5 | 1,5 | 1,5 | 1,5 | 1,4 |
| Temperatura [°C] | 70,0 | 30,0 | 240,0 | 15,0 | 150,0 |
| Caudal [kg/s] | 32,82 | 12,90 | 44,48 | 6,96 | 6,96 |

Tabla 4-6 Balance de energía sección 200

| | 301 | 302 | 303 | aux-303-in | aux-303-out |
|------------------|------|------|------|------------|-------------|
| Presión [bar] | 1,5 | 1,5 | 1,5 | 1,5 | 1,5 |
| Temperatura [°C] | 60,0 | 60,0 | 30,0 | 15,0 | 50,0 |
| Caudal [kg/s] | 8,11 | 2,79 | 5,26 | 20,4 | 20,4 |

Tabla 4-7 Balance de energía sección 300

| | 401 | aux-401-in | aux-401-out | 402 | aux-402-in | aux-402-out | 403 | 404 | 405 | 406 | 407 | aux-407-in | aux-407-out | 408 | aux-408-in | aux-408-out | 409 | 410 |
|------------------|-------|------------|-------------|-------|------------|-------------|-------|-------|-------|-------|-------|------------|-------------|------|------------|-------------|------|------|
| Presión [bar] | 1,5 | 5,0 | 4,9 | 0,2 | 15,0 | 14,9 | 0,2 | 0,1 | 0,1 | 0,1 | 1,5 | 1,5 | 1,4 | 30,0 | 1,5 | 1,5 | 1,5 | 1,5 |
| Temperatura [°C] | 60,0 | 152,0 | 150,0 | 140,0 | 200,0 | 198,0 | 140,0 | 190,0 | 190,0 | 150,0 | 30,0 | 15,0 | 112,0 | 1,5 | 15,0 | 112,0 | 30,0 | 30,0 |
| Caudal [kg/s] | 36,37 | 3,36 | 3,36 | 32,50 | 2,16 | 2,16 | 3,86 | 32,45 | 0,06 | 3,92 | 31,50 | 4,79 | 4,79 | 1,27 | 0,21 | 0,21 | 9,18 | 3,72 |

Tabla 4-8 Balance de energía sección 400

3. DISEÑO DE EQUIPOS

El dimensionado de los distintos equipos presentes en el proceso se ha realizado mediante procedimientos teóricos, utilizando el software EES para la resolución de las ecuaciones (véase Anexo I), y el simulador Aspen Plus para el cálculo de la torre de destilación y así como de los tanques Flash.

3.1 Sedimentador centrífugo

Considérese el volumen de líquido en la centrífuga que se representa en la Fig. 4-2:

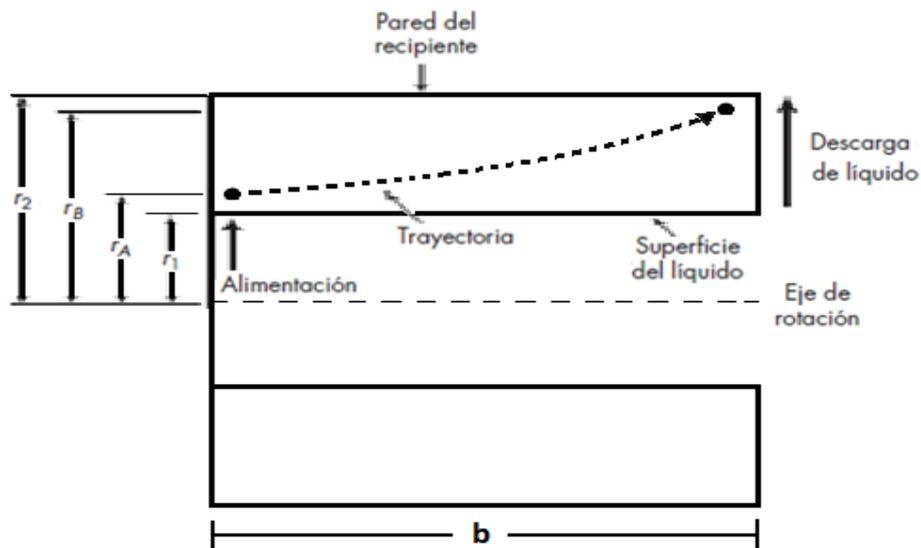


Fig. 4-2 Esquema sedimentador centrífugo

Si la partícula sedimenta en el intervalo de la ley de Stokes, la velocidad terminal a un radio r , de acuerdo con la Ec. 3:

$$u_t = \frac{\omega^2 r (\rho_p - \rho) D_p^2}{18\mu} \quad (3)$$

Puesto que $u_t = dr/dt$,

$$dt = \frac{18\mu}{\omega^2 (\rho_p - \rho) D_p^2} \frac{dr}{r} \quad (4)$$

Integrando la ecuación entre los límites $r = r_A$ a $t = 0$ y $r = r_B$ a $t = t_T$ se obtiene:

$$t_T = \frac{18\mu}{\omega^2 (\rho_p - \rho) D_p^2} \ln \left(\frac{r_B}{r_A} \right) \quad (5)$$

El volumen V es igual a $\pi b(r_2^2 - r_1^2)$. Al sustituir en la Ecuación 5, reordenando se obtiene el caudal volumétrico:

$$q = \frac{\pi b \omega^2 (\rho_p - \rho) D_p^2}{18\mu} \frac{r_2^2 - r_1^2}{\ln(r_B/r_A)} \quad (6)$$

El diámetro de corte escogido (D_{pc}) es de 10 μm . Una partícula de este diámetro se desplaza una distancia $y = (r_2 - r_1)/2$ durante el tiempo de sedimentación disponible. Por lo tanto, $r_B = r_2$ y $r_A = (r_1 + r_2)/2$ y la Ec. 6 se transforma entonces en:

$$q_c = \frac{\pi b \omega^2 (\rho_p - \rho) D_{pc}^2}{18\mu} \frac{r_2^2 - r_1^2}{\ln(2r_2/(r_1 + r_2))} \quad (7)$$

donde q_c es el caudal volumétrico correspondiente al diámetro de corte D_{pc} .

Con la Ec. 8, se obtiene el valor de sigma (área de sección transversal de un tanque de sedimentación por gravedad equivalente)

$$\Sigma = \frac{V \omega^2 r_2}{g(r_2 - r_1)} \quad (8)$$

Como se va a tratar un volumen de 2 m^3/min (540 UKgal/min) aproximadamente, por lo tanto, según la Fig. A-III-1 del Anexo III, es necesario un “scroll conveyor” de 36 pulgadas de diámetro y una velocidad de giro de 2250 rpm. El resto de valores que resultan son:

$$D = 0,91 \text{ m}$$

$$b = 2,74 \text{ m}$$

$$V = 1,8 \text{ m}^3$$

$$\Sigma = 44684 \text{ m}^2$$

Se pueden comprobar todos los resultados en el Anexo I

3.2 Reactor

La cinética utilizada proviene del artículo Cheng et al. (2013). A partir de aceite cocina usado como materia prima y, metanol como materia prima y como catalizador, el explicado en la memoria descriptiva. En distintas condiciones de temperatura y de relación metanol:aceite, la cinética obtenida es la siguiente:

$$r_{OIL,T} = W_{cat} k_F \left(C_{TG} C_{MeOH}^3 - \frac{1}{K_{EQ}} C_{GL} C_{FAME}^3 \right) \quad (9)$$

$$k_F = 3,58 \times 10^6 \times \exp\left(\frac{-13041}{T}\right) \quad (10)$$

$$K_{EQ} = 5,9 \times 10^1 \times \exp\left(\frac{-2606}{T}\right) \quad (11)$$

Como la proporción de triglicéridos suele ser mucho más alta que la de ácidos grasos libres (de 3 a 4 veces), y la velocidad de consumo de triglicéridos, a la temperatura elegida (510 K), es de unas 10 veces mayor que la relativa a los ácidos grasos, se ha calculado la cantidad de catalizador teniendo en cuenta solo la cinética de consumo de triglicéridos. Esto se ha realizado dividiendo el caudal molar $\left[\frac{kmol}{s}\right]$ entre la velocidad de reacción $\left[\frac{r_{FAME}}{W_{cat}}\right]$, dando como resultado la masa de catalizador necesaria.

Se ha observado que la masa de catalizador requerida cae bruscamente con la temperatura hasta llegar a los 300 K, si bien no se alcanzan cantidades razonables hasta los 400 K aproximadamente (Fig. 4-3):

Por ello, se ha escogido una temperatura de 510 K (240 °C) necesitándose, para la que se requiere 11,66 kg de catalizador. Esta temperatura está limitada por las características del catalizador que, como indica Zong et al. (2007), a partir de 275 °C (548 K) el catalizador se deteriora con mucha rapidez, por lo que se debe elegir una temperatura con cierta seguridad para que no ocurra la lixiviación del catalizador. La temperatura seleccionada debe permanecer constante en el tiempo que dura la reacción.

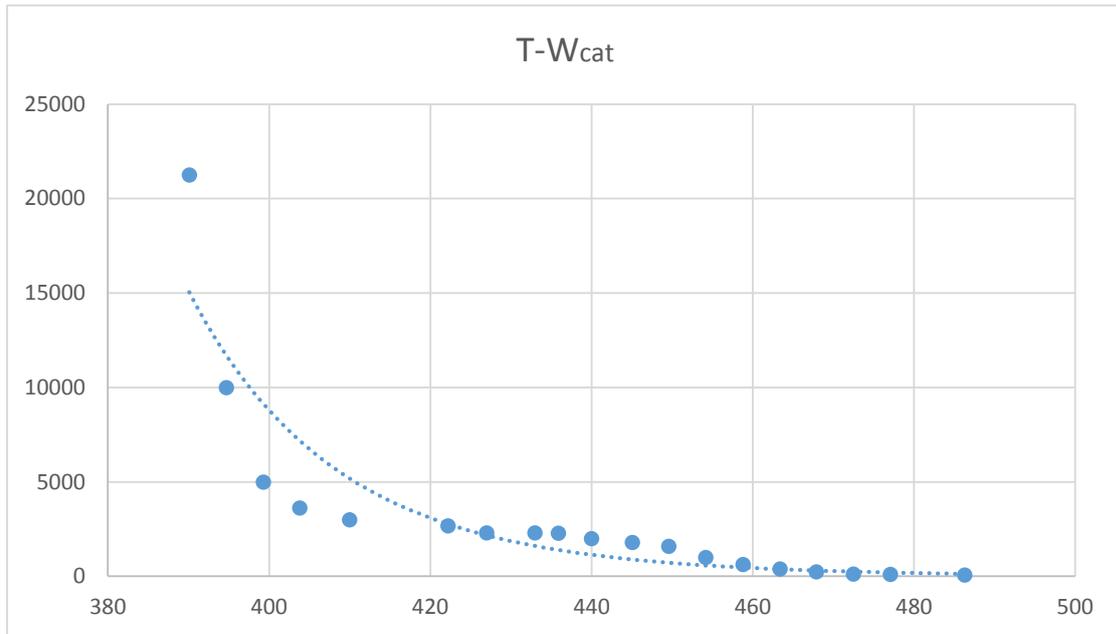


Fig. 4-3 Relación temperatura : masa de catalizador

3.3 Decantador

Para el diseño del decantador donde se separa el glicerol de la corriente que va a destilación, se ha usado el procedimiento encontrado en Ludwig (1999), cuyo primer paso es identificar qué líquido es la fase continua, y cual está disperso en forma de gotas, aplicando la Ec. 12:

$$\theta = \frac{Q_L}{Q_H} \left(\frac{\rho_L \mu_H}{\rho_H \mu_L} \right)^{0,3} \quad (12)$$

donde L y H significa ligero y pesado, respectivamente. Según el resultado de θ se puede identificar qué papel desempeña cada fluido, tal y como se indica a continuación:

- <0,3 fase ligera siempre dispersa
- 0,3-0,5 fase ligera probablemente dispersa
- 0,5-2,0 posible inversión de fase, diseñar para el peor caso posible
- 2,0-3,3 fase pesada posiblemente dispersa
- >3,3 fase pesada siempre dispersa

Como el resultado que se obtiene es 59, la fase pesada estará dispersa en la fase ligera.

Conviene dejar un 10% del diámetro del decantador sin llenar de líquido (suponiendo tanque horizontal), por motivos de seguridad. La Fig. 4-4 representa las principales dimensiones.

$$I = 2(r^2 - h^2)^{0,5} \quad (13)$$

$$A_I = I \times L \quad (14)$$

$$A_L = \frac{1}{2} \pi r^2 - h(r^2 - h^2)^{0,5} - r^2 \sin^{-1}(h/r) \quad (15)$$

$$A_H = \pi r^2 - A_L \quad (16)$$

$$h = 4 \frac{A_L}{I+P} \quad (17)$$

$$P = 2r \cos^{-1}(h/r) \quad (18)$$

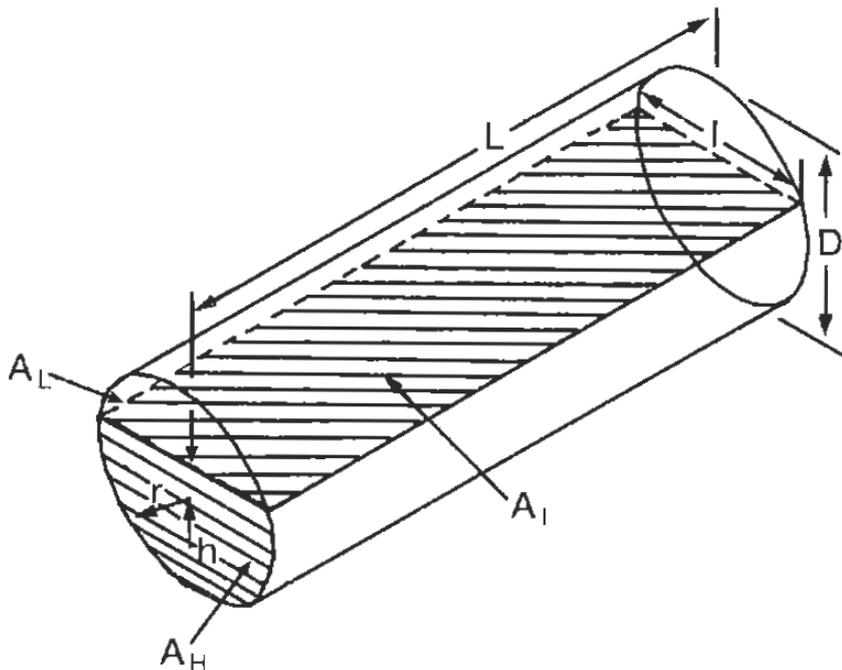


Fig. 4-4 Principales dimensiones de un decantador por gravedad

Como factor de diseño, suele adoptarse una relación de diámetro-longitud en torno a 5, que se usará como última ecuación necesaria.

Todas estas ecuaciones están en unidades inglesas para evitar errores en el cambio de las mismas al sistema internacional. Se obtiene un decantador de aproximadamente 1 m de diámetro y 5 m de longitud, pudiéndose consultar el resto de parámetros utilizados y resultados obtenidos en el Anexo I.

3.4 Evaporador

Según las recomendaciones de diseño de Díaz-Ovalle (2013), los tubos suelen tener un diámetro 2 pulgadas, para permitir una transferencia de calor homogénea sin alcanzar velocidades demasiado altas (en torno a 1 m/s), y una longitud de entre 3 y 10 m, por lo que se ha seleccionado una longitud intermedia de 7 m. Con estas dos premisas, el cálculo del coeficiente global de transferencia debería realizarse con los coeficientes de película interno y externo, y teniendo en cuenta un factor de ensuciamiento, ya que se puede despreciar en estos casos la resistencia por conductividad térmica (muy pequeña), ya que la transferencia de calor convectiva, tanto interna, como externa, es controlante.

No obstante, debido a que desconoce la curva de la variación de entalpía con respecto a la concentración de entre el metanol y el glicerol, que debería ser hallada por procedimientos experimentales, se ha empleado la Fig. A-III-2, donde se indican los coeficientes globales de transferencia hallados empíricamente.

Para el uso de esta tabla se debe conocer la viscosidad de la mezcla, obtenida mediante la Ec. 19.

$$\ln(\mu_m) = \sum x_i \ln(\mu_i) \quad (19)$$

donde x_i , es la fracción molar de cada componente, y obteniéndose la viscosidad de la mezcla en las mismas unidades que la viscosidad de los componentes. La viscosidad resultante es de $7,208 \times 10^{-4} \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]$ (0,72 cP.).

Como es una viscosidad baja, se ha seleccionado un coeficiente global de $1000 \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right]$, para evitar que el equipo se dimensione con un área menor de la necesaria. No se debe olvidar que se ha elegido este tipo de evaporador, adecuado para viscosidades altas porque, aunque la alimentación tenga una viscosidad baja, en las zonas inferiores aumentará considerablemente, debido a que el componente predominante es el glicerol, cuya viscosidad es de 70 cP a la temperatura de operación (70 °C).

El área de intercambio de calor del evaporador se obtiene aplicando las Ecuaciones 20 y 21:

$$Q = A \cdot \Delta T \cdot U \quad (20)$$

$$A = m \cdot L \cdot D \cdot n_{tubos} \quad (21)$$

Así, el evaporador debe tener 121,4 m² para que la evaporación sea satisfactoria. Para ello, se necesitan 109 tubos de 7 m de longitud y 2 pulgadas de diámetro. El código EES empleado se encuentra en el Anexo I

3.5 Columna de destilación

Para el diseño de la torre de platos para la destilación, se ha usado el software de simulación de procesos Aspen Plus (Aspen Technology, Inc.). Debido a la complejidad de simular una torre multicomponente de extracción múltiple, incluso usando este software, se contempló la posibilidad de usar dos torres en serie, ya que se tienen 6 sustancias con temperaturas de ebullición muy diferentes del metanol y el agua con respecto al resto de componentes. En efecto, si se separa primero el metanol y agua por cabeza, y el aceite y biodiésel por colas, después se puede tratar el producto de colas en una torre simple, de dos componentes.

3.5.1 Selección del modelo

De los distintos modelos que posee Aspen Plus sobre torres de (*DSTWU*, *Distl*, *Radfrac*, *Extract*, *Multifrac*, *Petrofrac* y *SCFrac*) se han usado *DSTWU* y *Radfrac*. El primero es un diseño de columnas aproximado basado en el método de Winn-Underwood-Gilliland, a partir del cual se obtienen los datos necesarios para usar el modelo *Radfrac*, que es una simulación más rigurosa, basada en los coeficientes de transferencia de los compuestos, o como en este caso, aplicando etapas de equilibrio (obtenidas previamente del modelo *DSTWU*).

3.5.2 Definición del proceso

La composición de alimentación se encuentra en la Tabla 4-9.

| Compuesto | Caudal (mol/s) | Temperatura de ebullición normal (°C) |
|----------------------------|-----------------------|--|
| Agua | 7,30 | 100,0 |
| Metanol | 110,30 | 64,7 |
| Ácido oleico | 0,84 | 360,0 |
| Ácido palmítico | 0,33 | 351,0 |
| Oleato de metilo | 82,06 | 343,9 |
| Palmitato de metilo | 31,64 | 314,9 |

Tabla 4-9 Tabla de caudales de alimentación al primer tanque flash

Con respecto a la selección de componentes, el agua y el metanol se encuentran directamente en la base de datos del Aspen, pero para el aceite usado, al ser una mezcla de componentes, se han elegido los ácidos oleico y palmítico como representativos, ya que entre ambos suman más de un 75 % del total de la composición (Felizardo et al., 2006). Asimismo, el FAME, o biodiésel, se simulará como una mezcla de los respectivos metilos de los aceites mencionados.

Se han utilizado los arboles de decisión mostrados en la Figuras 4-5 y 4-6 para facilitar la selección de los modelos termodinámicos en el área de simulación. De acuerdo con ellos, debido a la presencia de compuestos polares no-electrolíticos, de los que no se tienen datos de los parámetros de interacción, se seleccionó el método de las ecuaciones de estado de Redlich-Kwong y la ley de Henry, *UNIFAC*.

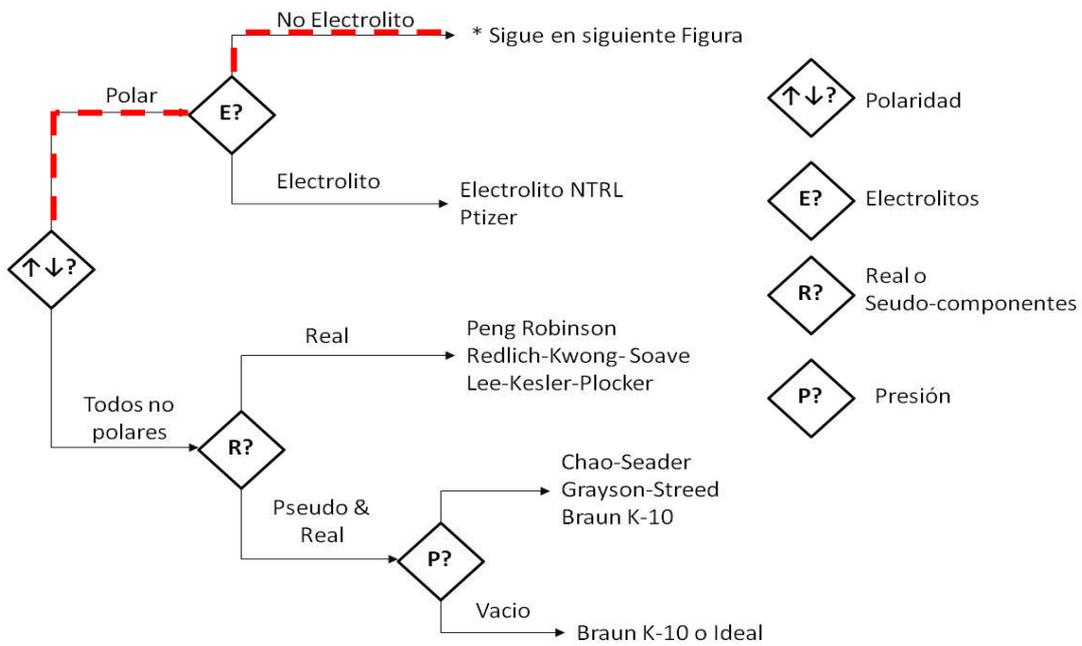


Figura 4-5 Árbol de decisión de Carlson 1/2

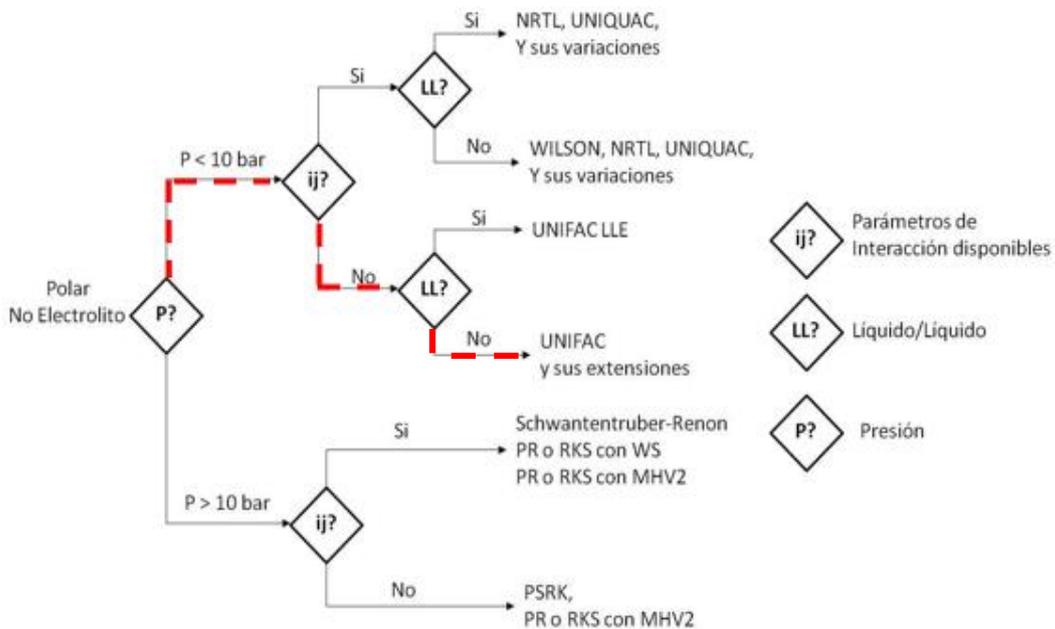


Figura 4-6 Árbol de decisión de Carlson 2/2

3.5.3 Diseño del modelo *DSTWU*

La presión del condensador total y del evaporador parcial, es 10 y 20 kPa, respectivamente. Como se desconoce el número de etapas, se puede usar el ratio de reflujo indicando el número en positivo, o el ratio de reflujo mínimo multiplicado por un número. Además, hay que elegir la recuperación de los componentes clave (key component recoveries). A través de estos compuestos se indica la separación que se desea obtener en la torre, indicando qué porcentaje de cada uno se desea extraer por cabeza.

$$\textit{clave ligero} = \frac{\textit{moles clave ligero en cabeza}}{\textit{moles clave ligero en alimentación}} \quad (22)$$

$$\textit{clave pesado} = \frac{\textit{moles clave pesado en cabeza}}{\textit{moles clave pesado en alimentación}} \quad (23)$$

En este caso, se ha especificado un 99,5% del clave ligero (agua), y un 0,1% del pesado (palmitato de metilo, que tiene el punto de ebullición más bajo de los pesados) para así obtener una pureza de producto a la salida del 99,6 %, la necesaria para que cumpla la norma ASTM D6751. Se debe cumplir la condición de que haya más clave ligero que pesado en cabeza.

En la simulación, se obtiene un error de ratio de reflujo mínimo, que es prácticamente 0, debido a que la volatilidad relativa del agua y del metanol, con respecto al aceite y FAME, es tan distinta que no es necesario una torre de destilación, de modo que un tanque flash funcionaría correctamente. Por ello, se ha decidido utilizar dos tanques flash en serie, antes de la torre de destilación, para disminuir el caudal de metanol que llegue a la misma y cumplir las especificaciones necesarias de pureza. Así, se simula este nuevo caso con el oleato de metilo de clave ligero y el ácido palmítico de pesado, con una concentración en cabeza de 99,5 % y 0,5% en peso, respectivamente, y una relación de reflujo de 3 (en Aspen Plus se debe indicar -3, para utilizar 3 veces la relación de reflujo mínima), para reducir la altura de la torre, ya que en este caso los compuestos son más similares que en la situación anterior.

El primer flash operará a 140 °C y 15 kPa, el segundo a 190 °C y 7 kPa y la torre de platos se simula con los mismos datos anteriores, pero usando el oleato de metilo como clave ligero, y el ácido palmítico como clave pesado.

La simulación da como resultado 23 etapas de equilibrio, con la alimentación en la etapa 13 y un caudal por cabeza total de 406,11 kmol/h.

3.5.4 Diseño del modelo *Radfrac*

La Fig. 4-7 representa la simulación llevada a cabo.

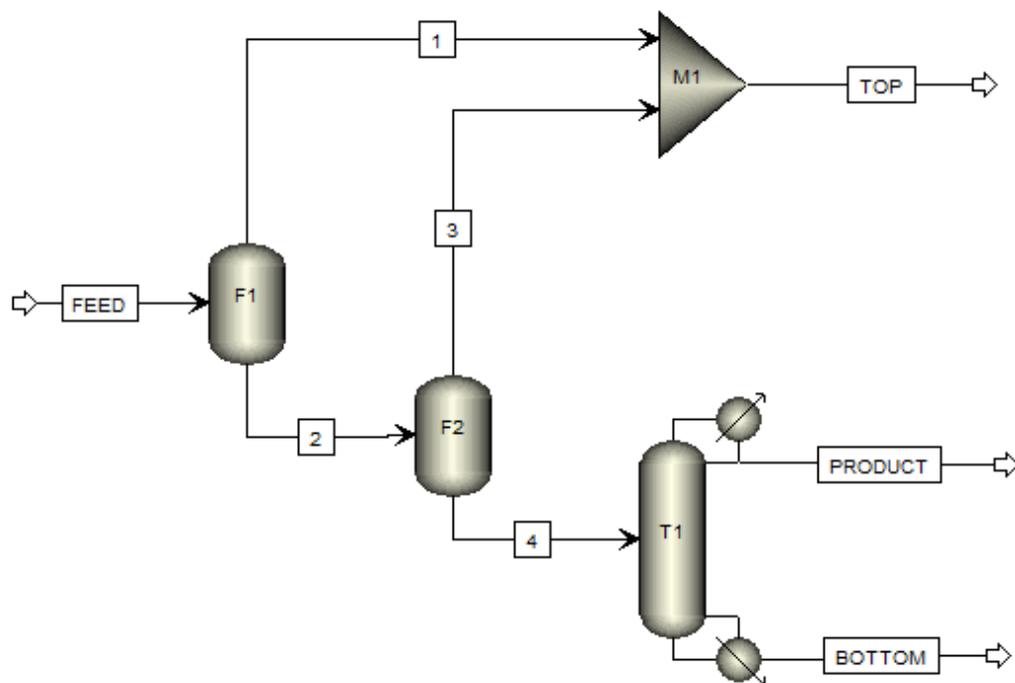


Fig. 4-7 Esquema del proceso simulado en Aspen Plus

Ahora se sustituye el modelo *DSTWU* por *Radfrac*, introduciendo en este los datos obtenidos como resultado de la simulación anterior. El modelo *DSTWU* trata al condensador como una etapa de equilibrio, pero el *Radfrac* no lo toma así, por lo que hay que añadir una etapa más, que sería la primera, se deben seleccionar entonces 24 etapas y que se alimenta en el plato 14. Por seguridad, se elige una relación de reflujo de 4, algo mayor. La presión de operación de la columna será de 6 kPa.

El resultado de la simulación es satisfactorio (Tabla 4-10), ya que el biodiésel en la corriente de producto posee una pureza del 99,6 %, que es la necesaria según la norma ASTM D6751 (comentada en el capítulo de introducción), que recoge las propiedades que debe tener el biodiésel.

| Balance de Materia y Energía | | |
|-------------------------------------|-------------------|----------|
| Temperatura | °C | 185,8 |
| Presión | bar | 0,06 |
| Flujo Másico | kg/h | 113566,2 |
| Flujo Volumétrico | m ³ /h | 149,41 |
| Entalpía | MMkcal/h | -63,27 |
| Flujo Molar Total | kmol/h | 406,11 |
| Agua | kmol/h | 0,01 |
| Metanol | kmol/h | 0,444 |
| Ácido Oleico | kmol/h | 0,01 |
| Ácido Palmítico | kmol/h | 1,159 |
| Oleato de Metilo | kmol/h | 292,81 |
| Palmitato de Metilo | kmol/h | 111,69 |

Tabla 4-10 Caudales de producto final

Para el cálculo de las etapas reales se debe hallar primero la eficiencia de los platos, para lo que se utiliza la ecuación de Lockett (Green et al., 2008), aplicable para mezcla de compuestos no derivados del petróleo.

$$E_{OC} = 0,492 \cdot (\alpha \cdot \mu_L)^{-0,245} \quad (24)$$

Es necesario estimar la volatilidad relativa (α) de la mezcla biodiésel (K_i)-aceite (K_j), se ha empleado la Ec. 25., dando como resultado una volatilidad relativa de 60,8.

$$\alpha = \frac{y/(1-y)}{x/(1-x)} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{P_i^\circ}{P_j^\circ} \quad (25)$$

Obteniéndose una eficiencia de platos del 73,5 %. El número de platos teóricos obtenidos mediante Aspen, dividido entre este coeficiente, da como resultado 33 etapas reales, siendo necesarios 32 platos, ya que el hervidor es la última etapa. Se alimenta en la etapa 18.

Para calcular el diámetro de la torre es necesario especificar el espaciamiento entre platos que, a su vez, suele depender del propio diámetro de la torre, por lo que se tiene que resolver mediante un procedimiento iterativo.

Además, hay que especificar un diámetro de orificio y una separación entre orificios, cuya distribución será triangular. El diámetro de orificio (d_0) recomendable está entre 4,5 y 6,0 mm, con una separación entre ellos (p') de 2,5-5,0 veces su diámetro, por lo que se eligen unos orificios de 4,5 mm de diámetro, con una distancia entre sus centros de 12 mm. El espesor del plato es de 3 mm. De la Ec. 26, se calcula el cociente entre el área del orificio y el área activa, resultando 0,1275.

$$\frac{A_0}{A_a} = 0,907 \left(\frac{d_0}{p'} \right)^2 \quad (26)$$

Usualmente, para torres con diámetros mayores de 1,5 m se utiliza 600 mm (24 in) de distancia entre plato y plato (espaciamiento), que se pasa a ser de 750 mm (30 in) para torres con grandes diámetros (>6 m) (Green et al., 2008). Se va a suponer para la primera iteración que el diámetro de la torre se encuentra entre 1,5 y 6 m, por lo que se usa un espaciamiento de 0,6 m.

La constante de inundación C_F viene determinada por la Ec. 27

$$C_F = \left[\alpha \cdot \log \frac{1}{(L'/G')(\rho_G/\rho_L)^{0,5}} + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} \quad (27)$$

Tanto el propio factor C_F , como α y β , dependen del parámetro de flujo (F_{LV}) (Ec. 28).

$$F_{LV} = \left(L'/G' \right) (\rho_G/\rho_L)^{0,5} \quad (28)$$

Debido a que se desconocen los datos exactos de L' y G' , se va a usar el dato obtenido de la simulación en Aspen de caudales máxicos por cabeza y por colas.

El dato utilizado para la densidad de líquido ha sido de 880 kg/m³, y la densidad del gas se ha calculado mediante la ecuación de los gases ideales en las condiciones de presión y temperatura media de la torre, dando como resultado una densidad de 0,723 kg/m³.

El rango de A₀/A_a obtenido se encuentra por debajo de 0,01 (0,000322), por lo que hay que recalcular α y β multiplicándolos el factor indicado en la Fig. A-III-3 (Anexo III).

La tensión superficial del líquido (0,0291 N/m) se ha obtenido del artículo realizado por Phankosol et al. (2014), obteniéndose así una constante de inundación de 0,12 que se utiliza para el cálculo de la velocidad de inundación.

$$V_F = C_F \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0,5} \quad (29)$$

Si se divide el caudal volumétrico de gas en la torre, entre la velocidad de inundación de la torre (el 80 % de la obtenida según las direcciones de Treybal (1981), se obtiene el área neta de los platos (13,03 m²)

Los vertederos ocuparán un 8,8 % del área total de los platos, por lo que el área real resultante es de 14,29 m², y el diámetro es de 4,27 m.

Como el diámetro se encuentra entre 1,5 y 6 m, la suposición de 0,6 m de espaciamiento entre plato y plato resulta correcta, y no hace falta iterar de nuevo.

Si se multiplica la distancia entre platos, por el número de platos reales (32 platos), se obtiene una altura total de la torre de 19,2 metros.

3.6 Tanques flash

Para el dimensionado de los tanques Flash se ha utilizado la ecuación de Souders-Brown (Ec. 30), aplicable para recipientes de separación líquido-vapor.

$$V_{max} = k * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L}} \quad (30)$$

Se calcula la velocidad máxima permitida para el vapor dentro del recipiente (6,84 m/s) en función de un factor k dependiente de la presión de operación del equipo, que al ser menor de 7 bar toma un valor de 0,107 m/s, y de las densidades del líquido y vapor en las condiciones de operación.

El área de la sección del tanque (2,57 m²) se obtiene como cociente del caudal volumétrico de vapor entre V_{\max} , siendo necesario para ello un diámetro de 1,8 m. Se ha empleado una relación L/D de 3,5, dando una altura total de 6,3 metros.

La entrada de alimentación debe ser colocada inmediatamente superior al nivel del líquido que forma el sello hidráulico, encontrándose a 4,2 metros para permitir un tiempo de residencia aproximado del líquido de 5 minutos (según la recomendación del propio método de Souders-Brown).

El factor k toma el valor de 0,107 en este caso porque el equipo cuenta con una malla en la parte superior del equipo para evitar el arrastre de líquidos, en caso contrario, se debe tomar la mitad del valor correspondiente según la presión de operación (obteniéndose así equipos más grandes).

3.7 Bombas y tuberías

El diámetro necesario de las tuberías se ha obtenido, suponiendo una velocidad del fluido inicial de 1,25 m/s. Para aquellas cuyo diámetro sea inferior a las 3 pulgadas, se ha recalculado con una velocidad de 1 m/s, como indica la figura A-III-4 (Anexo III).

Como es más económico adquirir tuberías con un diámetro normalizado, hay que seleccionar aquel inmediatamente superior al obtenido, y tener en cuenta la variación de la velocidad del fluido en el cálculo de la pérdida de carga. En la Tabla 4-11 se muestran las velocidades y diámetros de cada corriente.

| Corrientes | Diámetro de la tubería (in) | Schedule | Velocidad del fluido (m/s) | Densidad (kg/m ³) | Viscosidad (cP) |
|------------|-----------------------------|----------|----------------------------|-------------------------------|-----------------|
| 101 | 8 | 40 | 1,09 | 880 | 25,00 |
| 102 | 8 | 40 | 1,09 | 880 | 25,00 |
| 104 | 8 | 40 | 1,09 | 880 | 25,00 |
| 201 | 8 | 40 | 1,12 | 880 | 25,00 |
| 202 | 5 | 40 | 1,33 | 792 | 0,59 |
| 203 | 10 | 40 | 1,01 | 920 | 1,66 |
| 301 | 3,5 | 40 | 1,49 | 940 | 0,82 |
| 302 | 2 | 40 | 0,72 | 1260 | 85,80 |
| 303 | 3,5 | 40 | 1,12 | 792 | 0,35 |
| 401 | 8 | 40 | 1,29 | 850 | 3,18 |
| 402 | 8 | 40 | 1,29 | 890 | 18,90 |
| 403 | 8 | 40 | 1,29 | 820 | 0,54 |
| 404 | 3 | 40 | 1,11 | 890 | 19,01 |
| 405 | 3 | 40 | 1,11 | 800 | 0,40 |
| 406 | 3 | 40 | 1,11 | 818 | 0,52 |
| 407 | 3 | 40 | 1,11 | 890 | 18,50 |
| 408 | 8 | 40 | 1,10 | 880 | 19,05 |
| 409 | 1,5 | 40 | 0,71 | 792 | 0,52 |
| 410 | 3 | 40 | 1,07 | 792 | 0,52 |

Tabla 4-11 Diámetros y velocidades de tuberías

Para el cálculo de la altura necesaria que deben suministrar las bombas, es necesario saber la pérdida de carga que tiene la línea y el proceso.

Para el cálculo de la pérdida de carga en cada línea, con sus respectivos accesorios, se ha utilizado la Ec. 31:

$$\Delta h_L = \left(4f \cdot \frac{L_T}{D} + \sum K_{valv} + \sum K_{accesorios} \right) \cdot \frac{v^2}{2} \quad (31)$$

Esta ecuación posee varios coeficientes que se pueden aproximar mediante tablas, pero para un cálculo más exacto se deben escoger a partir de datos que proporcione el fabricante.

- El diámetro que se debe usar es el comercial.
- Para obtener el factor de Fanning (4f), es necesario calcular el número de Reynolds y la rugosidad relativa.

siendo ρ la densidad del fluido, v su velocidad, L la longitud característica del medio en el cual se da el movimiento (el diámetro de la tubería en este caso) y μ su viscosidad dinámica. La rugosidad relativa es el cociente entre la rugosidad absoluta del material y su diámetro.

Una vez conocido el número de Reynolds y la rugosidad relativa, ya se puede calcular el factor de Fanning mediante el uso del ábaco de Moody.

- L_T representa la longitud total de la tubería en metros.
- Los coeficientes de los distintos accesorios que puede tener una tubería, según su diámetro en pulgadas, se obtienen de las tablas extraídas de Green et al. (2008).

Los factores mencionados han sido recogidos en la Tabla 4-12:

| Corriente | Re | $\epsilon_r = \epsilon/D$ | 4f |
|-----------|--------|---------------------------|--------|
| 101 | 7908 | 0,00022 | 0,0082 |
| 102 | 7908 | 0,00022 | 0,0082 |
| 104 | 7908 | 0,00022 | 0,0082 |
| 201 | 8346 | 0,00022 | 0,0081 |
| 202 | 249495 | 0,00034 | 0,0044 |
| 203 | 133863 | 0,00018 | 0,0072 |
| 301 | 141815 | 0,00045 | 0,0047 |
| 302 | 1367 | 0,0009 | 0,0117 |
| 303 | 149199 | 0,00045 | 0,0047 |
| 401 | 75417 | 0,00022 | 0,0050 |
| 402 | 75417 | 0,00022 | 0,0050 |
| 403 | 156933 | 0,00058 | 0,0047 |
| 404 | 75417 | 0,00022 | 0,0050 |
| 405 | 156933 | 0,00058 | 0,0047 |
| 406 | 156933 | 0,00058 | 0,0047 |
| 407 | 75417 | 0,00022 | 0,0050 |
| 408 | 5668 | 0,00022 | 0,0090 |
| 409 | 1327 | 0,0012 | 0,0121 |
| 410 | 122047 | 0,00058 | 0,0048 |

Tabla 4-12 Coeficientes necesarios para calcular la pérdida de carga

Todas las tablas, ábacos y gráficos que han sido necesarias para este cálculo se encuentran recogidos en el Anexo III

3.8 Aislamiento térmico

Para el cálculo del aislante necesario se ha utilizado un software realizado por Calorcol, empresa especializada en aislamientos usando lana de roca vegetal.

Este software emplea las ecuaciones de transferencia de calor, resultando el espesor de aislante necesario para que la temperatura de la superficie externa sea la especificada.

Las ecuaciones que utiliza para superficies cilíndricas (tuberías, torre de destilación, reactor y tanques flash) son las de transferencia de calor mediante conducción (Ec. 32), convección (Ec. 33) y radiación (Ec. 34).

$$q_{cond}/L = \frac{\Delta T}{\ln(r_{ext}/r_{int})/2\pi k} \quad (32)$$

$$q_{conv}/L = \frac{\Delta T}{1/2\pi h_{conv}} \quad (33)$$

$$q_{rad}/A = \varepsilon\sigma(T_{cal}^4 - T_{sup}^4) \quad (34)$$

En el software es necesario introducir la temperatura interior, superficial y ambiental, la velocidad del viento y el material a aislar, así como, el empleado para recubrir el propio aislante.

Se ha seleccionado una temperatura superficial menor de 60 °C, una para evitar que los operarios puedan sufrir lesiones por contacto directo con el material de modo accidental.

La temperatura ambiente y la velocidad del viento se han calculado haciendo una media de las temperaturas y velocidades del viento en Sevilla, dando como resultado 20 °C y 13 km/h (datos obtenidos de AENA, 2015 y WF, 2015).

El aluminio es el material elegido para recubrir la lana de roca vegetal, debido a su bajo coste en comparación con el acero inoxidable, y su buena resistencia.

El material aislante a utilizar es lana de roca de 80 kg/m³, que se empleará en: el reactor, los tanques flash, la torre de destilación, y aquellos tramos de tuberías con una temperatura superficial superior a los 60 °C (aquellas que pertenecientes a las corrientes 203, 401, 402, 403, 404, 405, 406, 407, 408). El espesor de aislante necesario se encuentra en las Tablas 4-13 y 4-14.

| Equipo | Espesor real (in) | Temperatura interior (°C) | Temperatura aislante (°C) | Eficiencia aislante (%) |
|-----------------------------|--------------------------|----------------------------------|----------------------------------|--------------------------------|
| Reactor | 1 | 240 | 43,89 | 94,44 |
| Flash 1 | 0,5 | 140 | 40,25 | 89,32 |
| Flash 2 | 0,5 | 190 | 44,89 | 88,98 |
| Torre de destilación | 0,5 | 190 | 44,89 | 88,98 |

Tabla 4-13 Espesor de aislante es equipos

| Corriente | Espesor (in) | Temperatura interior (°C) | Temperatura aislante (°C) | Eficiencia aislante (%) |
|------------------|---------------------|----------------------------------|----------------------------------|--------------------------------|
| 203 | 1 | 240 | 43,89 | 94,44 |
| 401-408 | 0,5 | 190 | 44,89 | 88,98 |

Tabla 4-14 Espesor de aislante en tuberías

Todos los resultados detallados se pueden comprobar en el Anexo IV.