

Trabajo Fin de Grado  
Grado en Ingeniería Química

Ingeniería básica de una planta de producción de  
2700 t/día de biodiésel usando un catalizador en  
base azúcar

Autor : Santiago Alonso Barreto

Tutor : Prof. Dr. Francisco Javier Gutiérrez Ortiz

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental  
Escuela Técnica Superior de Ingeniería  
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2015



Trabajo Fin de Grado  
Grado en Ingeniería Química

**Ingeniería básica de una planta de producción  
de 2700 t/día de biodiésel usando un  
catalizador en base azúcar**

Autor:

Santiago Alonso Barreto

Tutor:

Francisco Javier Gutiérrez Ortiz

Profesor Titular

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental  
Escuela Técnica Superior de Ingeniería  
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2015

# AGRADECIMIENTOS

---

En primer lugar quiero agradecer a mi familia por todo el apoyo brindado, y especialmente a mis padres, por la confianza incondicional puesta en mí, que me ha permitido llegar hasta donde estoy ahora.

Quiero agradecer a mis compañeros, de los cuales me llevo verdaderos amigos, por haber hecho más amenas las horas de estudio, porque entre risas todo es más fácil y llevadero.

A mi tutor, por el perfeccionismo y dedicación aportados al proyecto.

A mis profesores, por aportarme ese conocimiento y pasión por la profesión que no se encuentra en los libros. *“Un ingeniero hace lo que puede con lo que tiene”*

Y finalmente, a la Escuela, por haberme enseñado a aprender.

# ÍNDICE

## 1. INTRODUCCIÓN

1	Antecedentes históricos	1
1.1	Fuentes de energía no renovables	2
1.2	Fuentes de energía renovables	3
2	Efectos climáticos.	3
3	Biocombustibles	5
4	Producción de biodiésel	8
4.1	Materia prima	8
4.2	Reacción	10
4.3	Obtención del catalizador	13
5	Normas	14
5.1	Biodiésel	14
5.2	Tuberías	15

## 2. MEMORIA JUSTIFICATIVA

1	Alcance y objetivos	16
2	Justificación	17
2.1	Biodiésel como combustible.	17
2.2	Aceite de freír usado como materia prima.	17
2.3	Ventajas del catalizador empleado frente a los convencionales	17
3	Estructura del documento	18

## 3. MEMORIA DESCRIPTIVA

1	Introducción	19
2	Descripción general	19
3	Equipos	22
3.1	Sección 100	22
3.1.1	Sedimentador centrífugo	22
3.1.2	Evaporador	23
3.2	Sección 200	25
3.2.1	Reactor.	25

3.2.2 Decantador	27
3.3 Sección 300	28
3.3.1 Condensador	29
3.4 Sección 400	30
3.4.1 Tanques Flash	30
3.4.2 Columna de destilación.	30
4 Estrategia de control..	32
5 Tanques de almacenamiento	36
6 Tuberías	37
7 Aislamiento térmico	37
<b>4. MEMORIA DE CÁLCULO</b>	
1 Introducción	38
2 Balance de materia y energía	38
3 Diseño de equipos	43
3.1 Sedimentador centrífugo	43
3.2 Reactor	45
3.3 Decantador	46
3.4 Evaporador	48
3.5 Columna de destilación	49
3.6 Tanques Flash	56
3.6 Bombas y tuberías	57
3.8 Aislamiento térmico	60
<b>5. BIBLIOGRAFÍA</b>	
<b>6. ANEXOS</b>	
Anexo I	65
Anexo II	78
Anexo III	84
Anexo IV	88

# **1. INTRODUCCIÓN**

# 1. ANTECEDENTES HISTÓRICOS

La escasez de recursos naturales, debido al exponencial crecimiento demográfico, es uno de los temas más preocupantes de los últimos años.

A lo largo del siglo XX, se ha multiplicado por más de 4 veces la población mundial y, aunque haya disminuido la tasa de crecimiento de población, sigue aumentando año tras años, pudiendo duplicarse de nuevo en pocas décadas (Joan Alberich, 2010). Es preciso, por ello, valorar el papel de esta explosión demográfica que, unido al elevado consumismo de la sociedad occidental, y cada vez más de los países emergentes, se está llegando a una situación auténtica emergencia planetaria.

Para sostener ese crecimiento en el consumo, el uso de las fuentes de energía también se ha incrementado. Las fuentes de energía son los recursos naturales que el hombre utiliza para extraer energía con la que realizar un trabajo para hacer funcionar las máquinas, las industrias y los transportes. Y, como todo en la historia, las fuentes de energía han ido variando (Fig. 1-1), pero siempre con una predominancia de las de origen fósil.

Se pueden clasificar en 2 grandes grupos: las fuentes de energía no renovables, y las fuentes de energía renovables:

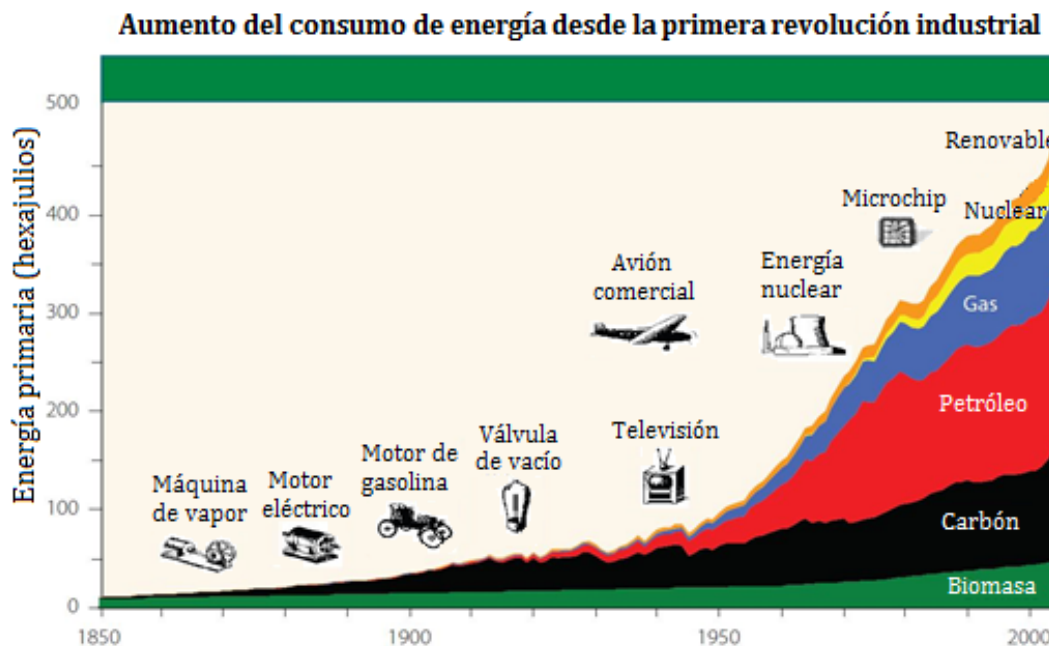


Fig. 1-1 Evolución demanda y fuentes de energía histórica (Planetsave, 2014)



## 1.1 Fuentes de energía no renovables

Las fuentes de energía no renovables son aquellas que se encuentran de forma limitada en el planeta y se consumen a mayor velocidad de la que se producen, por lo que tienen una vida limitada.

Entre ellas destacan el carbón, formado a partir de la acumulación de vegetales, el petróleo, principal fuente de energía en la actualidad, cuyo origen es similar al del carbón, el gas natural, mezcla de hidrocarburos gaseosos ligeros de composición variable, y la energía nuclear, obtenida en forma de calor, al llevar a cabo la fisión o fusión de los átomos.

Al consumirse a mayor velocidad de la que se generan, se puede calcular el tiempo restante de su aprovechamiento según las reservas estimadas, como se puede comprobar en la Fig. 1-2. Sin embargo, debido al avance de la tecnología con el paso de los años, suelen ser rentables el aprovechamiento de reservas que antes no lo eran, por lo que se incrementa el número de años de aprovechamiento.

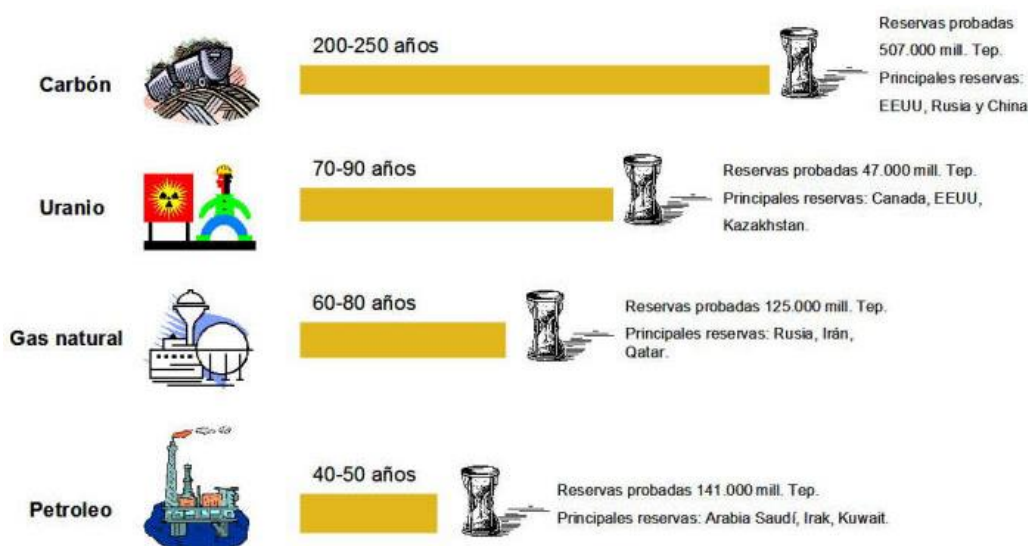


Fig. 1-2 Reservas fuentes de energía (AF, 2015)

## 1.2 Fuentes de energía renovables

Las energías renovables son las procedentes de fuentes naturales virtualmente inagotables (sol, viento, etc.) o su velocidad de generación es mayor a la de su consumo.

Las más destacables en la actualidad son la hidráulica, obtenida a partir del agua retenida en embalses o pantanos a gran altura, la solar (térmica o fotovoltaica), producida por la energía que llega del sol, y la eólica, que aprovecha la fuerza del viento.

## 2. EFECTOS CLIMÁTICOS

Debido al crecimiento exponencial de la demanda energética en el último siglo, las emisiones también se han visto incrementadas, ocasionando un aumento de la temperatura global del planeta superior al natural, como se puede observar en la Fig. 1-3

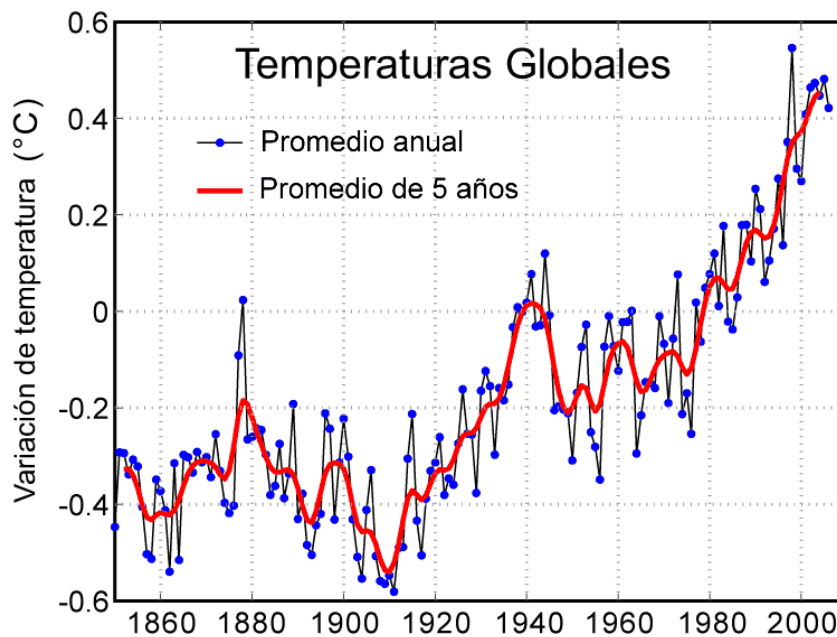


Fig. 1-3 Variación temperatura planeta (CCG, 2015)

En los países desarrollados, el aumento de las emisiones ocasionado por la cada vez mayor demanda energética se ha visto paliado gracias al empleo de procesos más eficientes, pero en países cuya industrialización se está dando en la actualidad, el uso de materias primas con un mayor porcentaje de emisiones, como es el carbón, hace que las emisiones globales aumenten (Fig. 1-4).

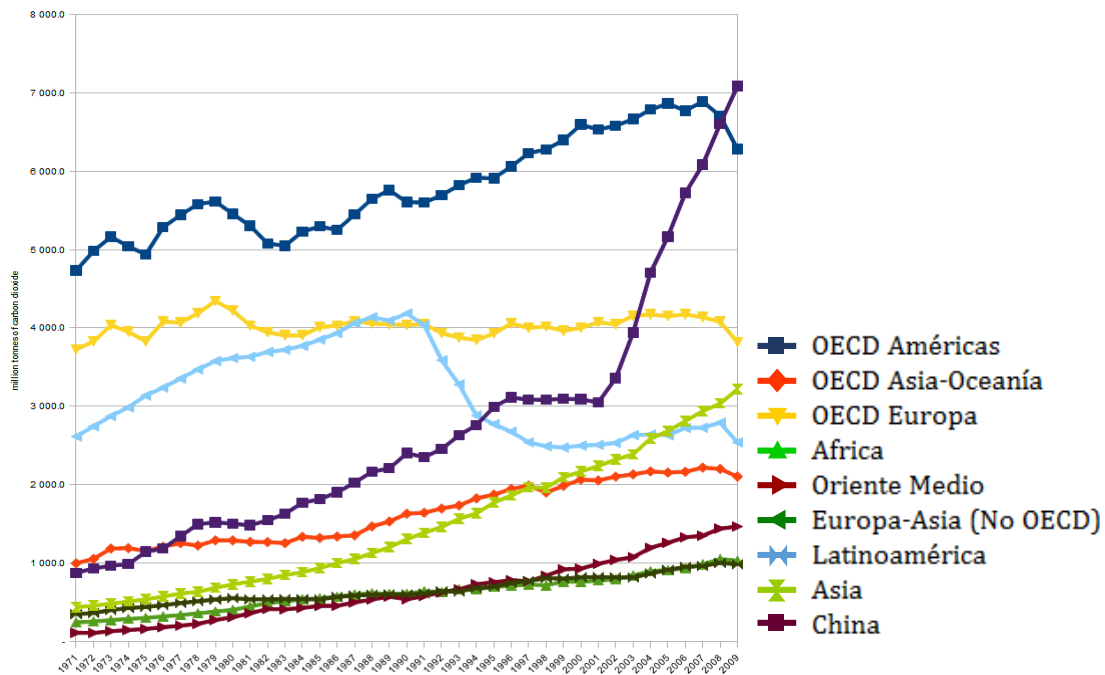


Fig. 1-4 Emisión CO2 por países

El descenso de las reservas petrolíferas y la consecuente subida de precio del producto, unido al incremento de la conciencia social acerca del medio ambiente, ha ocasionado que en las últimas décadas se haya ido incentivando la obtención de energía por otras vías (no fósiles).

Los sectores que más emisiones producen, y los que más energía consumen, son la producción de energía eléctrica (centrales térmicas), el transporte y la industria.

Europa se ha posicionado con una política muy restrictiva en cuestión de emisiones. Por eso, se ha adoptado la conocida estrategia de 20-20-20, que pretende alcanzar los siguientes objetivos en 2020 (respecto a las cifras de 1990):

- Reducir las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) en un 20 %.
- Ahorrar el 20% del consumo de energía mediante una mayor eficiencia energética; además, en cada país el 10% de las necesidades del transporte deberán cubrirse mediante biocombustibles.
- Promover que el uso de energías renovables alcance el 20 %.

No obstante, estas cifras denotan cierto optimismo, y el cumplimiento de los objetivos aún se encuentra lejos en la actualidad (EUR-Lex, 2012).

### **3. BIOCOMBUSTIBLES**

A diferencia de los combustibles fósiles que provienen de la energía almacenada durante largos períodos en los restos fósiles, los biocombustibles provienen de la biomasa, que es una fuente de energía renovable.

Entre los cultivos que se pueden utilizar para la elaboración de biocombustibles están los de alto contenido en carbohidratos (caña de azúcar, maíz, mandioca), las oleaginosas (soja, girasol, palma) y las esencias forestales (eucalipto, pino).

Todos ellos reducen el volumen total de CO<sub>2</sub> que se emite en la atmósfera, ya que lo absorben a medida que crecen y emiten prácticamente la misma cantidad que los combustibles convencionales cuando se queman, por lo que se produce un proceso de ciclo cerrado.

Los biocombustibles suelen mezclarse con otros combustibles en pequeñas proporciones (5 o 20 %), proporcionando una reducción útil pero limitada de gases de efecto invernadero. En Europa y Estados Unidos, se ha implantado una legislación que exige a los proveedores mezclar biocombustibles hasta unos niveles determinados (BD, 2008).

Los biocombustibles, además de la reducir las emisiones de CO<sub>2</sub>, permiten mejorar la seguridad energética de un país disminuyendo la dependencia de importar combustibles convencionales y de la volatilidad de su precio, además de la creación de empleo que supone en las zonas rurales.

Los biocombustibles tienen como función principal sustituir a los combustibles convencionales en el transporte (Fig. 1-5), con la cualidad, de que no es necesario sustituir el sistema de combustión completo para el cambio de combustible.

Los exponentes de esta sustitución son el bioetanol, producido a partir de la fermentación de los azúcares contenidos en la materia orgánica de las plantas; el biodiésel, obtenido a partir de la esterificación o transesterificación de los ácidos grasos que poseen las semillas oleaginosas; el DME, gas derivado del metano para sustituir al propano y gases licuados del petróleo, y el gas de síntesis, que se considera biocombustible al gasificar la biomasa.







<p>Etanol</p>  <p>26.9 MJ/kg</p>	<p>Biodiesel</p>  <p>37.5 MJ/kg</p>	<p>DME</p>  <p>28.9 MJ/kg</p>	<p>Gas natural "sintético"</p> <p>CH<sub>4</sub></p> <p>49.5 MJ/kg</p>
<p>Gasolina</p>  <p>43.4 MJ/kg</p>	<p>Diésel</p>  <p>42.8 MJ/kg</p>	<p>Propano</p>  <p>46.3 MJ/kg</p>	<p>Gas natural</p> <p>CH<sub>4</sub></p> <p>49.5 MJ/kg</p>

Fig. 1-5 Comparación combustibles fósiles:biocombustibles (BF, 2013)

Tanto el bioetanol como el biodiésel están pensados para sustituir a la gasolina y al diésel convencional en el sector transporte fundamentalmente. En la actualidad, se pueden incorporar a los motores en una pequeña proporción (5-20 %), sin necesidad de alterar su diseño. Pero con leves modificaciones, como el cambio de las tuberías hechas a partir de elastómeros, que pueden desgastarse con el metanol contenido en el biodiésel, por ejemplo, se pueden utilizar en concentraciones del 100 % (JTF, 2008).

Además de los biocombustibles, existen otras alternativas a los combustibles convencionales para el transporte, principalmente la pila de hidrógeno y el coche eléctrico. Pero, debido al elevado coste de las pilas de hidrógeno, el mercado se ha decantado por la utilización de coches eléctricos en la actualidad, existiendo ya modelos comerciales o incluso fabricantes enteros, como por ejemplo los coches Tesla.

La producción de estos “sustitutos”, así como la de otras energías renovables, se clasifica según su madurez tecnológica, clasificándose en 3 grupos: primera, segunda y tercera generación.

Los de primera generación son aquellos que actualmente se encuentran comercializadas, ya que es una tecnología madura y rentable. Utilizan como materias primas la biomasa, especialmente de cultivos agrícolas destinados a la alimentación humana, para diferenciarlos de la segunda generación que no compite con la producción de alimentos (Fig. 1-6).

El bioetanol de primera generación se obtiene a partir de material vegetal diverso, y puede utilizarse en motores de gasolina convencionales mezclado hasta el 15%.



Fig. 1-6 Comparación materias primas biocombustibles 1ª y 2ª generación (SS, 2014)

En mayores proporciones (hasta un 85%) sólo puede emplearse en vehículos específicos, denominados de “flex fuel”. Sin embargo, el biodiésel que se obtiene a partir de semillas oleaginosas, aceites vegetales o grasas de animales, puede emplearse en motores diésel en estado puro o mezclado con gasóleo convencional en diferentes proporciones (5, 10, 20, etc.) (AAE, 2012)

Las tecnologías segunda generación son muy prometedoras por su potencial para reducir costes de producción. Se producen a partir de materias primas con coste nulo o reducido pero de elevado potencial, como biomazas lignocelulósicas o residuos orgánicos, siendo esta la alternativa utilizada para este proyecto.

Los biocarburantes de tercera generación utilizan materias primas no comestibles, similar a los de segunda generación, pero usando una biotecnología más avanzada (a menudo por medio de técnicas de biología molecular) para mejorar la conversión de biomasa a biocombustible.

El uso de cualquier tipo de alimento como materia prima para la producción de biocarburantes supone un peligro en la seguridad alimentaria global. En los países con menos recursos, que emplean la mayoría de los mismos en la alimentación, si aumenta la demanda de materia prima, provoca una elevación de su precio, y hace que ciertos alimentos se conviertan en inaccesibles para un segmento de la población. Por ello, se valora más la fabricación de biocombustibles a partir de productos que no compitan con el mercado alimentario como, por ejemplo, residuos de otros procesos.

Actualmente, los biocarburantes más comercializados, tanto en España, como en el resto del mundo son el biodiésel y el bioetanol, debido a su facilidad a la hora de introducirse en el mercado actual de motores.

En España el número de biorefinerías creadas, principalmente de biodiésel es elevado, tal como se puede apreciar en la Fig. 1-7. Actualmente existen 36 plantas de producción de biodiésel en España (BDO, 2015).



*Fig. 1-7 Plantas de biodiésel en España (2015)*

## **4. PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL**

### **4.1 Materia prima**

Las materias primas utilizadas convencionalmente en la producción de biodiésel han sido los aceites de semillas oleaginosas como el girasol y la colza (Europa), la soja (Estados Unidos) y el coco (Filipinas); y los aceites de frutos oleaginosos como la palma (Malasia e Indonesia). Por razones climatológicas, la colza (*Brassica napus*) se produce principalmente en el norte de Europa y el girasol (*Helianthus annuus*) en los países mediterráneos del sur, como España o Italia (BD, 2009).

La utilización de estos aceites para producir biodiésel en Europa ha estado asociada a las regulaciones de retirada obligatoria de tierras de la Política Agraria Común (PAC) que permite el cultivo de semillas oleaginosas a precios razonables. Sin embargo, la dedicación de sólo las tierras de retirada para la producción de materias primas energéticas supone un riesgo por cuanto estas superficies varían en el tiempo, ya que el régimen de retirada de tierras depende de la oferta y la demanda de cereales alimentarios, lo que implica que este índice está sujeto a alteraciones. En España, tanto el uso de cultivos tradicionales como energéticos está condicionado por la producción del aceite, ya que la producción media por hectárea de aceite de girasol resulta poco atractivo, desde el punto de vista del agricultor, para elegir este cultivo como fuente de obtención de biocarburantes (ML, 2013).

Además de los aceites vegetales convencionales, existen otras especies más adaptadas a las condiciones del país donde se desarrollan y mejor posicionadas en el ámbito de los cultivos energéticos. En este sentido, destacan la utilización, como materias primas de la producción de biodiésel, de los aceites de *Camelina sativa*, *Crambe abyssinica* y *Jatropha curcas*. Existen otros cultivos que se adaptan mejor a las condiciones de España y que presentan rendimientos de producción mayores. En concreto, se trata de los cultivos de *Brassica carinata* y *Cynara cardunculus*. La *Brassica carinata* es una alternativa real al secano y regadío extensivo. La *Cynara cardunculus* es un cultivo plurianual y permanente, de unos diez años de ocupación del terreno, y orientado fundamentalmente a la producción de biomasa, aunque también pueden aprovecharse sus semillas para la obtención de aceite. Se obtienen de 2.000 a 3.000 kilogramos de semillas, cuyo aceite sirve de materia prima para la fabricación de biodiésel (Vicente 1998, 2001).

El aceite de fritura usado es una de las alternativas con mejores perspectivas en la producción de biodiésel, ya que es la materia prima más barata, y con su utilización se evitan los costes de tratamiento como residuo. Además, como valor añadido, la utilización de aceites usados significa la buena gestión y uso del residuo.

La estructura de los ácidos grasos es comúnmente denotada por el nombre del hidrocarburo del cual proviene, por su nombre común o por su nomenclatura abreviada la cual muestra el número de átomos de carbono y el número de dobles enlaces presentes, seguida del nombre sistemático del ácido.



La longitud de cadena de los ácidos grasos varía entre cuatro y veinticuatro átomos de carbono y un contenido de hasta tres dobles enlaces. Los ácidos grasos más comunes son el ácido laurico (C-12:0), el ácido mirístico (C-14:0), el ácido palmítico (C-16:0), el ácido esteárico (C-18:0), el ácido araquídico (C-20:0), el ácido behénico (C-22:0) y el ácido lignocérico (C-24:0). Asimismo, los ácidos grasos mono-insaturados más importantes son el ácido oleico (C-18:1) y el ácido yerúico (C-22:1) y entre los ácidos poli-insaturados resalta el ácido linoleico (C-18:2) y el ácido linolénico (C-18:3).

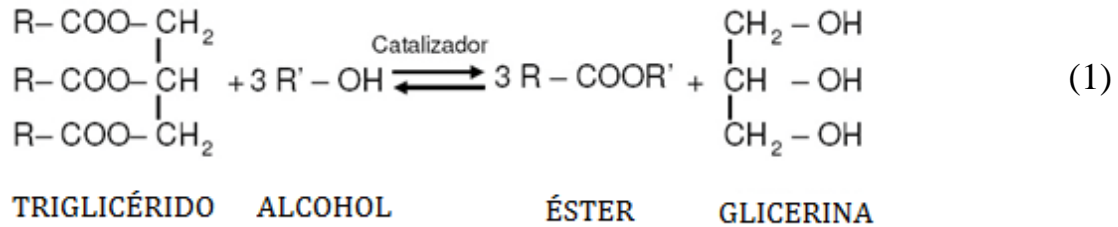
La composición de ácidos grasos presentes en los aceites y las grasas naturales varía ampliamente dependiendo no sólo de la planta o especie animal sino entre las mismas especies. Entre los factores que pueden afectar la composición de ácidos grasos de los aceites se encuentran las condiciones climáticas, el tipo de suelo, la estación de cultivo, la salud de la planta, las condiciones microbiológicas, la ubicación de la semilla en relación con la flor y la variación genética de la planta. Asimismo, la composición de la grasa y el aceite animal varía dependiendo del animal, su dieta, su salud, la localización de la grasa y la madurez del animal. Los diferentes ácidos grasos que se encuentran en el triglicérido componen el perfil de ácidos grasos o la composición de ácidos grasos del aceite vegetal o de la grasa animal. Debido a que los ácidos grasos tienen distintas propiedades físicas y químicas, el perfil de ácidos grasos es uno de los parámetros más importantes que determina las propiedades correspondientes del aceite vegetal o de la grasa animal (EHU, 2009).

En general, el biodiésel producido a partir de aceites vegetales está formado por una mezcla de ésteres de ácidos grasos con un número de átomos de carbono que varían entre 14 y 22 y varios niveles de insaturación.

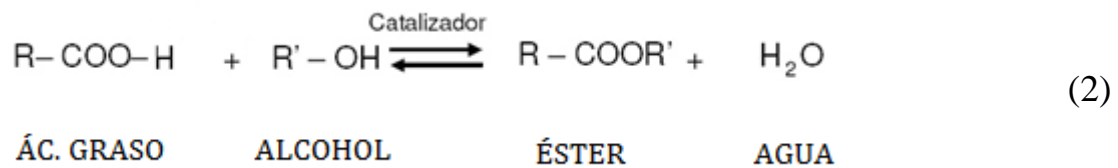
## **4.2 Reacción**

El biodiésel puede ser producido a partir de una reacción de esterificación, de transesterificación (el más extendido comercialmente) o mediante una combinación de las mismas para aprovechar el subproducto de ácidos grasos.

La más extendida comercialmente es la transesterificación (Ec. 1), que consiste en la reacción entre aceites (triglicéridos de aproximadamente 18 C) y alcoholes de bajo peso molecular (metanol, etanol), en una relación de 1:3, dando como productos esteres y glicerina.



En la esterificación (Ec. 2), sin embargo, lo que reacciona es un ácido graso libre reacciona con alcohol dando éster y agua.



En ambas reacciones se deben usar catalizadores para que la operación se dé con mayor rapidez y efectividad. El catalizador usado puede ser homogéneo (líquido) o heterogéneo (sólido), y dentro de estas existen catalizadores ácidos y básicos (Gurski, et al. 2012)).

- **Catalizador homogéneo básico**

El método clásico y más usado para producir biodiésel es a través del uso de este tipo de catalizador. Las ventajas que aporta este método son su reducido precio y la rapidez con la que se da la reacción. Sin embargo, este catalizador tiene una seria limitación: los ácidos grasos libres (FFA) contenidos en la materia prima no deben exceder el 0,5% en peso, porque de lo contrario se produce jabón, que requiere unidades de proceso para su eliminación, lo que aumenta los costes de producción y operación aguas abajo del reactor. Otras desventajas son la dificultad a la hora de separar el catalizador líquido del producto y que el catalizador no puede ser reciclado, debiéndose añadir catalizador fresco

continuamente al proceso. Los catalizadores básicos homogéneos más comunes son soluciones al 0,1 % de hidróxido de sodio (NaOH) e hidróxido de potasio (KOH).

- **Catalizador homogéneo ácido**

Otra opción usual para la producción de biodiésel es utilizar un catalizador ácido homogéneo, que también posee un precio reducido, aunque a diferencia del anterior, la reacción es más lenta. Se puede incrementar la velocidad de reacción añadiendo más metanol, aunque ello supone un incremento en el coste de producción. Por otra parte, el catalizador ácido no produce jabón como subproducto. El catalizador ácido homogéneo también es difícil de separar, y no puede ser reutilizado tras su uso. Esto conduce a un problema con la generación de residuos, así como una gran necesidad de añadir catalizador nuevo continuamente. El catalizador ácido líquido más utilizado y eficaz es el ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ).

- **Catalizador heterogéneo básico**

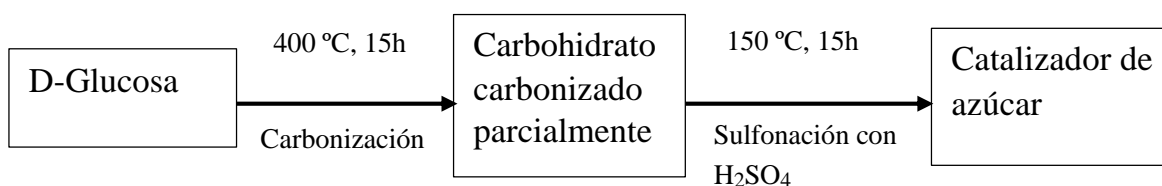
Con el fin de reducir la cantidad de residuos generados al utilizar catalizadores básicos líquidos, se desarrollaron catalizadores alcalinos heterogéneos, que pueden ser introducidos de nuevo en el proceso de producción. Las ventajas adicionales de este tipo de catalizador son una fácil separación del producto, y un menor riesgo para los operarios respecto a los anteriores. Las principales desventajas son el alto coste del catalizador y la velocidad de reacción relativamente más lenta que con los catalizadores homogéneos. Aunque la adición de metanol extra a la reacción puede mejorar la velocidad de reacción, el proceso de reacción todavía seguirá siendo más lento que cuando se usan catalizadores homogéneos, ya sean ácidos o básicos. Otro factor a considerar es que al reutilizar el catalizador heterogéneo tiende a degradarse y perder su actividad debido al “leaching” (lixiviación del catalizador). Algunos catalizadores básicos heterogéneos son el óxido de magnesio (MgO), el metóxido de calcio  $Ca(CH_3O)_2$ , y el óxido de zinc (ZnO).

- **Catalizador heterogéneo ácido**

Los catalizadores ácidos heterogéneos son más seguros para la salud humana que sus homólogos homogéneos, ya que son menos corrosivos. Además, reducen la producción de residuos ya que se pueden reciclar pero, desafortunadamente, también puede darse el antes comentado “leaching”, degradando el catalizador. Otras desventajas son que los costes de producción y de recuperación tienden a ser muy altos. La tasa de producción de biodiésel también disminuye en comparación con el uso de catalizador líquido. Algunos catalizadores ácidos heterogéneos populares que se utilizan incluyen Amberlyst-15, Nafion y zeolitas.

### 4.3 Obtención del catalizador

Recientemente, se ha hallado un método para la producción de un catalizador heterogéneo ácido a partir de la carbonización incompleta de carbohidratos, seguidos de una sulfonación con ácido sulfúrico (Fig. 1-8).



*Fig. 1-8 Proceso producción catalizador en base azúcar (Zong, et al., 2007)*

Este catalizador es el elegido para la producción de biodiésel en este proyecto, ya que ha demostrado experimentalmente ser más efectivo que sus homólogos convencionales en aceites usados, además de tener un coste mucho más reducido, lo que le supone una importante ventaja, ya que uno de los inconvenientes de los catalizadores ácidos heterogéneos es su precio.

En el estudio realizado por Min-Hua Zong (Zong, et al., 2007) se observa que los resultados obtenidos con este catalizador son muy prometedores para la industria del biodiésel, y su rentabilidad. Se puede disminuir el tiempo necesario considerablemente si se aumenta la temperatura de reacción y la relación metanol:aceite (Fig. 1-9).

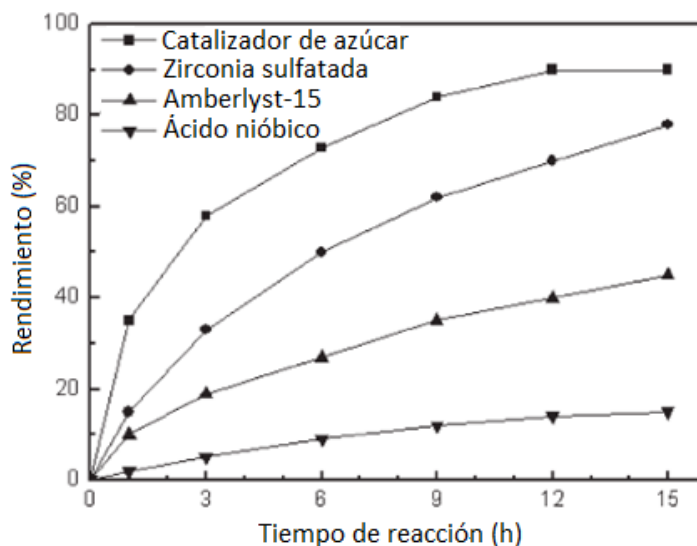


Fig. 1-9 Comparación rendimientos de producción de biodiésel (Zong, et al., 2007)

## 5. NORMAS

Una norma es un documento que ha sido desarrollado y establecido dentro de los principios de consenso de la organización, y que cumple los requisitos de los procedimientos y regulaciones de la organización en cuestión. Las normas elaboradas por consenso se elaboran con la participación de todas las partes que tienen intereses en el desarrollo o uso de las normas.

Se van a emplear las normas ASTM, debido a su predominancia frente al resto en el ámbito de la ingeniería.

### 5.1 Biodiésel

La norma empleada para la producción de biodiésel es la ASTM D6751, que cubre mezclas de biodiésel con una pureza del 100 %, en los grados S15 y S500 para uso como componente de mezcla con los combustibles destilados medios. Esta especificación establece las propiedades requeridas de los combustibles diésel en el momento y lugar de entrega. El biodiesel especificado será ésteres de mono-alquilo de ácidos grasos de cadena larga derivados de aceites vegetales y grasas animales (ASTM, 2015).

<b>PROPIEDADES</b>	<b>MÉTODO ASTM</b>	<b>LÍMITE</b>
<b>Calcio y Magnesio</b>	<b>EN 14538</b>	<b>5 máx.</b>
<b>Punto de flash</b>	<b>D93</b>	<b>93 mín.</b>
<b>Monoglicéridos</b>	<b>D6584</b>	<b>0,4 máx.</b>
Contenido metanol	<b>EN 14110</b>	<b>0,2 máx.</b>
Flash Point	<b>D93</b>	<b>130 mín.</b>
<b>Agua y sedimentos</b>	<b>D2709</b>	<b>0,05 máx.</b>
<b>Viscosidad cinemática</b>	<b>D445</b>	<b>1,9-6,0</b>
<b>Ceniza sulfatada</b>	<b>D84</b>	<b>0,02 máx.</b>
<b>Sulfuro</b>	<b>D5453</b>	
Grado S15		<b>0,0015 máx.</b>
Grado S500		<b>0,05 máx.</b>
<b>Corrosión de tiras de cobre</b>	<b>D130</b>	<b>3 máx.</b>
<b>Cetanos</b>	<b>D613</b>	<b>47 mín.</b>
<b>Residuo de carbón</b>	<b>D4530</b>	<b>0,05 máx.</b>
<b>Número ácido</b>	<b>D664</b>	<b>0,5 máx.</b>
<b>Glicerina libre</b>	<b>D6584</b>	<b>0,02 máx.</b>
<b>Glicerina total</b>	<b>D6584</b>	<b>0,24 máx.</b>
<b>Contenido fósforo</b>	<b>D4951</b>	<b>0,001 máx.</b>
<b>Destilación</b>	<b>D1160</b>	<b>360 máx.</b>
<b>Sodio/Potasio</b>	<b>EN 14538</b>	<b>5 máx.</b>
<b>Estabilidad de oxidación</b>	<b>EN 15751</b>	<b>3 mín.</b>
<b>Filtración fría</b>	<b>D7501</b>	<b>200 máx.</b>
<b>Hechura</b>	<b>Visual/D4176</b>	<b>Limpio</b>

*Tabla 1-1 Especificaciones para el biodiésel según ASTM D6751*

## 5.2 Tuberías

La normativa requerida en las tuberías diseñadas es la ASTM A-53, siendo la más extendida entre tuberías de acero al carbono. Esta especificación trata sobre tubos de acero galvanizados por inmersión en caliente, negro, soldado y sin costura en NPS 1/8 hasta NPS 26 [DN 6 hasta DN 650] (ASTM, 2015).

## **2. MEMORIA JUSTIFICATIVA**

## 1. ALCANCE Y OBJETIVOS

El trabajo fin de grado consiste en la realización de la ingeniería básica de una planta de producción de biodiésel a partir de la transesterificación de un aceite de fritura usado y metanol, empleando como catalizador carbohidrato carbonizado de manera incompleta.

El punto de partida de este Trabajo Fin de Grado es la patente realizada por Stephanie Marie Gurski, Anam Kazim, Ki Cheung y Amani Obeid, publicada el 1 de julio de 2010, habiendo realizado las modificaciones que se han considerado oportunas.

El proyecto incluye un diagrama de flujo del proceso, los balance de materia y energía, el diseño y dimensionado de los equipos principales y el cálculo de los auxiliares en función de la implantación, la selección de tuberías y un esbozo de los lazos de control principales.

Dentro de los límites de batería de la ingeniería básica realizada se encuentran:

- Sedimentador centrífugo
- Reactor de lecho fijo
- Decantador horizontal
- Evaporadores
- Torre de platos
- Bombas centrífugas (en función de longitudes equivalentes)
- Selección de tuberías
- Aislamiento térmico
- Selección de instrumentos

Queda fuera del alcance la disposición real de los equipos en planta, dimensionado final de equipos auxiliares, trazado de tuberías, presupuestos y detalle del sistema de control.

El único equipo principal que incluye la patente (Gurski et al. 2010) y no ha sido diseñado es el scrubber que evita la salida a la atmósfera del metanol.

Como se puede observar una de las principales características de esta planta es su emisión de residuos, que es prácticamente nula, ya que los sólidos extraídos del decantador centrífugo pueden usarse como compost, la glicerina tiene valor en el mercado y todas las corrientes de metanol y aceite sin reaccionar se recirculan de nuevo al reactor.



## **2. JUSTIFICACIÓN**

En este apartado se argumenta la elección del biodiésel como combustible, el aceite de freír usado como materia prima y el proceso de transformación del aceite en biodiésel utilizando la transesterificación con el catalizador derivado del azúcar ya mencionado.

### **2.1 Biodiésel como combustible**

En el biodiésel se pueden encontrar diversas ventajas frente al diésel convencional:

- El biodiésel tiene mayor lubricidad que el diésel de origen fósil, por lo que extiende la vida útil de los motores.
- Es más seguro de transportar y almacenar, ya que tiene un punto de inflamación 100°C mayor que el diésel fósil.
- El biodiésel se degrada en el medioambiente de 4 a 5 veces más rápido que el diésel fósil y puede ser usado como solvente para limpiar derrames de diésel fósil.
- Promueve la inclusión social de los habitantes menos favorecidos del sector rural.
- Prácticamente no contiene azufre, por lo que no genera SO<sub>2</sub>, un gas que contribuye en forma significativa a la contaminación ambiental.

### **2.2 Aceite de freír usado como materia prima**

Aprovechar el aceite de freír usado proporciona dos ventajas principalmente: se soluciona su peligrosidad ambiental como residuo, ya que un litro de aceite usado contamina 1000 litros de agua, y el coste es menor respecto a un aceite vegetal sin utilizar, por lo que se reduce uno de los principales problemas del biodiésel convencional, que es su baja rentabilidad.

### **2.3 Ventajas del catalizador empleado frente a los convencionales**

Como ya se ha comentado con anterioridad, aunque el proceso requiera algo más tiempo que con catalizadores homogéneos, el catalizador heterogéneo ácido reduce los costes de separación del mismo respecto del producto, debido a su carácter sólido. Y frente a los catalizadores heterogéneos actuales, el precio de este catalizador es mucho menor que el de sus homólogos, siendo esa su principal ventaja.

El proceso consiste en un pretratamiento de este aceite para retirar los posibles sólidos derivados de la fritura, la transesterificación de los triglicéridos al reaccionar con metanol y acelerado mediante el empleo de un catalizador heterogéneo ácido en base azúcar, la separación y purificación de la glicerina procedente de la reacción mediante un evaporador, y la separación en una columna de platos antecedida de dos tanques flash para obtener la pureza de biodiésel requerida.

### **3. ESTRUCTURA DEL DOCUMENTO**

El documento consta de 6 capítulos: Introducción, Memoria Justificativa, Memoria Descriptiva, Memoria de Cálculo, Bibliografía y Anexos.

En la Introducción se explican las motivaciones económicas y medioambientales que le dan valor a la producción de biodiésel, así como un breve resumen de las alternativas existentes para su obtención.

La Memoria Justificativa aclara los límites de batería de la ingeniería básica y el método de obtención elegido.

En la Memoria Descriptiva se detallan los equipos empleados en el proceso.

La Memoria de Cálculo justifica los resultados mostrados en la Memoria Descriptiva.

En la Bibliografía se referencian los libros, artículos y páginas webs empleados para la elaboración del Trabajo Fin de Grado.

Los Anexos recogen los códigos de EES para el cálculo de equipos, procedimientos en Aspen Plus, tablas, gráficos y resultados obtenidos del aislamiento térmico.

### **3. MEMORIA DESCRIPTIVA**

## 1. INTRODUCCIÓN

En este capítulo se explica la ingeniería básica de una planta de producción de 2727 t/día de biodiésel mediante una transesterificación catalizada por un derivado del azúcar contenido en los carbohidratos.

Para ello se necesitan procesar 2673 t/día de aceite de fritura usado, e incorporando 321 ton/día de metanol dan la producción de biodiésel requerida y se obtienen 245 ton/día de glicerol como subproducto, tal y como se detalla en el siguiente capítulo.

## 2. DESCRIPCIÓN GENERAL

Como se puede comprobar en la Fig. 3-1, la planta está dividida en cuatro secciones, según el proceso que se lleve a cabo. Asimismo, la nomenclatura de los equipos irá acorde a la sección a la que pertenezcan.

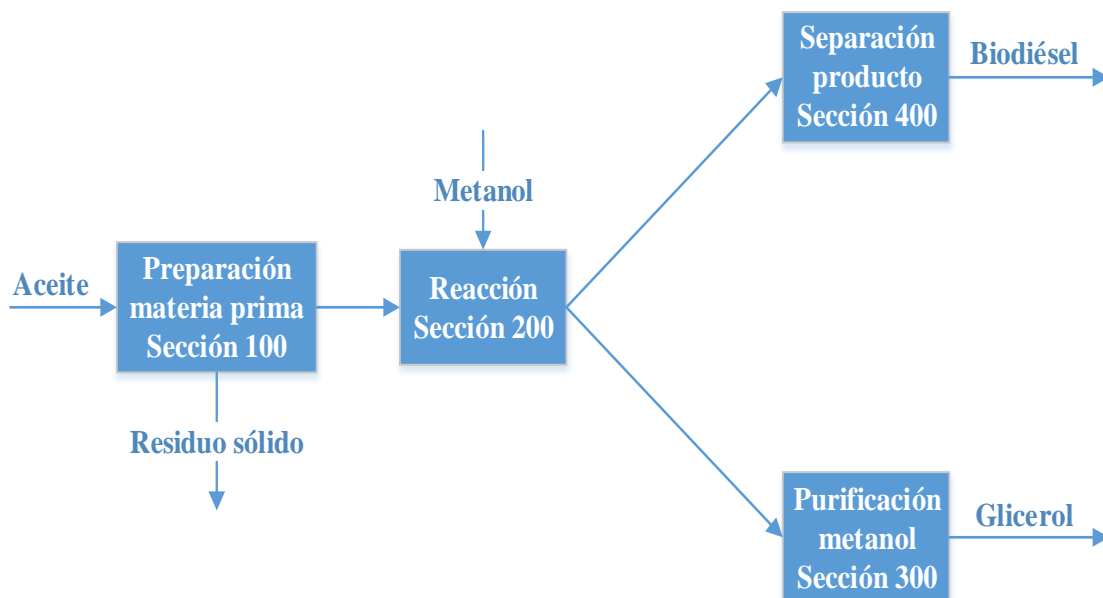


Fig. 3-1 Diagrama de bloques

El aceite de fritura usado procedente del sector hostelero y de cocinas industriales puede contener ciertas impurezas sólidas procedentes de los alimentos en el proceso de fritura, que deben ser retiradas, mediante un sedimentador centrífugo en este caso. Los sólidos extraídos se venden para compostaje.

El aceite ya libre de impurezas entra en un evaporador, con la finalidad de disminuir la cantidad de agua que se desprende durante la fritura de los alimentos y que, por lo tanto, contiene el aceite. Esta agua no contiene contaminantes, por lo que se envía a la atmósfera.

Posteriormente, en el reactor de lecho fijo catalítico se añade metanol en una relación molar de 10:1 respecto al aceite, y se da la reacción de transesterificación para producir biodiésel. Es necesario que los reactivos estén bien mezclados para aumentar la conversión, siendo necesario un mezclador para ello.

En la reacción se produce glicerol como subproducto, que se separa de la corriente producto mediante un decantador líquido-líquido.

El glicerol, y parte del metanol extraído por la zona inferior, se dirige hacia un evaporador para separar ambos compuestos. El metanol se extrae en forma vapor, se condensa y es devuelto al proceso para reutilizarlo en la reacción, mientras que el glicerol obtenido se vende.

La otra corriente del decantador, que contiene el biodiésel pasa a la zona final del proceso. Consta de dos tanques flash para extraer la mayoría del metanol y agua, y de una torre de destilación, donde se obtiene el producto por cabeza, y el aceite que no ha reaccionado, por colas, que al igual que el metanol de los tanques flash, se reintroduce al proceso

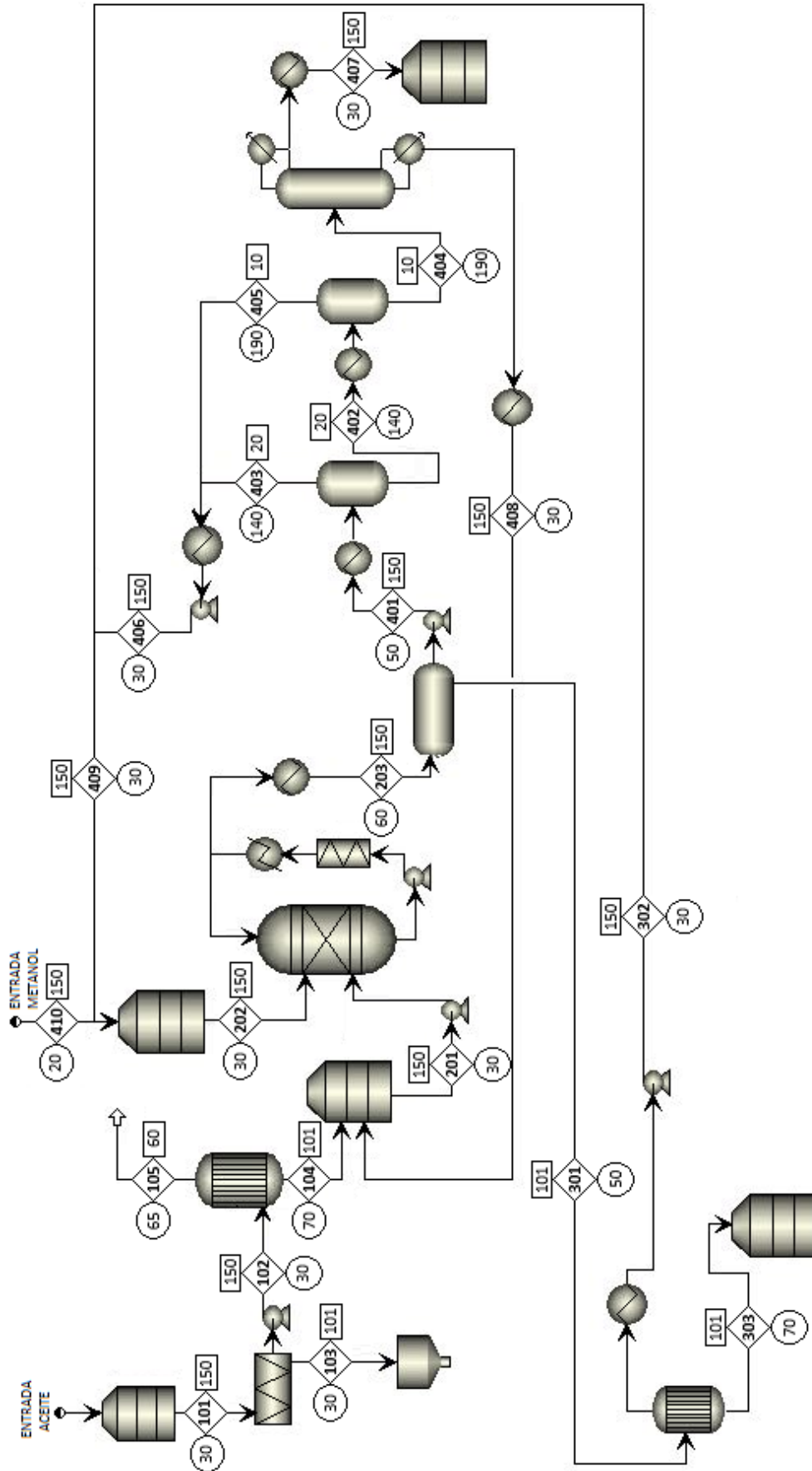


Fig. 3-2 Diagrama de flujo del proceso

### **3. EQUIPOS**

A continuación, se van a describir los equipos empleados, el motivo de su elección frente a otras posibilidades, y los datos más característicos de cada uno de ellos. En el siguiente capítulo se justifican las dimensiones asociadas al dibujo y especificación de cada equipo.

#### **3.1 Sección 100**

##### **3.1.1 Sedimentador centrífugo**

El aceite de fritura usado entra en un decantador centrífugo para separar los sólidos que puedan haberse desprendido de los alimentos en el proceso de fritura.

Los separadores centrífugos se utilizan para separar los sólidos contenidos en un líquido, que son generalmente de dos tipos: centrífugas de sedimentación, en las que se requiere una diferencia de densidades entre las dos fases, y centrífugas de filtración, en las que la fase sólida está soportada y se retiene en una membrana permeable a través de la cual pasa libremente la fase líquida.

Las centrífugas de sedimentación separan o concentran partículas de sólidos en un líquido haciendo que se muevan a través del fluido en dirección radial hacia el eje de rotación o alejándose de él, según la diferencia de densidades entre el líquido y las partículas.

Debido al tamaño de los sólidos presentes en este tipo de aceite, se ha optado por un decantador centrífugo, en lugar del filtro, ya que el filtro puede separar sólidos con un tamaño máximo de 1  $\mu\text{m}$ , aproximadamente, que es menor al de las partículas que se pueden encontrar en este tipo de aceites.

Por el elevado caudal a tratar, el sedimentador necesario será un “scroll conveyor” o sedimentador centrífugo helicoidal, de 1 m aproximado de diámetro y 3 m de longitud.

En el caso tratado no existen problemas de corrosión, por lo que no es necesario utilizar un acero inoxidable, ya que, el acero dulce (con bajo nivel de carbono) cumple su función perfectamente y el coste del equipo es inferior.

Tal y como se puede apreciar en la Fig. 3-3, los sólidos se descargan por la zona opuesta a la alimentación, mientras que el líquido rebosa en una zona inferior a la misma, siendo en la mitad del equipo, donde se desvían ambas corrientes.

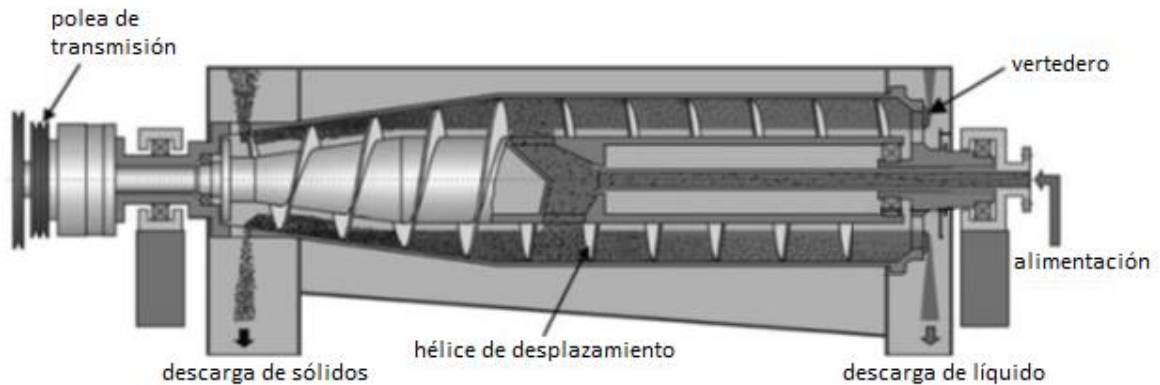


Fig. 3-3 Scroll Conveyor

## 3.2 Evaporador

Una vez separados los sólidos, el aceite entra en un evaporador para elevar la temperatura con una doble finalidad: evaporar el agua que pudiese traer consigo del proceso de fritura de alimentos, y precalentar el aceite antes de alcanzar el reactor.

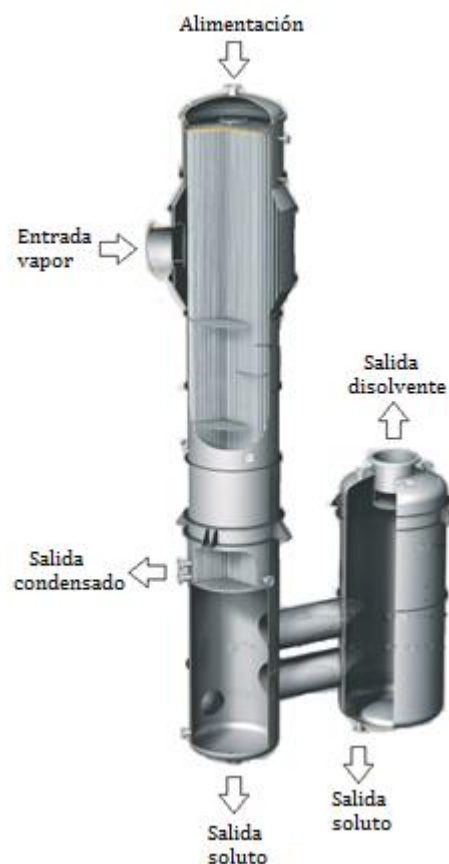
Un evaporador es un equipo destinado a concentrar una solución consistente en un soluto no volátil y un solvente volátil. La evaporación se realiza vaporizando una parte del solvente para producir una solución concentrada de licor espeso.

La mayoría de estos equipos se calientan con vapor de agua que condensa sobre tubos metálicos. Excepto en algunos casos de evaporadores de tubos horizontales que la solución circula por el exterior de los tubos, el material a evaporarse fluye por dentro. El vapor a utilizarse suele ser de baja presión (3 bar), por lo que el líquido a hervir se encuentra a un vacío moderado, para evitar que pierda ciertas propiedades físicas por exceso de temperatura. La evaporación puede ser de simple efecto, es decir, solo un evaporador, o de múltiple efecto, evaporadores situados en serie en los que el producto de uno es la alimentación del siguiente.



Existen evaporadores de distintas clases, según las propiedades del fluido a evaporar como viscosidad, presencia de sólidos, corrosividad, etc. Entre ellos se distinguen dos grupos principalmente, los de circulación natural, y los de circulación forzada. Se ha seleccionado circulación natural debido a que los evaporadores de circulación forzada están pensados para fluidos muy viscosos, y no se da esta condición con el aceite a la temperatura de operación (McCabe et al. 2007)

Dentro de circulación natural, se pueden encontrar evaporadores de flujo ascendente, utilizados para líquidos con tendencia a la formación de espumas, y descendente, para líquidos que no tengan esta tendencia, como en este caso. La concentración de fluidos sensibles al calor, requieren un tiempo mínimo de exposición a una superficie caliente. Esto se consigue con evaporadores de película descendente de un solo paso, en los que el líquido entra por la parte superior, desciende por el interior de los tubos calentados con vapor de agua, y sale por el fondo. Estos evaporadores, tal y como se puede observar en la Fig. 3-4, parecen largos intercambiadores tubulares verticales con un separador de líquido y vapor en el fondo (para solucionar los problemas de arrastres de evaporado) y un distribuidor en la parte superior.



*Fig. 3-4 Evaporador de flujo descendente natural*

El principal problema de este tipo de evaporadores es conseguir una buena distribución del líquido, para que descienda en forma de película. Para ello, el evaporador consta de una serie de placas metálicas perforadas situadas sobre una placa tubular cuidadosamente nivelada.

Cuando es posible recircular sin dañar el líquido, como en el caso tratado, la distribución de este se facilita por una recirculación moderada en la parte superior de los tubos.

En un evaporador de circulación natural la velocidad del fluido suele estar entre 0,3-1,2 m/s (Díaz-Ovalle et al., 2013), por lo que para que se pueda separar la mayor parte de agua del aceite el evaporador constará de 93 tubos de 2 pulgadas de diámetro y 7 m de longitud

Una vez que el aceite abandona este equipo se dispone a entrar en el reactor de lecho fijo catalítico, perteneciente a la sección 200.

Por otro lado, el evaporador requerido en el proceso de metanol-glicerol (sección 300), también es de flujo descendente natural, debido a que se adaptan muy bien cuando la mezcla va incrementando su viscosidad conforme avanza por el equipo debido a la disminución de la cantidad de disolvente en la composición. En este caso el evaporador tiene 122 tubos de igual diámetro y longitud que en el evaporador anterior (sección 100).

## **3.2 Sección 200**

### **3.2.1 Reactor**

El reactor catalítico de lecho fijo es uno de los reactores más comunes utilizados en procesos industriales. Normalmente, no es el de menor coste y el de mayor simplicidad, pero su rendimiento se puede predecir de forma fiable para reacciones de pseudo-primer orden en muchos casos, por lo que es muy habitual en la industria química.

Es necesario un reactor que contenga el volumen de las 5 horas de reacción necesarias (900 m<sup>3</sup> aprox.). Por lo tanto, empleando una relación de L/D igual a 3 (Green et al., 2008), el diámetro requerido es 7,25 m y la altura 22 m.

En el reactor se alimenta por la parte superior (Fig. 3-5), pasa a través de una placa distribuidora para aumentar la dispersión del líquido por el relleno y minimizar la existencia de caminos preferenciales. A la salida, el líquido entra en un mezclador en línea para homogeneizar la corriente.

En cuanto al catalizador existen tres constituyentes principales para su preparación: el soporte, el agente activo del catalizador y los promotores que a menudo se utilizan.

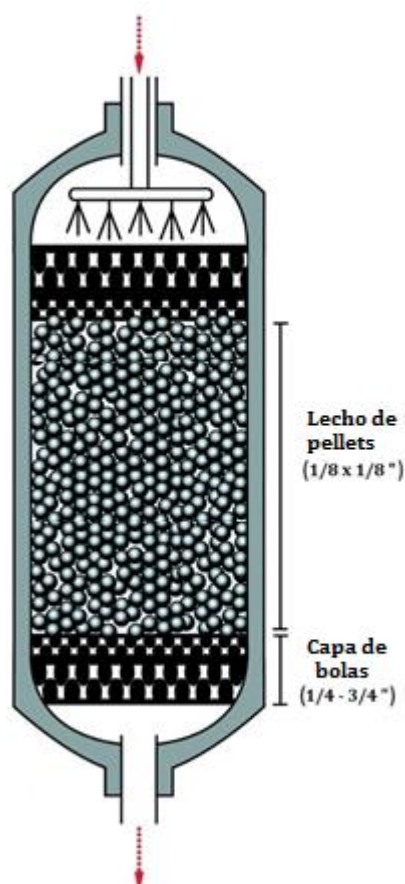


Fig. 3-5 Reactor de lecho fijo catalítico

El agente activo es la propia sustancia catalítica, catalizador ácido heterogéneo, obtenida a partir del azúcar. El catalizador empleado es semiconductor, y como la mayoría de los catalizadores semiconductores necesita ser soportado (Rase, 1977).

El soporte debe ser material muy poco activo en la reacción, de gran superficie específica y porosidad, para que así pueda aumentar el área del agente activo. Se han elegido pellets cilíndricos de cerámica de 1/8 x 1/8 de pulgada para sustentar el catalizador, y bolas desde 3/8 hasta 3/4 de pulgadas, tanto en la zona superior, como inferior, para homogeneizar la distribución del fluido (Rase, 1977).

Para dar continuidad al proceso se dispondrá de tres reactores, dos en operación normal, y un tercer reactor para evitar paradas en el proceso en caso de mantenimiento o limpieza.

Para mantener en todo momento los reactivos bien mezclados se emplea un mezclador en línea de diez pulgadas, con una cama de relleno aleatorio de anillos tipo Pall cerámicos en su interior.

Una vez mezclado el fluido, pasa por un intercambiador de calor para volver a la temperatura fijada de reacción (475 K) y se vuelve a introducir en el reactor.

### 3.2.2 Decantador

Finalizada la reacción, es necesario separar el glicerol formado como subproducto. Para ello, se emplea un sedimentador líquido-líquido continuo o decantador, que opera por gravedad.

En este equipo, el recipiente tiene un volumen que da un tiempo de asentamiento a dos fases líquidas de distinta densidad, para, una vez asentadas, extraerlas de forma continua en la zona opuesta a la entrada. Idealmente, las fases ligera y pesada se encuentran separadas por una banda de dispersión.

Normalmente, suelen estar colocados de forma horizontal, con una relación de longitud-diámetro entre 2 y 5, o incluso mayor en algunos casos, para maximizar el área de la interfase. Por esta razón, los decantadores horizontales son más efectivos que los verticales, los cuales son más prácticos para caudales bajos, o necesarios, en casos que, por motivos de espacio, el equipo debe ocupar poca superficie.

La alimentación debe estar en torno a 1 m/s, y mantenerse constante a lo largo del equipo, para disminuir la turbulencia, además, los recipientes poseen deflectores (baffles), que facilitan la formación de la interfase. Todas estas medidas hacen que la separación sea más efectiva, y logran disminuir el volumen del decantador (McCabe, et al., 2007).

El decantador empleado (Fig. 3-6) posee un diámetro de 1 m y una longitud de 5 m. El deflector situado a la entrada del equipo posee un 70 % del diámetro del equipo (0,7 m).

La fracción del volumen del tanque ocupado por el total del líquido será de 95%, y para un cilindro horizontal esto significa que la profundidad del vertedero será de 90% del diámetro del tanque (McCabe, et al., 2007).

El material empleado es acero al carbono.

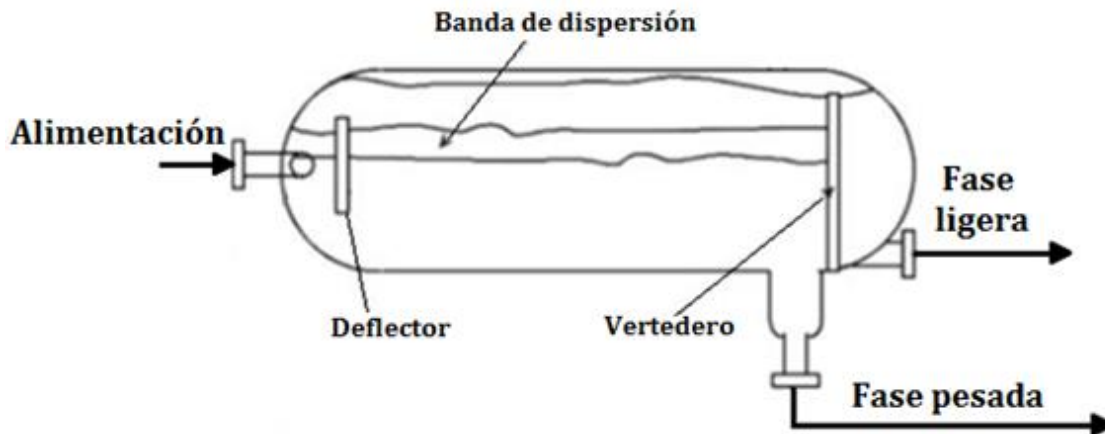


Fig. 3-6 Decantador L-L

Las dos corrientes que salen de este equipo, una hacia la sección de separación de producto (ligera) y otra hacia purificación del metanol (pesada).

### 3.3 Sección 300

La corriente pesada, compuesta por glicerol y metanol, entra en el evaporador de flujo descendente. El metanol sale como vapor, se condensa y se reintroduce al proceso, mientras que el glicerol, como soluto concentrado, se almacena para su posterior venta.

En el condensador, tanto del evaporador, como de la columna de platos posterior, se extraen los vapores no condensados por una bomba a vacío, que es la que permite la presión de operación deseada (50kPa). Estos vapores, al contener metanol, no se pueden emitir a la atmósfera, debido a su toxicidad, por lo que se debe tratar la corriente en un scrubber, que queda fuera de los límites de batería.

### 3.3.1 Condensador

Tanto en el evaporador E-301, como en la salida del vapor de los tanques Flash F-401 y F-402 son necesarios de condensadores (C-301 y C-401). El condensador retira el calor latente del vapor absorbiéndolo mediante un líquido más frío denominado refrigerante (agua en este caso).

El tipo de condensador empleado es de carcasa y tubo de un solo paso (Fig. 3-7), es decir, toda la corriente de fluido refrigerante que entra, circula en paralelo a través de todos los tubos. Debido a las diferencias de temperatura que existen en los condensadores, pueden realizarse esfuerzos de expansión suficientemente grandes como para doblar los tubos o aflojarlos de las placas tubulares, esto se ha solucionado utilizando un cabezal flotante, en el que una de las placas tubulares es independiente de la coraza (McCabe et al., 2007).

El material empleado para su construcción es de acero al carbono, constando el condensador C-301 de 70 tubos de 3 pulgadas y 4 metros de longitud, y el C-401 de 100 tubos de 3 pulgadas y 4 metros de longitud. Empleando agua en ambos condensadores, son necesarios 73 m<sup>3</sup>/h en el primero y 7,2 m<sup>3</sup>/h el segundo condensador (se emplea menos en C-401 porque el agua vaporiza en este caso).

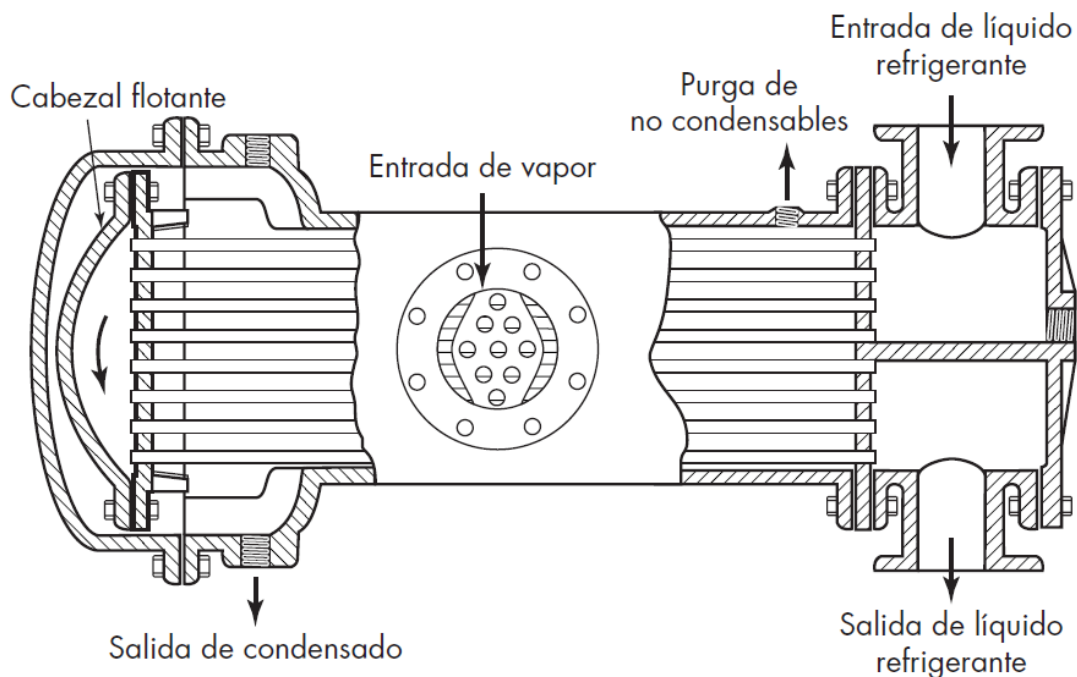


Fig. 3-7 Condensador con cabezal flotante

### 3.4 Sección 400

La corriente ligera del decantador se envía a la última sección del proceso, constituida por dos tanques flash seguidos de una columna de platos.

#### 3.4.1 Tanques Flash

Los tanques Flash extraen la mayor parte del agua y metanol de la corriente producto para obtener las especificaciones deseadas por cabeza de la torre, debido a que estas sustancias también se extraerían junto al biodiésel.

Ambos tanques son de acero al carbono, y poseen un diámetro de 1,8 m y una altura de 6,3 metros, teniendo una relación L/D de 3,5, que es usual. La alimentación a los mismos se realiza a una altura de 4,2 metros desde la base, lugar desde donde hasta donde llega el sello hidráulico con un tiempo de residencia medio de 5 minutos, tal y como se indica en el método de Souders–Brown (Green et al., 2008).

Los tanques flash poseen una malla metálica en la parte superior para evitar el arrastre de gotas por parte del vapor.

#### 3.4.2 Columna de destilación

Para obtener las concentraciones de producto deseadas (99,6 % en peso) son necesarias 24 etapas de equilibrios teóricas para tratar un caudal de entrada de 32,5 kg/s, que debido a la no idealidad de la torre, conducen a 32 platos reales, más una etapa de equilibrio más debida al hervidor. Siendo el espaciamiento entre platos de 0,6 metros, resulta una altura de torre de 19,2 m, y un diámetro de 4,27 m.

Al no existir sustancias corrosivas, se ha escogido acero al carbono para la construcción de la columna de destilación (Fig. 3-8).

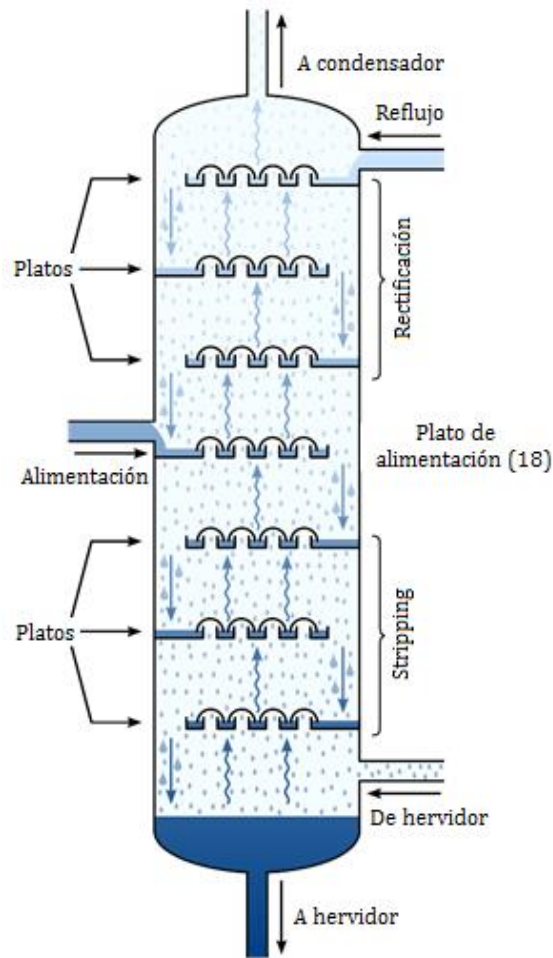


Fig. 3-8 Torre de platos

Para obtener las concentraciones de producto deseadas (99,6 % en peso) se han calculado 24 etapas de equilibrios teóricas para tratar un caudal de entrada de 32,5 kg/s, que debido a la no idealidad de la torre, conducen a 32 platos reales, más una etapa de equilibrio más debida al hervidor. Siendo el espaciamiento entre platos de 0,6 metros, resulta una altura de torre de 19,2 m, y un diámetro de 4,27 m.

De la separación, se obtiene el biodiésel por cabeza, con una pureza mínima del 99,6 %, para que cumpla la norma ASTM D6751 referente a las propiedades que debe tener el biodiésel para su comercialización. Mientras que el aceite que ha quedado sin reaccionar sale por colas, devolviéndose de nuevo al proceso.



#### **4. ESTRATEGIA DE CONTROL**

Los lazos de control principales se van a presentar separados en las distintas secciones del proceso, para facilitar el entendimiento del mismo. Solo se numerarán los lazos de control en los tags asociados a los propios controladores por mayor claridad.

Se han añadido las líneas auxiliares para poder explicar el control sobre ellas.

Se van a emplear instrumentos SIEMENS debido a su alta fidelidad en los resultados.

Como termopar tipo k se va a utilizar el sensor-transmisor SIEMENS SITRANS TF280, debido a su posibilidad de montaje en tanques y tuberías, empleándose en la planta vainas entre 2 y 5 pulgadas.

Para la medida de presiones se va a emplear el sensor-transmisor SIEMENS SITRANS P410, que mediante la medida diferencial de presiones obtiene un error menor del  $\pm 0,04$  %, con presiones entre 0 y 160 bar.

Los caudalímetros empleados son de presión diferencial, del modelo SIEMENS SITRANS F O, el cual aporta una precisión del  $\pm 1$  % en presiones máximas de 315 bar y un rango de temperatura entre -60 y 570 °C.

Los sensores de nivel son de tipo capacitivo, debido a su versatilidad en cuanto a fluidos tratados. El modelo empleado es el SIEMENS POINTEK CLS300, que permite la medida en un amplio rango de temperatura (desde -40 hasta 400 °C).

En la Fig. 3-9 se encuentra la estrategia de control de la sección 100 del proceso (tratamiento de la materia prima). El tanque de almacenamiento de aceite posee un indicador de nivel en campo y otro en la sala principal de control. El nivel se controla mediante una válvula de regulación situada a la salida del mismo. Esta válvula también regula el nivel del tanque de almacenamiento de lodo extraído mediante el sedimentador centrífugo.

En el evaporador se controlan dos variables, la presión, mediante la regulación del caudal en la bomba que proporciona vacío al evaporador, y la temperatura, a través del caudal de vapor a condensar.

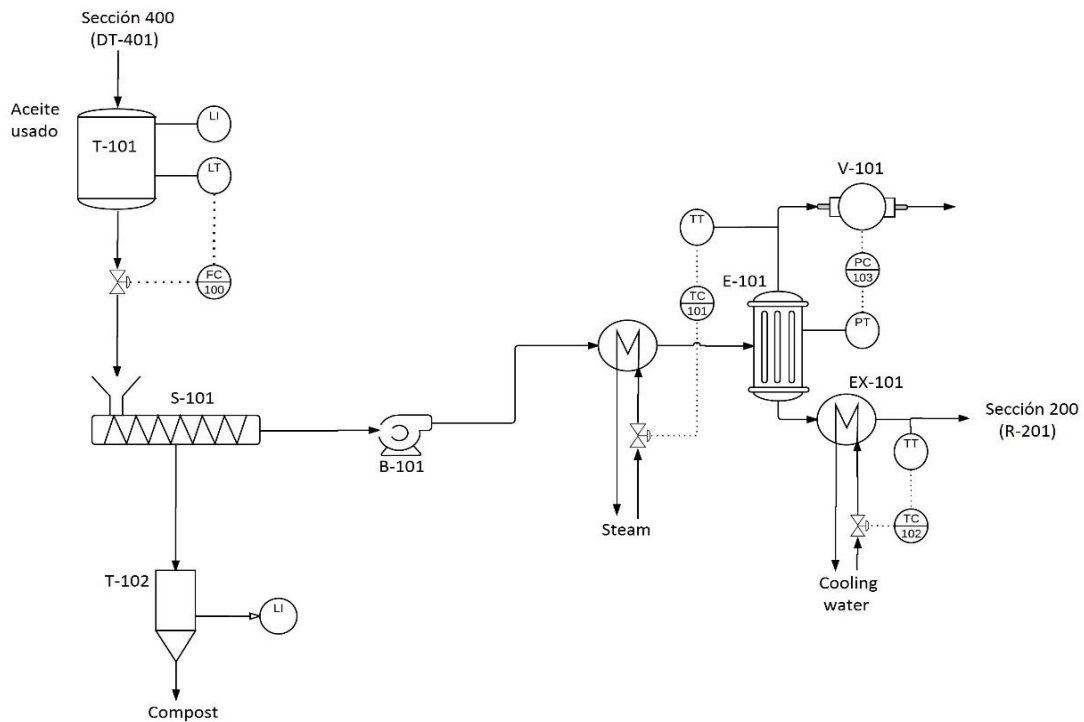


Fig. 3-9 Sección 100

Tras el evaporador, existe un intercambiador que enfría la corriente de aceite hasta 30 °C, cuya temperatura está controlada mediante el caudal de agua que utiliza el intercambiador.

El nivel del tanque de almacenamiento intermedio se muestra en campo mediante un sensor de nivel

La Fig. 3-10 muestra la sección 200 del proceso (reacción y separación del glicerol).

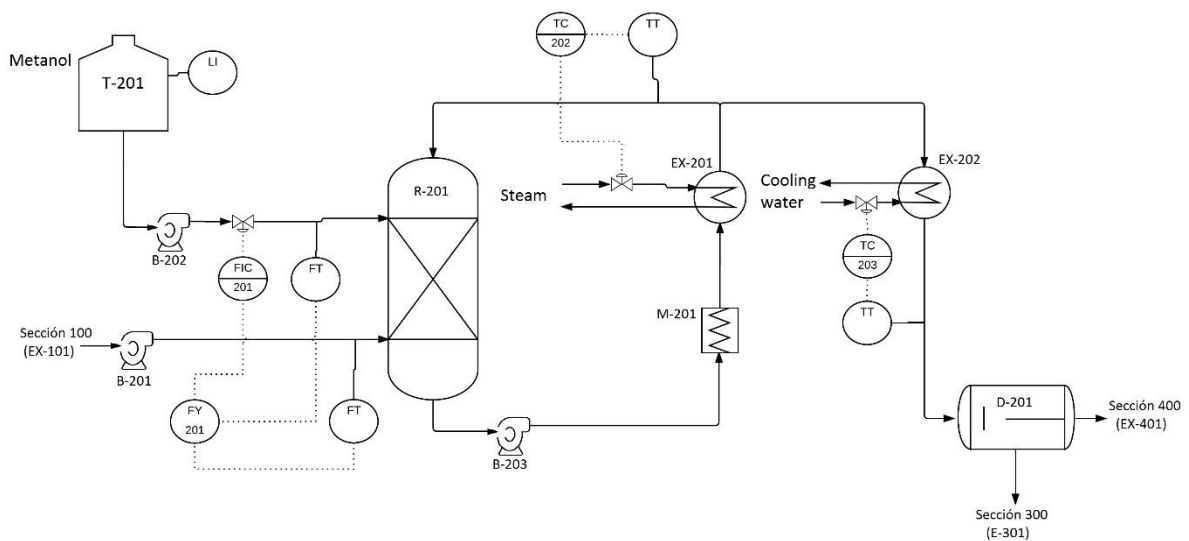


Fig. 3-10 Sección 200

El caudal de alimentación al reactor de la corriente de metanol (superior) se controla mediante una válvula que mantiene el ratio másico metanol:aceite en 0,4 (el ratio molar es 10:1).

La temperatura al reactor, la cual debe permanecer estable en 240 °C, es controlada mediante el caudal de vapor que alimenta al intercambiador de calor (EX-201).

Cuando finaliza la reacción, se disminuye la temperatura del producto en un intercambiador (EX-202), la cual se controla por la válvula situada en la corriente de agua de refrigeración del intercambiador.

El nivel del separador líquido-líquido es mostrado en campo mediante un indicador de nivel.

La Fig. 3-11 muestra la sección 300 del proceso (purificación del metanol).

La temperatura del evaporador se mide en la corriente de salida del disolvente evaporado, controlándose mediante una válvula que regula el caudal de vapor que alimenta al mismo.

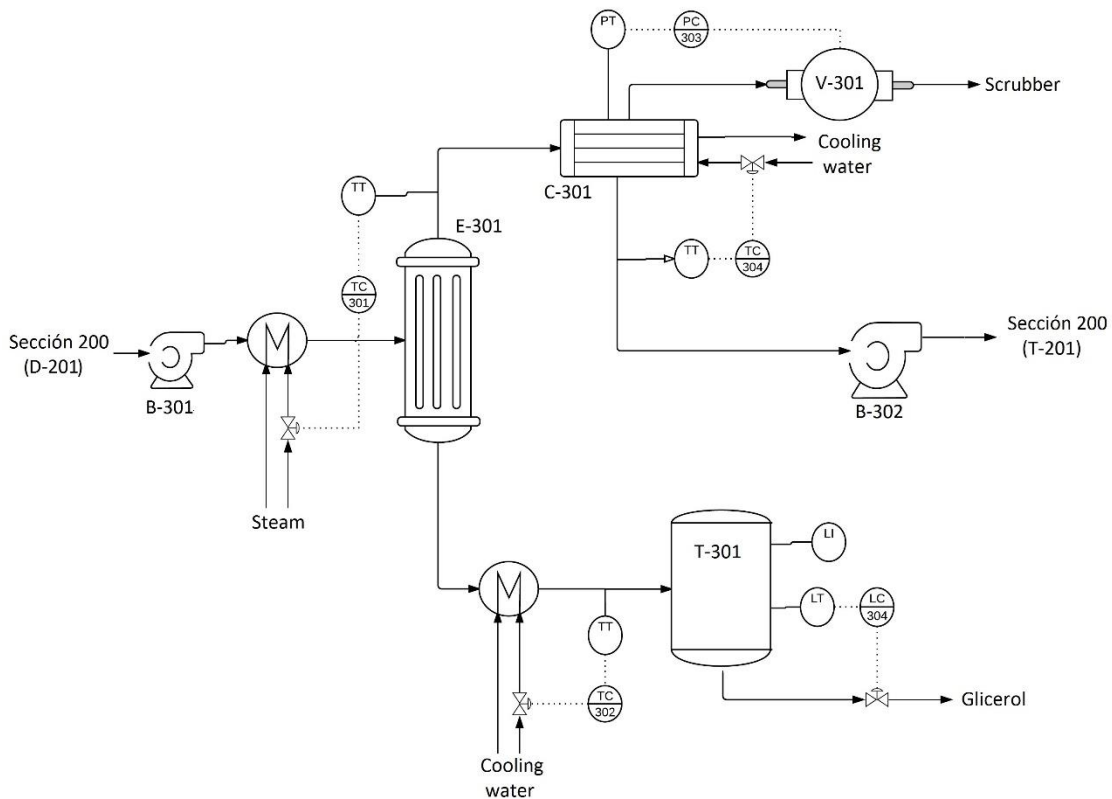


Fig. 3-11 Sección 300

El soluto (glicerol) pasa a un tanque de almacenamiento, previo enfriamiento, y se controla la temperatura (debe estar en 30 °C) mediante el caudal de agua de refrigeración. El nivel del tanque de almacenamiento de glicerol se muestra en campo mediante un indicador de nivel, y se controla a través de una válvula situada en la descarga del mismo (enfocada a la recogida del glicerol por el comprador).

El metanol vapor que se extrae por la parte superior del evaporador se condensa en C-301, donde se controla la presión con una bomba de vacío y la temperatura a través del caudal del agua de refrigeración.

En la Fig. 3-12 se muestra la sección de purificación del producto. La temperatura de alimentación a los tanques flash se controla mediante una válvula que regula el caudal de vapor en los intercambiadores, mientras que la presión se controla mediante una válvula de alimentación a los propios tanques.

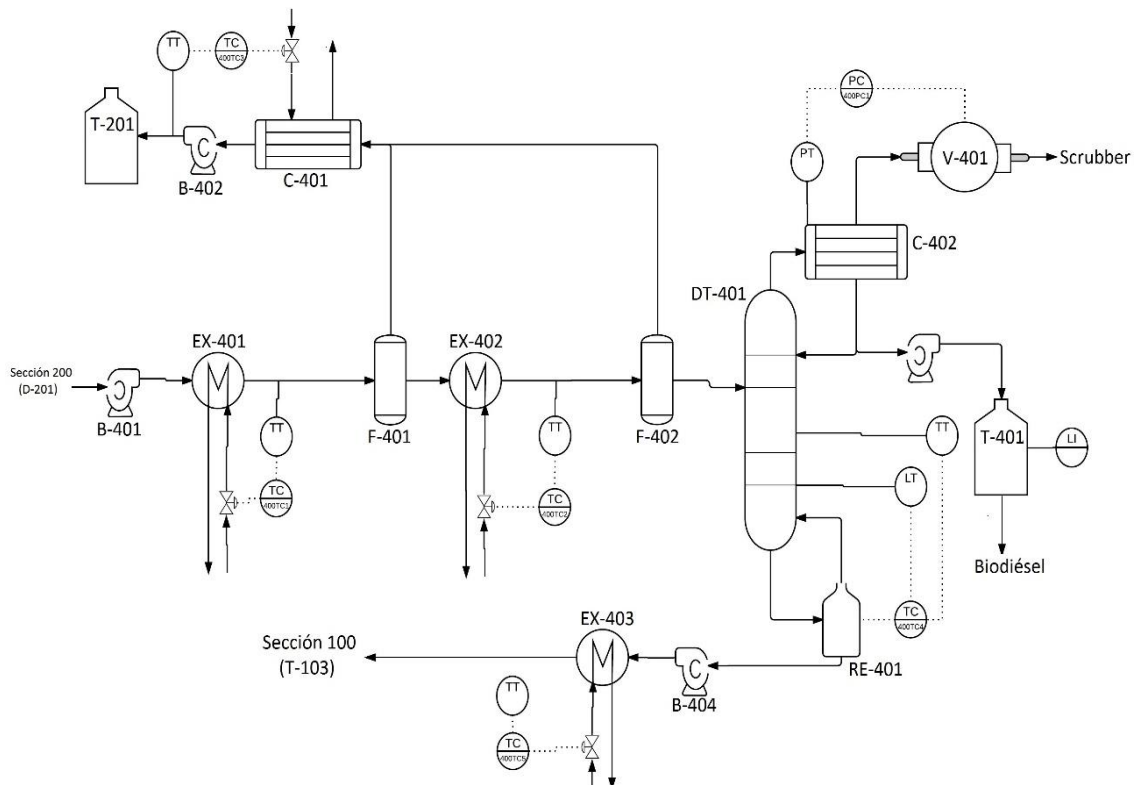


Fig. 3-12 Sección 400

Los volátiles extraídos por los tanques flash se enfrían en un condensador, donde se controla la temperatura por el caudal de agua de refrigeración, para poder almacenarlos a la temperatura deseada.

El tanque de almacenamiento posee un indicador de nivel en campo, y un detector de nivel, para evitar que se llene más de su capacidad, con una válvula en cada entrada del mismo.

En la torre de destilación se regula la presión mediante una bomba de vacío, y el nivel en fondo mediante el caudal de vapor que alimenta al reboiler situado en la zona inferior de la columna.

El tanque de almacenamiento de producto posee un indicador de nivel en campo.

La corriente que se extrae por colas (aceite que no ha reaccionado) se reenvía a la sección 100, previo enfriamiento, y se regula a través del caudal de agua de refrigeración del intercambiador.

## **5. TANQUES DE ALMACENAMIENTO**

Para asegurar la continuidad del proceso se han introducido cuatro tanques pulmón, que poseen una capacidad de almacenaje desde 10 hasta 48 horas, con una relación L/D igual a 1,5, estando contruidos de acero al carbono, ya que no almacenan sustancias corrosivas.

Para alimentarlos reactores se ha diseñado un tanque para el metanol, que abastece a la reacción durante 10 horas de producción, ya que se necesitan 5 horas en cada reactor para obtener la conversión deseada, con un diámetro de 7,9 m.

Los tanques de 48 horas poseen la función de abastecer a la planta de materia prima, y almacenar el glicerol y el biodiésel hasta su recogida. Este periodo de tiempo está pensado para una regularidad diaria tanto de llegada del aceite como recogida de los productos. Los tanques (2 unidades) de almacenamiento de aceite usado poseen un diámetro de 13,5 m, el de glicerol 6,8 m y los de biodiésel (2 unidades) 13,8 m.

## **6. TUBERÍAS**

Las tuberías que conectan los distintos equipos se han especificado de modo que su velocidad está en torno a 1 m/s, variando su diámetro entre 2 y 10 pulgadas a lo largo de la planta, dependiendo de la cantidad de caudal a transportar.

El acero al carbono A-53 es adecuado para el transporte de los fluidos empleados en el proceso, ya que no se presentan en ningún punto temperaturas superiores a 450 °C.

## **7. AISLAMIENTO TÉRMICO**

Se van a aislar aquellos equipos con una temperatura superior a 60 °C, mediante lana de roca de 80 kg/m<sup>2</sup> recubierta con aluminio. Esto permite que no se ocasionen accidentes por quemaduras en los trabajadores por contacto físico directo con el equipo.

## **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.



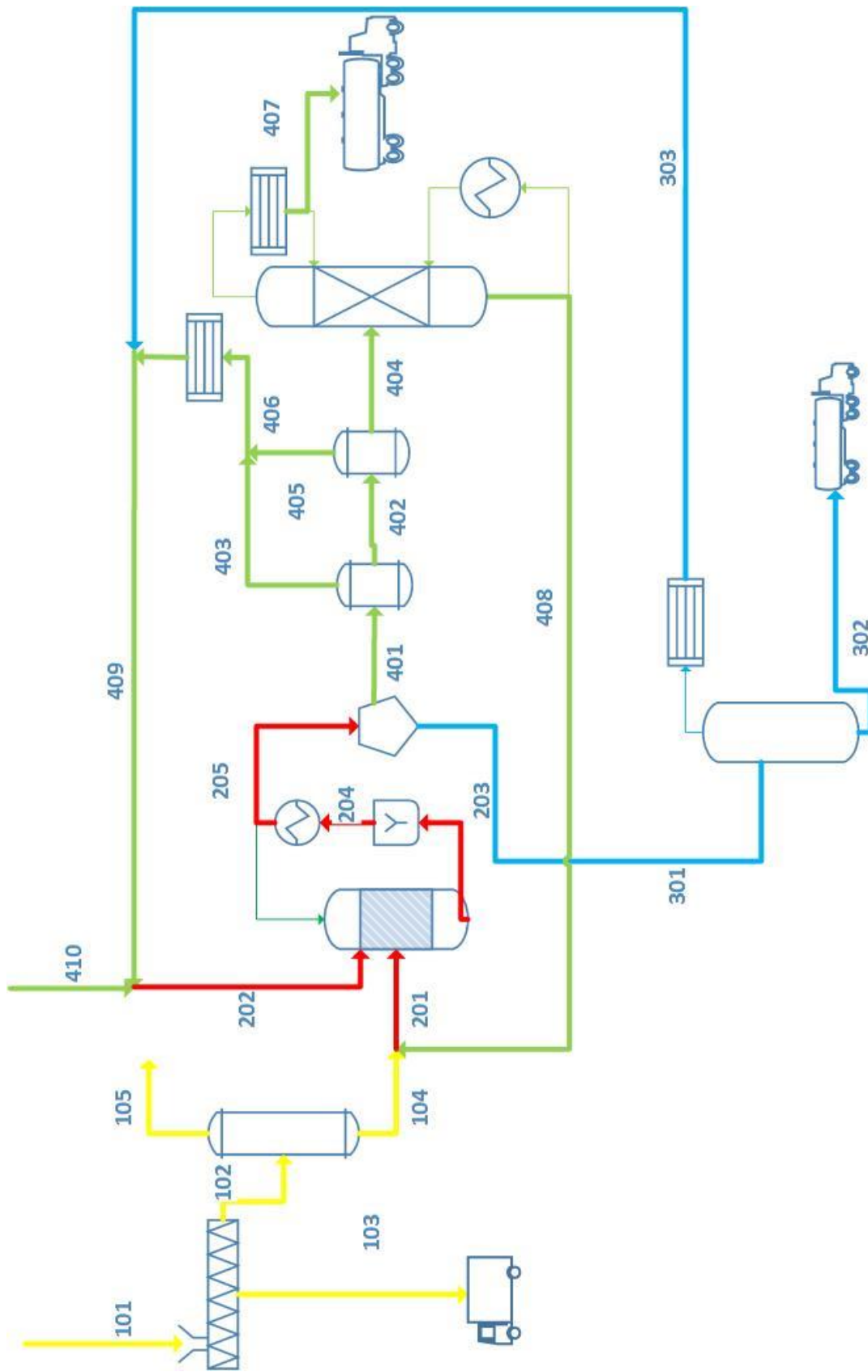


Figura 4-1 Diagrama simplificado del proceso

**Caudal másico [kg/min]**

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

Tabla 4-1 Balance de materia del proceso

**Caudal molar [mol/min]**

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

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	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	15,50	-	-
319,16	0,64	315,34	212,77	2,18	210,59	0,99	1,18	211,78	0,26	-	-	527,11	215,32	319,16
169,34	169,34	0,33	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,33	-	169,34
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>488,50</b>	<b>169,98</b>	<b>315,67</b>	<b>2182,10</b>	<b>1950,29</b>	<b>231,82</b>	<b>1946,82</b>	<b>3,47</b>	<b>235,28</b>	<b>1893,77</b>	<b>76,96</b>	<b>550,83</b>	<b>215,32</b>	<b>488,50</b>	

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	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	36,91	6609,74	8,22	-	-	16451,75	6890,24	9961,17
1817,08	1813,45	3,60	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3,60	-	1817,08
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>11778,25</b>	<b>1833,37</b>	<b>9845,63</b>	<b>13948,43</b>	<b>6890,88</b>	<b>7057,55</b>	<b>6844,68</b>	<b>46,20</b>	<b>7103,75</b>	<b>6769,56</b>	<b>152,02</b>	<b>16949,15</b>	<b>6890,24</b>	<b>11778,25</b>	

Tabla 4-4 Balance de materia del proceso

	101	102	aux-102-in	aux-102-out	103	104	105
<b>Presión [bar]</b>	1,5	1,5	1,5	1,4	1,0	2,5	0,6
<b>Temperatura [°C]</b>	30,0	30,0	112,0	111,0	30,0	70,0	65,0
<b>Caudal [kg/s]</b>	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
<b>Presión [bar]</b>	1,5	1,5	1,5	1,5	1,4
<b>Temperatura [°C]</b>	70,0	30,0	240,0	15,0	150,0
<b>Caudal [kg/s]</b>	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
<b>Presión [bar]</b>	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
<b>Temperatura [°C]</b>	60,0	60,0	30,0	15,0	50,0
<b>Caudal [kg/s]</b>	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
<b>Presión [bar]</b>	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
<b>Temperatura [°C]</b>	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
<b>Caudal [kg/s]</b>	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:

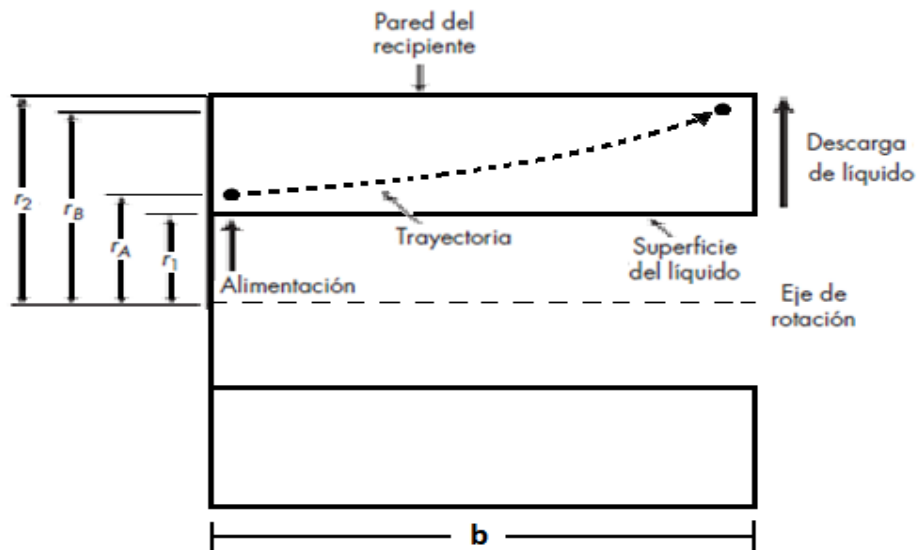


Fig. 4-2 Esquema sedimentador centrífugo

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  $\mu\text{m}$ . 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  $\text{m}^3/\text{min}$  (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.

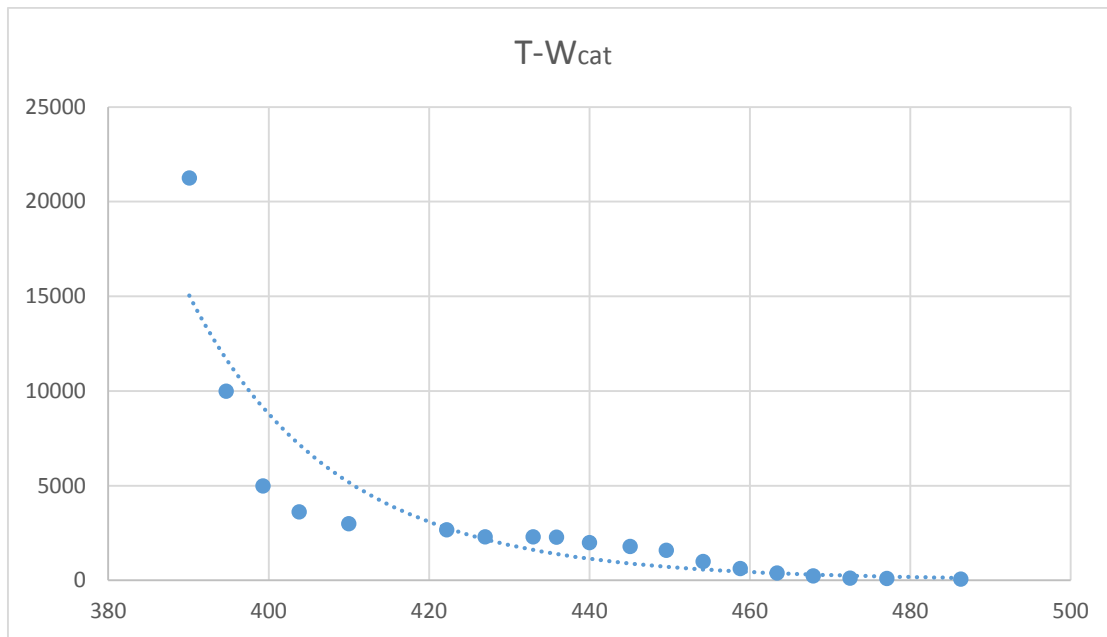


Fig. 4-3 Relación temperatura : masa de catalizador

### 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  $\theta$  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.

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

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

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

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

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

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

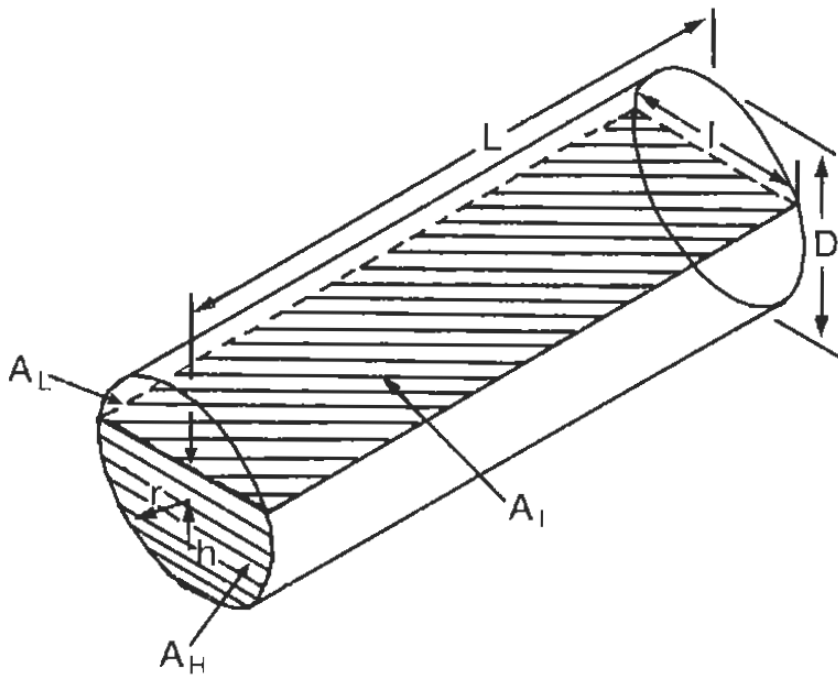


Fig. 4-4 Principales dimensiones de un decantador por gravedad

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 m<sup>2</sup> 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.

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

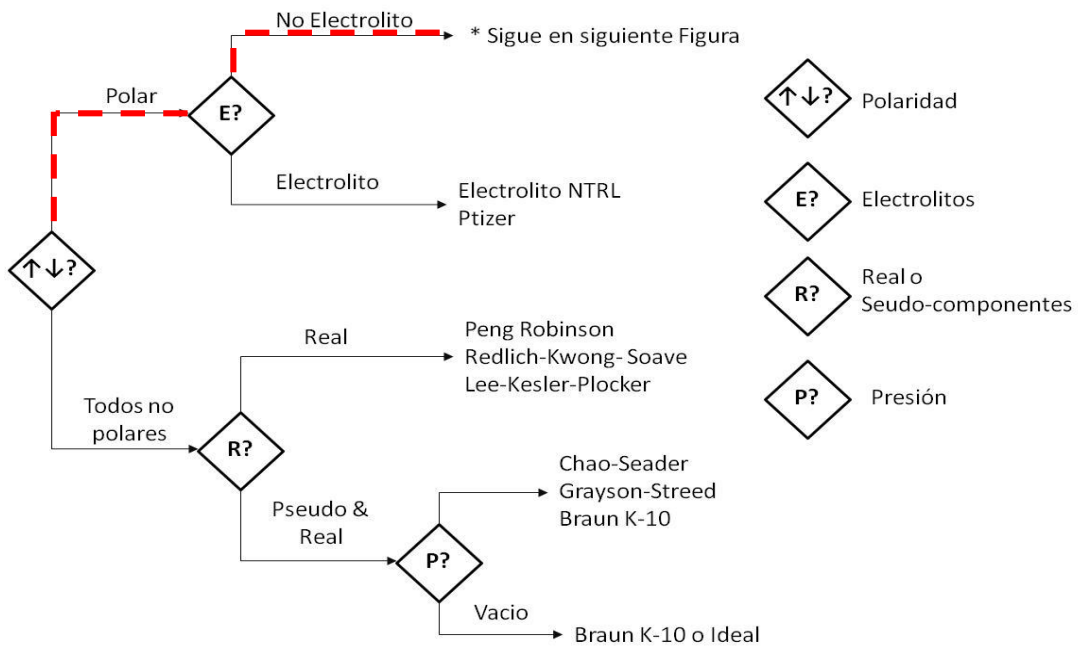


Figura 4-5 Árbol de decisión de Carlson 1/2

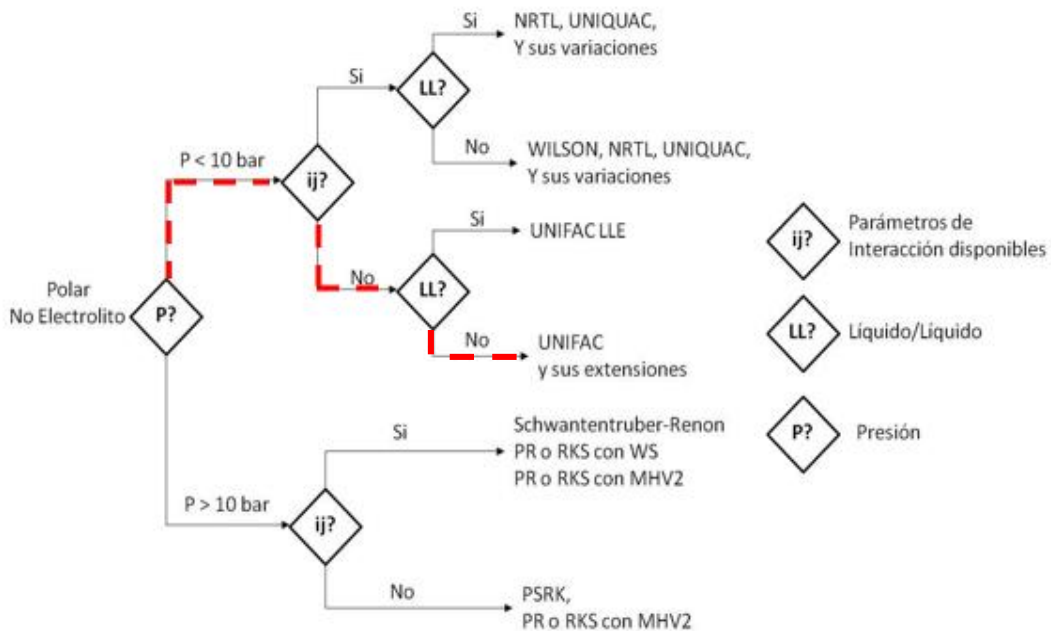


Figura 4-6 Árbol de decisión de Carlson 2/2

### 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.

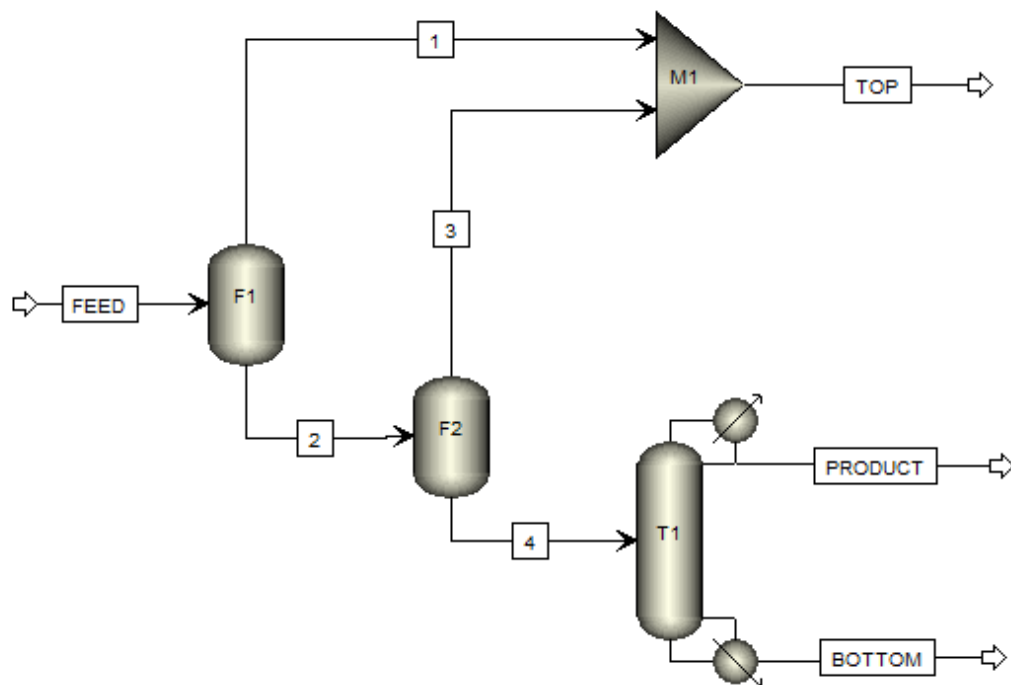


Fig. 4-7 Esquema del proceso simulado en Aspen Plus

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.

<b>Balance de Materia y Energía</b>		
Temperatura	°C	185,8
Presión	bar	0,06
Flujo Másico	kg/h	113566,2
Flujo Volumétrico	m <sup>3</sup> /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 ( $\alpha$ ) 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  $\alpha$  y  $\beta$ , 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/m<sup>3</sup>, 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/m<sup>3</sup>.

El rango de A<sub>0</sub>/A<sub>a</sub> 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 m<sup>2</sup>)

Los vertederos ocuparán un 8,8 % del área total de los platos, por lo que el área real resultante es de 14,29 m<sup>2</sup>, 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 m<sup>2</sup>) 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 <sup>3</sup> )	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  $\rho$  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  $\mu$  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:

<b>Corriente</b>	<b>Re</b>	<b><math>\epsilon_r = \epsilon/D</math></b>	<b>4f</b>
<b>101</b>	7908	0,00022	0,0082
<b>102</b>	7908	0,00022	0,0082
<b>104</b>	7908	0,00022	0,0082
<b>201</b>	8346	0,00022	0,0081
<b>202</b>	249495	0,00034	0,0044
<b>203</b>	133863	0,00018	0,0072
<b>301</b>	141815	0,00045	0,0047
<b>302</b>	1367	0,0009	0,0117
<b>303</b>	149199	0,00045	0,0047
<b>401</b>	75417	0,00022	0,0050
<b>402</b>	75417	0,00022	0,0050
<b>403</b>	156933	0,00058	0,0047
<b>404</b>	75417	0,00022	0,0050
<b>405</b>	156933	0,00058	0,0047
<b>406</b>	156933	0,00058	0,0047
<b>407</b>	75417	0,00022	0,0050
<b>408</b>	5668	0,00022	0,0090
<b>409</b>	1327	0,0012	0,0121
<b>410</b>	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/m<sup>3</sup>, 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.

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

*Tabla 4-13 Espesor de aislante es equipos*

<b>Corriente</b>	<b>Espesor (in)</b>	<b>Temperatura interior (°C)</b>	<b>Temperatura aislante (°C)</b>	<b>Eficiencia aislante (%)</b>
<b>203</b>	1	240	43,89	94,44
<b>401-408</b>	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.

## **5. BIBLIOGRAFÍA**



AAE (agenciaandaluzadelaenergia), visitado julio 2015

AF (adrformación), visitado mayo 2015

Allen, C. A.; Watts, K. C.; Ackman, R. G. *Predicting the surface tension of biodiesel from their fatty acid composition*. Journal of the AOCS, nº 76, (1999) 317-323.

BD (biodiesel), visitado junio 2015

BDO (biodieselon), visitado junio 2015

BDS (biodisol), visitado junio 2015

Benjumea, P. M.; Álvarez, A. M.; Molina, A. P. *Predicción del efecto de la temperatura sobre la viscosidad del biodiésel de palma y sus mezclas con diésel convencional*. Energética, 2005

*BP Statistical Review of World Energy*. BP, 2015

Brooke, D. *Process for production of fatty acid methyl esters from fatty acid triglycerides*. US 6.712.867 B1, 2004

CCG (cambioclimaticoglobal), visitado junio 2015

Cheng, J., Chao, C., Ward, J., Chien, I et al. *Design and control of a biodiesel production process using sugar catalyst for oil feedstock with different free fatty acid concentrations*. Elsevier, Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineersm (2013) 76-84

Díaz-Ovalle, C. O. et al. *Metodología para el diseño óptimo de evaporadores de película descendente*. Instituto tecnológico de Roque, 2013

EHU (ehu), visitado junio 2015

Felizardo, P. et al. *Production of biodiesel from waste frying oils*. Elsevier, Waste Management, (2006) 487-494

Fleisher, C. *Apparatus and method for producing biodiesel fuel*. US 7.420.072 B2, 2008

Green, D. W.; Perry, R. H. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 8ª ed. McGraw-Hill, 2008

Grupo Almena. *Catálogo técnico de tuberías* Grupo Almena, S.A., 2014

Gurski, S. M. et al. *System and process of biodiesel production*. US 8.192.696 B2, 2012

Hall, S. *Rules of Thumb for Chemical Engineers*. 5ª ed. Elsevier, 2012

JTF (journeytoforever), visitado mayo 2015

Lockman, I.; Rashid, Y.; Taufiq, Y.; yunus, R. *Methyl ester production from palm fatty acid distillate using sulfonated glucose-derived acid catalyst*. Elsevier, Renewable Energy, (2015) 347-354

McCabe, W. L.; Smith, J. L.; Harriot, P. *Operaciones unitarias en ingeniería química*. 7ª ed. McGraw-Hill, 2007

ML (miliarum), visitado julio 2015

Naik, S.; Goud, V.; Rout, P.; Dalai, A. *Production of first and second generation biofuels: A comprehensive review*. Elsevier, Renewable and Sustainable Energy Reviews, (2009) 578-597

Nauman, E. B. *Chemical reactor design, optimization, and scaleup*. McGraw-Hill, 2002

PS (Planetsave), visitado julio 2015

Rase, H. F. *Chemical Reactor Design for Process Plants*. John Wiley & Sons, 1977

Shu, Q. et al. *Reaction Kinetics of Biodiesel Synthesis from Waste Oil Using a Carbon-based Solid Acid Catalyst*. Chinese Journal of Chemical Engineering, nº 19, (2011) 163-168

SPX. *Evaporator Handbook*. SPX Corporation, 2008

Treybal, R. E. *Mass-Transfer Operations*. 3ª ed. McGraw-Hill, 1999

William B. Gloveer. *Selecting Evaporators for Process Applications*. CEP, 2004

Zhang, Y.; McLean, D.; Kates, M. *Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment*. Elsevier, Bioresource Technology , (2003) 1-16

Zheng, S.; Kates, M.; McLean, D.; Dubé, M. *Acid-catalyzed production of biodiesel from waste frying oil*. Elsevier, Biomass and Bioenergy (2006) 267-272

Zong, M. et al. *Preparation of a sugar catalyst and its use for highly efficient production of biodiesel*. The Royal Society of Chemistry, Green Chemistry, (2007) 434-437

## **6. ANEXOS**

# Anexo I

En este capítulo se recogen los códigos, del software EES, empleados para el dimensionado de equipos y tuberías.

## 1. Sedimentador centrífugo

"DATOS"

{LAS UNIDADES UTILIZADAS HAN SIDO LAS DEL SISTEMA INTERNACIONAL}

$q_c=0,03412$  {  $m^3/s$  DE CAUDAL DE ENTRADA, SACADO DEL BALANCE DE MATERIA }

$b=3*D$  {  $b$  ES LA LONGITUD DE LA CENTRÍFUGA, QUE LA HE SUPUESTO DE 3 VECES EL DIÁMETRO }

$\omega=rev*\pi/30$

$\rho_p=1350$

$\rho_{oil}=890$

$\mu=0,025$

$r_2=0,5*D$

"SUPONER"

$D_{pc}=1*10^{(-5)}$  { ES ESTIMADO UN DIAMETRO DE CORTE DE 10 MICRAS }

"TABLAS" { DATOS SACADOS DEL PERRY }

$rev=2250$

$D=0,0254*36$

"ECUACION"

$q_c=\pi*b*\omega^2*(\rho_p-\rho_{oil})*D_{pc}^2/(18*\mu)*(r_2^2-r_1^2)/(\ln(2*r_2/(r_1+r_2)))$

"VALOR DE SIGMA"

$V=\pi/4*D^2*b$

$r_e=r_2$

$s=r_2-r_1$

$g=9,81$

## Solución

$b=2,743$

$D=0,9144$

$D_{pc}=0,00001$

$g=9,81$

$\mu=0,025$

$\omega=235,6$

$q_c=0,03412$

$rev=2250$

$\rho_{oil}=890$

$\rho_p=1350$

r\_1=0,3529  
r\_2=0,4572  
r\_e=0,4572  
s=0,1043  
SIGMA=44684  
V=1,801

## 2. Evaporadores

“EVAPORADOR ACEITE-AGUA”

"LO PRIMERO ES CALCULAR LA CANTIDAD DE CALOR QUE VA A SER NECESARIO APORTAR, QUE ES ENTALPÍA DE SALIDA MENOS LA DE ENTRADA"

0,0315=water {EN kg/s, OBTENIDO DEL BALANCE DE MATERIA}

31,55=oil

q\_water=water\*(Enthalpy(Water;T=95;P=40)-Enthalpy(Water;T=50;P=150))

q\_oil=oil\*2,5\*(100-50)

Q=q\_oil+q\_water

"CALCULO CÁLCULO VAPOR NECESARIO en kg/s"

Q=steam\*Enthalpy\_vaporization(Steam;P=303)

"CÁLCULO DEL ÁREA"

U=1 {SELECCIONADA POR TABLAS, ESTA EN KW/M<sup>2</sup>\*K}

DELTA\_T=T-95 {95 ES LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN DEL EVAPORADOR}

T=Temperature(Water;P=303;x=0,5)

Q=U\*A\*DELTA\_T

"CALCULO DEL NUMERO DE TUBOS DE 2 PULGADAS"

A=pi\*D\*L\*n\_tubos

D=2\*0,0254

L=7

### Solución

A=103,4

D=0,0508

DELTA\_T=38,89

L=7

n\_tubos=92,55

oil=31,55

Q=4021

q\_oil=3944

q\_water=77,62

steam=1,859  
T=133,9  
U=1  
water=0,0315

## "EVAPORADOR METANOL-GLICEROL"

"LO PRIMERO ES CALCULAR LA CANTIDAD DE CALOR QUE VA A SER NECESARIO APORTAR, QUE ES ENTALPÍA DE SALIDA MENOS LA DE ENTRADA"

0,166=methanol {en kmoles/s}  
0,03028=glycerol

$q_{\text{methanol}} = \text{methanol} * (\text{Enthalpy}(\text{Methanol}; T=75; P=40) - \text{Enthalpy}(\text{Methanol}; T=50; P=150))$

$q_{\text{glycerol}} = \text{glycerol} * (\text{Enthalpy}(\text{Glycerin}; T=80; P=60) - \text{Enthalpy}(\text{Glycerin}; T=50; P=150))$

$Q = q_{\text{methanol}} + q_{\text{glycerol}}$

## "CÁLCULO DEL ÁREA"

$U = 1$  {SELECCIONADA POR TABLAS, ESTA EN KW/M<sup>2</sup>\*K}

$\Delta T = T - 80$  {80 ES LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN DEL EVAPORADOR}

$T = \text{Temperature}(\text{Water}; P=303; x=0,5)$

$Q = U * A * \Delta T$

## "CALCULO DEL NUMERO DE TUBOS DE 2 PULGADAS"

$A = \pi * D * L * n_{\text{tubos}}$

$D = 2 * 0,0254$

$L = 7$

## **Solución**

$A = 121,4$

$D = 0,0508$

$\Delta T = 53,89$

$\text{glycerol} = 0,03028$

$L = 7$

$\text{methanol} = 0,166$

$\mu_{\text{gly}} = 0,06796$

$\mu_{\text{met}} = 0,0003147$

$\mu_{mez}=0,0007208$

$n_{tubos}=108,7$

$Q=6543$

$q_{glycerol}=217,5$

$q_{methanol}=6326$

$T=133,9$

$U=1$

### 3. Reactor

"DATOS"

{ $T=510$ }

{  $W_{cat}=11,66$  kg cat, siendo la media calculada entre 509 y 510 K, con 30 pasos intermedios }

{Densidad molar [ $\text{kmol}/\text{m}^3$ ]}

$\rho_{oil}=890/830$

$\rho_{met}=791,80/32,04$

$\rho_{gly}=1260/92,0938$

$\rho_{fame}=880/278$

$\rho_{wat}=1000/18$

"CAUDALES MOLARES en  $\text{kmol}/\text{s}$ , sacados del balance de materia"

$F_{oil_0}=39,03/1000$

$F_{met_0}=10 \cdot F_{oil_0}$

$F_{wat_0}=0,014/1000$

$F_{fame_0}=1,183/1000$

$F_{gly_0}=0,058/1000$

{Caudales de salida del reactor, suponiendo que solo reaccionan los triglicéridos, como se explica en el archivo word del reactor }

$F_{oil}=F_{oil_0} \cdot (1-x)$

$F_{met}=F_{met_0}-F_{oil_0} \cdot 3 \cdot x$

$F_{gly}=F_{gly_0}+F_{oil_0} \cdot x$

$F_{fame}=F_{fame_0}+F_{oil_0} \cdot 3 \cdot x$

$F_{wat}=F_{wat_0}$

"CONCENTRACIONES"

$Q_T = F_{oil}/\rho_{oil} + F_{met}/\rho_{met} + F_{gly}/\rho_{gly} + F_{fame}/\rho_{fame} + F_{wat}/\rho_{wat}$  {estando  $\rho$  en  $\text{kmol}/\text{m}^3$ }



$$\text{Coil}=\text{Foil}/Q\_T$$

$$\text{Cmet}=\text{Fmet}/Q\_T$$

$$\text{Cgly}=\text{Fgly}/Q\_T$$

$$\text{Cfame}=\text{Ffame}/Q\_T$$

"CINETICA"

$$r=k\_F*(\text{Coil}*Cmet^3-1/K\_eq*Cgly*Cfame^3)$$

$$k\_F=3,58*10^6*\exp(-13041/T)$$

$$k\_eq=59*\exp(-2606/T)$$

"CATALIZADOR"

$$F\_T=\text{Foil}+\text{Fmet}+\text{Fgly}+\text{Ffame}+\text{Fwat}$$

$$W\_cat=\text{Foil}_0*\int(r^{-1};x;0;0,97;0,0001)$$

Nota:

Debido a las grandes cifras de las constantes de reacción, unido a la complejidad del cálculo de la integral, dando lugar a resultados en ocasiones incongruentes, por lo que el resultado se ha determinado haciendo una media de los valores en torno al punto de operación de 510 K de temperatura.

#### **4. Decantador**

"DATOS"

{TODAS LAS UNIDADES EN ft, s, lb, rad. SISTEMA INGLES PORQUE ESTÁ SACADO DEL LUDWIG}

$$\rho_d=78,66 \quad \{\text{densidad glicerol}\}$$

$$\rho_c=54,94 \quad \{\text{densidad FAME}\}$$

$$\mu_c=0,0044 \quad \{\text{viscosidad dinamica FAME}\}$$

L/D=5 {SE ASUME QUE L/D ES 5, UNA RELACIÓN TÍPICA DE ESBELTEZ, SEGUN EL LUDWIG}

$$r=D/2 \quad \{\text{radio decantador}\}$$

$$I=0,8*D \quad \{\text{ancho de la interfase}\} \quad \{\text{SE ASUME QUE } I=0,8*D, \text{ EL } 80\%, \text{ RELACIÓN TÍPICA}\}$$

$$Q_{oil}=1,7363 \quad \{\text{caudal en ft}^3/\text{s a la entrada}\}$$

$$D_d=0,002 \quad \{\text{diametro gotas de glicerina en FAME, supuesto debido a la ausencia de datos al respecto}\}$$

"ECUACIONES"

$$D=0,5*(Q_{oil}/V_{gly})^{0,5}$$

$$V_{gly}=32,17*D_d^2*(\rho_d-\rho_c)/(18*\mu_c)$$

$$(I/2)^2 = (r^2 - h^2)$$

$$A_i = I * L$$

$$A_L = 0,5 * \pi * r^2 - h * (r^2 - h^2)^{0,5} - r^2 * \arcsin(h/r)$$

$$A_H = \pi * r^2 - A_L$$

$$D_L = 4 * A_L / (I + P)$$

$$D_H = 4 * A_H / (I + 2 * \pi * r - P)$$

$$P = 2 * r * \arccos(h/r)$$

## **Solución**

$$L_{SI} = L * 0,3048$$

$$D_{SI} = D * 0,3048$$

$$A_H = 7,587$$

$$A_i = 45,05$$

$$A_L = 1,26$$

$$D = 3,356$$

$$D_d = 0,002$$

$$D_H = 3$$

$$D_L = 0,8691$$

$$D_{SI} = 1,023$$

$$h = 1,007$$

$$I = 2,685$$

$$L = 16,78$$

$$L_{SI} = 5,115$$

$$\mu_c = 0,0044$$

$$P = 3,112$$

$$Q_{oil} = 1,736$$

$$r = 1,678$$

$$\rho_c = 54,94$$

$$\rho_d = 78,66$$

$$V_{gly} = 0,03854$$

## **5. Tuberías**

"CALCULO DE DIAMETRO DE TUBERIAS"

"DENSIDADES"

$$\rho_{oil} = 890$$

$$\rho_{fame} = 880$$

rho\_gly=1230  
rho\_water=1000  
rho\_met=Density(Methanol;P=100;t=50)

"CORRIENTES 101,102,104"

{v\_1=1,5}

m\_1=31,55114  
q\_1=m\_1/rho\_oil  
q\_1=v\_1\*pi\*D\_1^2/4  
mu\_oil=0,025 { EN kg/(m\*s) }

"CORRIENTES 203,204,205"

{v\_6=1,5}

m\_6water=0,136  
m\_6oil=0,969  
m\_6fame=31,62  
m\_6met=8,836  
m\_6gly=2,789  
q\_6=m\_6water/rho\_water+m\_6oil/rho\_oil+m\_6fame/rho\_fame+m\_6met/rho\_met+m\_6gly/rho\_gly  
q\_6=v\_6\*pi\*D\_6^2/4  
x\_6water=0,018  
x\_6oil=0,003  
x\_6fame=0,265  
x\_6met=0,644  
x\_6gly=0,07  
mu\_6water=Viscosity(Water;T=60;P=250)  
mu\_6met=Viscosity(Methanol;T=60;P=250)  
mu\_6gly=Viscosity(Glycerin; T=60)  
mu\_6fame=0,027  
mu\_6oil=0,025

"CORRIENTE 401,402,404"

{v\_9=1,5}

m\_9water=0,136  
m\_9oil=0,969  
m\_9fame=31,62  
m\_9met=3,534  
q\_9=m\_9water/rho\_water+m\_9oil/rho\_oil+m\_9fame/rho\_fame+m\_9met/rho\_met  
q\_9=v\_9\*pi\*D\_9^2/4

x\_9water=0,032  
x\_9oil=0,005  
x\_9fame=0,489  
x\_9met=0,474  
mu\_9water=Viscosity(Water;T=60;P=200)  
mu\_9met=Viscosity(Methanol;T=60;P=200)  
mu\_9fame=0,03  
mu\_9oil=0,027

#### "CORRIENTE 407"

{v\_10=1,5}

m\_10water=0,0001  
m\_10oil=0,268  
m\_10fame=31,23  
m\_10met=0,004  
q\_10=m\_10water/rho\_water+m\_10oil/rho\_oil+m\_10fame/rho\_fame+m\_10met/rho\_met  
q\_10=v\_10\*pi\*D\_10^2/4  
x\_10water=0  
x\_10oil=0,003  
x\_10fame=0,996  
x\_10met=0,001  
mu\_10water=Viscosity(Water;T=60;P=200)  
mu\_10met=Viscosity(Methanol;T=60;P=200)  
mu\_10fame=0,035  
mu\_10oil=0,03

#### "CORRIENTE 408"

{v\_11=1}

m\_11oil=0,841  
m\_11fame=0,425  
q\_11=m\_11oil/rho\_oil+m\_11fame/rho\_fame  
q\_11=v\_11\*pi\*D\_11^2/4  
x\_11oil=0,349  
x\_11fame=0,651  
mu\_11fame=0,025  
mu\_11oil=0,022

#### "CORRIENTE 404,405,406"

{v\_12=1,5}

m\_12water=0,131

m\_12fame=0,258  
m\_12met=3,53  
q\_12=m\_12water/rho\_water+m\_12fame/rho\_fame+m\_12met/rho\_met  
q\_12=v\_12\*pi\*D\_12^2/4  
x\_12water=0,062  
x\_12fame=0,008  
x\_12met=0,93  
mu\_12water=Viscosity(Water;T=50;P=200)  
mu\_12met=Viscosity(Methanol;T=50;P=200)  
mu\_12fame=0,035

#### "CORRIENTE 301"

{v\_13=1,5}  
m\_13met=5,319  
m\_13gly=2,789  
q\_13=m\_13met/rho\_met+m\_13gly/rho\_gly  
q\_13=v\_13\*pi\*D\_13^2/4  
x\_13met=0,846  
x\_13gly=0,154  
mu\_13gly=Viscosity(Glycerin; T=60)  
mu\_13met=Viscosity(Methanol;T=60;P=150)  
{ln(mu\_nm)=0,8458\*ln(mu\_met)+0,1542\*ln(mu\_gly)}

#### "CORRIENTE 302"

{v\_14=1}  
m\_14met=0,011  
m\_14gly=2,783  
q\_14=m\_14met/rho\_met+m\_14gly/rho\_gly  
q\_14=v\_14\*pi\*D\_14^2/4  
x\_14met=0,101  
x\_14gly=0,989  
mu\_14gly=Viscosity(Glycerin; T=30)  
mu\_14met=Viscosity(Methanol;T=30;P=250)

#### "CORRIENTE 303"

{v\_15=1,5}  
m\_15met=5,309  
m\_15gly=0,006  
q\_15=m\_15met/rho\_met+m\_15gly/rho\_gly

$q_{15} = v_{15} \cdot \pi \cdot D_{15}^2 / 4$   
 $x_{15\text{met}} = 0,9996$   
 $x_{15\text{gly}} = 0,0004$   
 $\mu_{15\text{gly}} = \text{Viscosity}(\text{Glycerin}; T=30)$   
 $\mu_{15\text{met}} = \text{Viscosity}(\text{Methanol}; T=30; P=150)$

#### "CORRIENTE 409"

$\{v_{17} = 1,5\}$   
 $m_{17\text{water}} = 0,131$   
 $m_{17\text{fame}} = 0,258$   
 $m_{17\text{met}} = 8,785$   
 $m_{17\text{gly}} = 0,006$   
 $q_{17} = m_{17\text{water}} / \rho_{\text{water}} + m_{17\text{fame}} / \rho_{\text{fame}} + m_{17\text{met}} / \rho_{\text{met}} + m_{17\text{gly}} / \rho_{\text{gly}}$   
 $q_{17} = v_{17} \cdot \pi \cdot D_{17}^2 / 4$   
 $x_{17\text{water}} = 0,026$   
 $x_{17\text{fame}} = 0,003$   
 $x_{17\text{met}} = 0,9708$   
 $x_{17\text{gly}} = 0,0002$   
 $\mu_{17\text{water}} = \text{Viscosity}(\text{Water}; T=30; P=150)$   
 $\mu_{17\text{met}} = \text{Viscosity}(\text{Methanol}; T=30; P=150)$   
 $\mu_{17\text{gly}} = \text{Viscosity}(\text{Glycerin}; T=30)$   
 $\mu_{17\text{fame}} = 0,04$

#### "CORRIENTE 410"

$\{v_{18} = 1,5\}$   
 $m_{18\text{met}} = 3,719$   
 $q_{18} = m_{18\text{met}} / \rho_{\text{met}}$   
 $q_{18} = v_{18} \cdot \pi \cdot D_{18}^2 / 4$   
 $\mu_{18\text{met}} = \text{Viscosity}(\text{Methanol}; T=30; P=150)$

#### "CORRIENTE 202"

$\{v_{19} = 1,5\}$   
 $m_{19\text{water}} = 0,131$   
 $m_{19\text{fame}} = 0,258$   
 $m_{19\text{met}} = 12,504$   
 $m_{19\text{gly}} = 0,006$   
 $q_{19} = m_{19\text{water}} / \rho_{\text{water}} + m_{19\text{fame}} / \rho_{\text{fame}} + m_{19\text{met}} / \rho_{\text{met}} + m_{19\text{gly}} / \rho_{\text{gly}}$   
 $q_{19} = v_{19} \cdot \pi \cdot D_{19}^2 / 4$   
 $x_{19\text{water}} = 0,018$

x\_19fame=0,002  
x\_19met=0,9798  
x\_19gly=0,0002  
mu\_19water=Viscosity(Water;T=30;P=150)  
mu\_19met=Viscosity(Methanol;T=30;P=150)  
mu\_19gly=Viscosity(Glycerin; T=30)  
mu\_19fame=0,04

#### "DIÁMETROS EN PULGADAS"

D\_p1=D\_1/0,0254  
D\_p6=D\_6/0,0254  
D\_p9=D\_9/0,0254  
D\_p10=D\_10/0,0254  
D\_p11=D\_11/0,0254  
D\_p12=D\_12/0,0254  
D\_p13=D\_13/0,0254  
D\_p14=D\_14/0,0254  
D\_p15=D\_15/0,0254  
D\_p17=D\_17/0,0254  
D\_p18=D\_18/0,0254  
D\_p19=D\_19/0,0254

#### { DIAMETROS COMERCIALES }

D\_p1=8  
D\_p6=10  
D\_p9=8  
D\_p10=8  
D\_p11=2  
D\_p12=3  
D\_p13=3,5  
D\_p14=2,5  
D\_p15=3,5  
D\_p17=4  
D\_p18=3  
D\_p19=5

#### { CAUDALES MÁSICOS }

$F_1 = m_1$   
 $F_6 = m_6 \text{water} + m_6 \text{oil} + m_6 \text{fame} + m_6 \text{met} + m_6 \text{gly}$   
 $F_9 = m_9 \text{water} + m_9 \text{oil} + m_9 \text{fame} + m_9 \text{met}$   
 $F_{10} = m_{10} \text{water} + m_{10} \text{oil} + m_{10} \text{fame} + m_{10} \text{met}$   
 $F_{11} = m_{11} \text{oil} + m_{11} \text{fame}$   
 $F_{12} = m_{12} \text{water} + m_{12} \text{fame} + m_{12} \text{met}$   
 $F_{13} = m_{13} \text{met} + m_{13} \text{gly}$   
 $F_{14} = m_{14} \text{met} + m_{14} \text{gly}$   
 $F_{15} = m_{15} \text{met} + m_{15} \text{gly}$   
 $F_{17} = m_{17} \text{water} + m_{17} \text{fame} + m_{17} \text{met} + m_{17} \text{gly}$   
 $F_{18} = m_{18} \text{met}$   
 $F_{19} = m_{19} \text{water} + m_{19} \text{fame} + m_{19} \text{met} + m_{19} \text{gly}$

### {CALCULO DE VISCOSIDADES}

$\mu_1 = \mu_{1\text{oil}}$   
 $\ln(\mu_6) = x_6 \text{water} * \ln(\mu_6 \text{water}) + x_6 \text{oil} * \ln(\mu_6 \text{oil}) + x_6 \text{fame} * \ln(\mu_6 \text{fame}) + x_6 \text{met} * \ln(\mu_6 \text{met}) + x_6 \text{gly} * \ln(\mu_6 \text{gly})$   
 $\ln(\mu_9) = x_9 \text{water} * \ln(\mu_9 \text{water}) + x_9 \text{oil} * \ln(\mu_9 \text{oil}) + x_9 \text{fame} * \ln(\mu_9 \text{fame}) + x_9 \text{met} * \ln(\mu_9 \text{met})$   
 $\ln(\mu_{10}) = x_{10} \text{water} * \ln(\mu_{10} \text{water}) + x_{10} \text{oil} * \ln(\mu_{10} \text{oil}) + x_{10} \text{fame} * \ln(\mu_{10} \text{fame}) + x_{10} \text{met} * \ln(\mu_{10} \text{met})$   
 $\ln(\mu_{11}) = x_{11} \text{oil} * \ln(\mu_{11} \text{oil}) + x_{11} \text{fame} * \ln(\mu_{11} \text{fame})$   
 $\ln(\mu_{12}) = x_{12} \text{water} * \ln(\mu_{12} \text{water}) + x_{12} \text{fame} * \ln(\mu_{12} \text{fame}) + x_{12} \text{met} * \ln(\mu_{12} \text{met})$   
 $\ln(\mu_{13}) = x_{13} \text{met} * \ln(\mu_{13} \text{met}) + x_{13} \text{gly} * \ln(\mu_{13} \text{gly})$   
 $\ln(\mu_{14}) = x_{14} \text{met} * \ln(\mu_{14} \text{met}) + x_{14} \text{gly} * \ln(\mu_{14} \text{gly})$   
 $\ln(\mu_{15}) = x_{15} \text{met} * \ln(\mu_{15} \text{met}) + x_{15} \text{gly} * \ln(\mu_{15} \text{gly})$   
 $\ln(\mu_{17}) = x_{17} \text{water} * \ln(\mu_{17} \text{water}) + x_{17} \text{fame} * \ln(\mu_{17} \text{fame}) + x_{17} \text{met} * \ln(\mu_{17} \text{met}) + x_{17} \text{gly} * \ln(\mu_{17} \text{gly})$   
 $\mu_{18} = \mu_{18} \text{met}$   
 $\ln(\mu_{19}) = x_{19} \text{water} * \ln(\mu_{19} \text{water}) + x_{19} \text{fame} * \ln(\mu_{19} \text{fame}) + x_{19} \text{met} * \ln(\mu_{19} \text{met}) + x_{19} \text{gly} * \ln(\mu_{19} \text{gly})$

"REYNOLDS calcularlo con caudales máxicos, para evitar lios de densidades

$$Re = (F_T * D) / (\pi / 4 * D^2 * \mu) = 4 * F_T / (\pi * D * \mu)$$

$$Re_1 = 4 * F_1 / (\pi * D_1 * \mu_1)$$

$$Re_6 = 4 * F_6 / (\pi * D_6 * \mu_6)$$

$$Re_9 = 4 * F_9 / (\pi * D_9 * \mu_9)$$

$$Re_{10} = 4 * F_{10} / (\pi * D_{10} * \mu_{10})$$



$$\text{Re}_{11}=4*F_{11}/(\pi*D_{11}*\mu_{11})$$

$$\text{Re}_{12}=4*F_{12}/(\pi*D_{12}*\mu_{12})$$

$$\text{Re}_{13}=4*F_{13}/(\pi*D_{13}*\mu_{13})$$

$$\text{Re}_{14}=4*F_{14}/(\pi*D_{14}*\mu_{14})$$

$$\text{Re}_{15}=4*F_{15}/(\pi*D_{15}*\mu_{15})$$

$$\text{Re}_{17}=4*F_{17}/(\pi*D_{17}*\mu_{17})$$

$$\text{Re}_{18}=4*F_{18}/(\pi*D_{18}*\mu_{18})$$

$$\text{Re}_{19}=4*F_{19}/(\pi*D_{19}*\mu_{19})$$

Nota:

Debido a la extensión del propio código, no se ha puesto la solución del mismo por redundancia con el apartado correspondiente de la memoria de cálculo.

## Anexo II

En este capítulo recoge capturas de pantallas del software de simulación de procesos, Aspen Plus, para facilitar el proceso de resolución

Primero de todo, se deben escoger el tipo de proceso que se va a simular y sus unidades (métricas o inglesas). Se recomienda el método general si se desconoce cual elegir.

Para comenzar a definir los componentes existentes en el proceso, hay que irse a la pestaña “Components”.

Una vez ahí se introduce, componente a componente, todos los necesarios. Se pueden buscar mediante su nombre, el nombre comercial o su fórmula química.

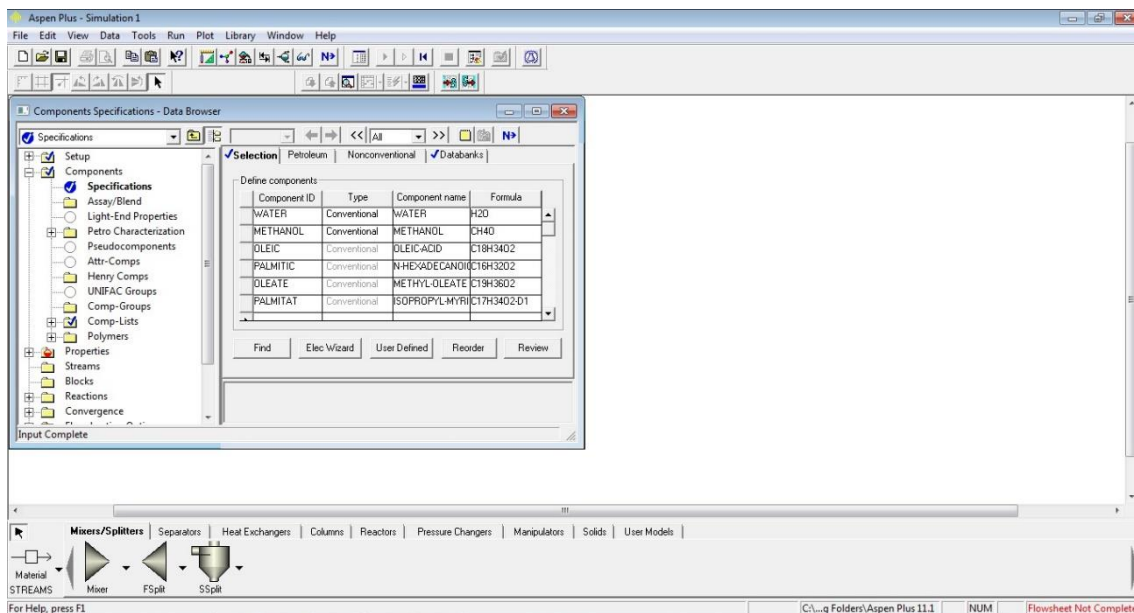


Fig. A-II-1

Cuando ya se han definido todos los componentes, hay que elegir el método termodinámico que registrará la simulación del proceso. Existen distintos árboles de decisión que ayudan a escoger el adecuado, según las propiedades de los compuestos y su interacción entre sí.

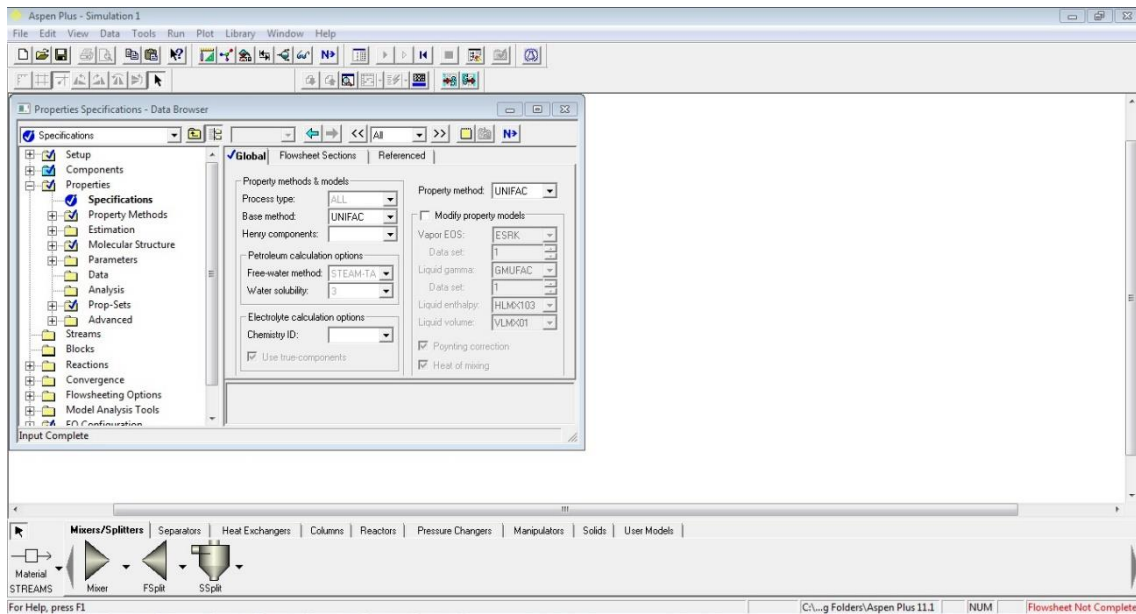


Fig. A-II-2

En la zona inferior de la pantalla se encuentran los equipos disponibles, con una breve explicación de cada uno, y las corrientes para interconectarlos.

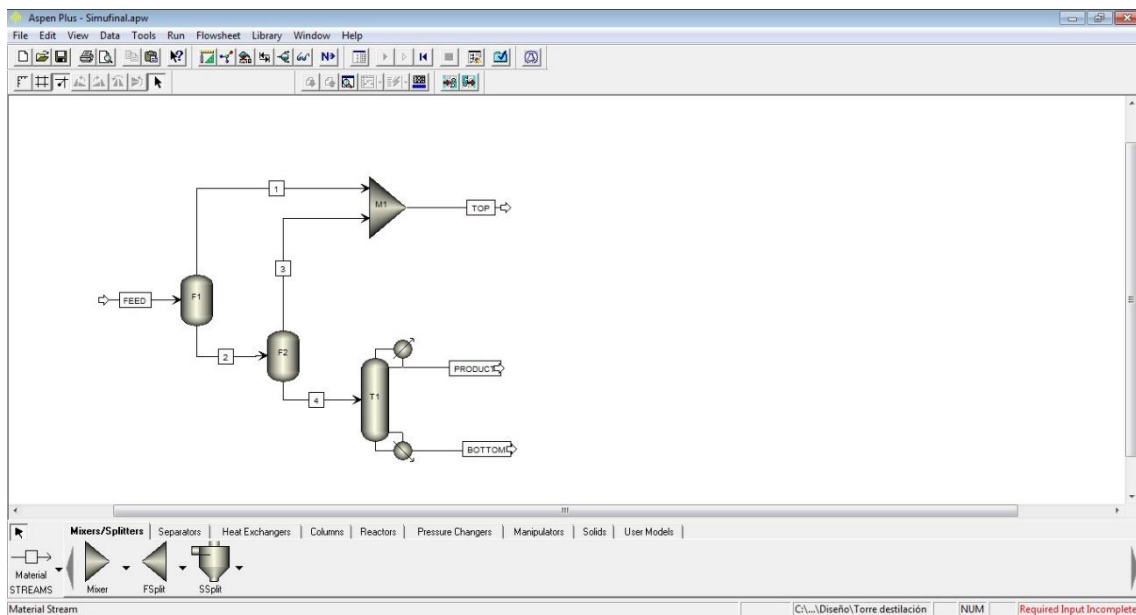


Fig. A-II-3

Es necesario definir todas las corrientes de alimentación al sistema global, el resto se obtienen como resultado de la propia simulación.

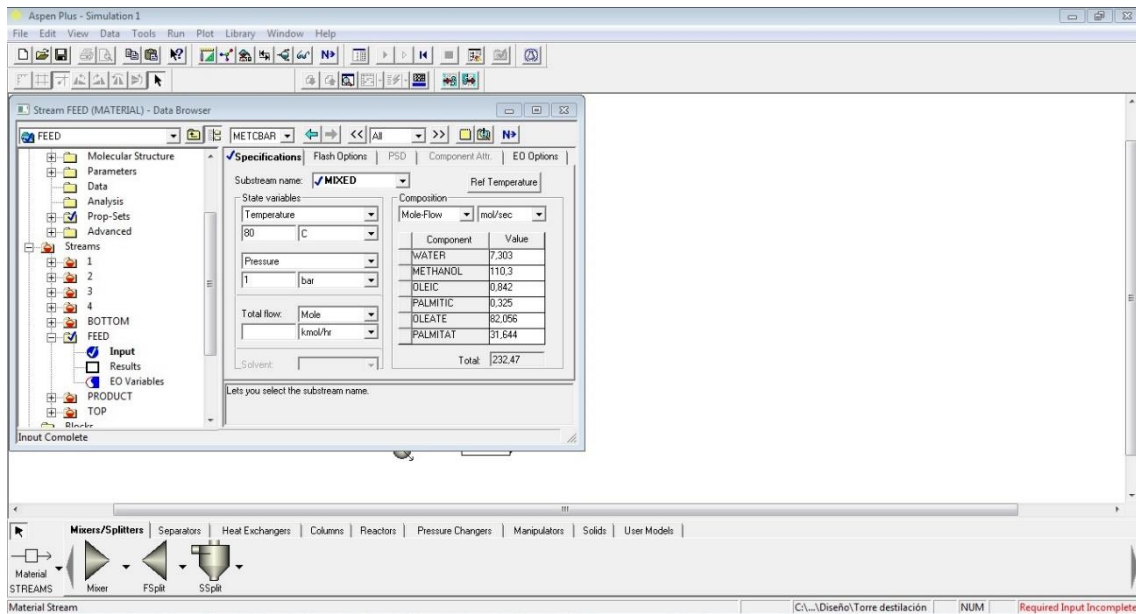


Fig. A-II-4

Ya detalladas todas las corrientes necesarias, se pasa a definir los equipos que componen el proceso.

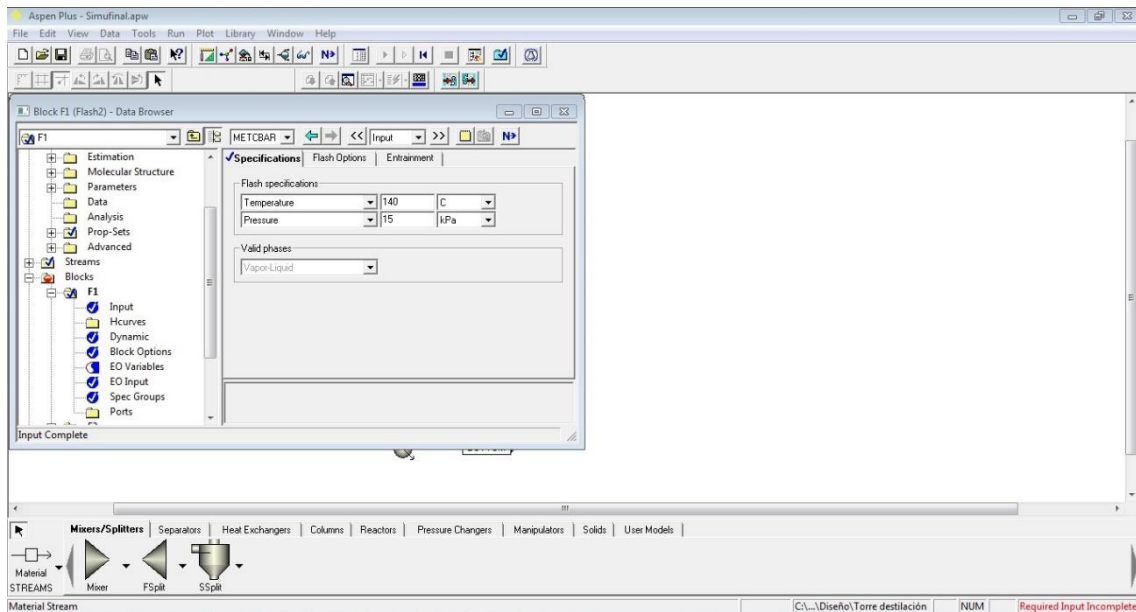


Fig. A-II-5

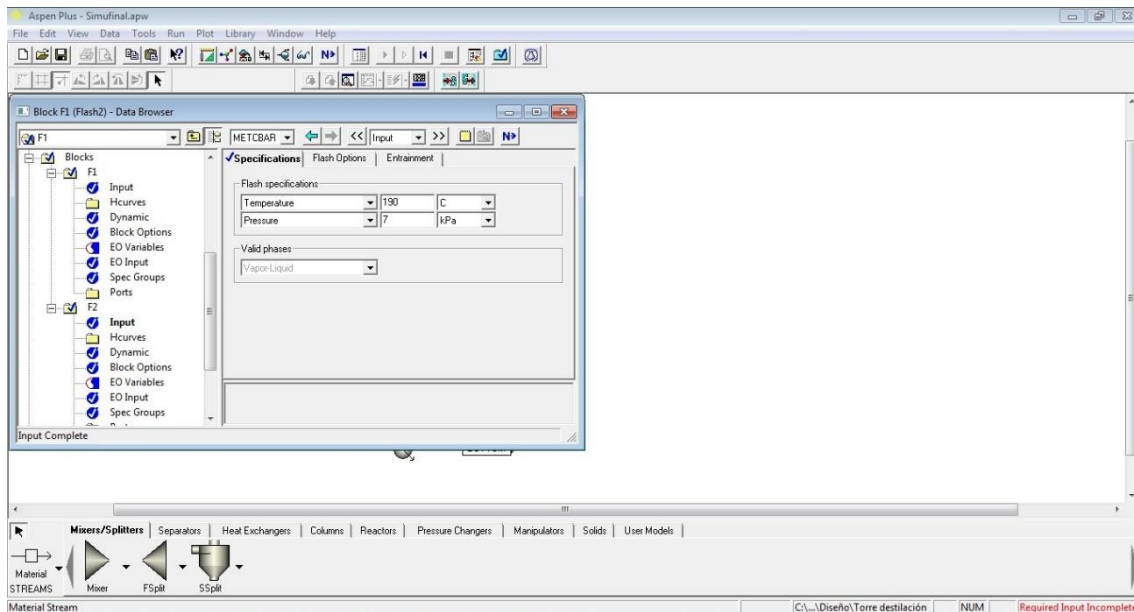


Fig. A-II-6

En el caso de los tanques flash, con indicar la temperatura y presión es suficiente.

En el mezclador se puede imponer una pérdida de carga si se desea, o suponerlo ideal (no hay pérdida de carga).

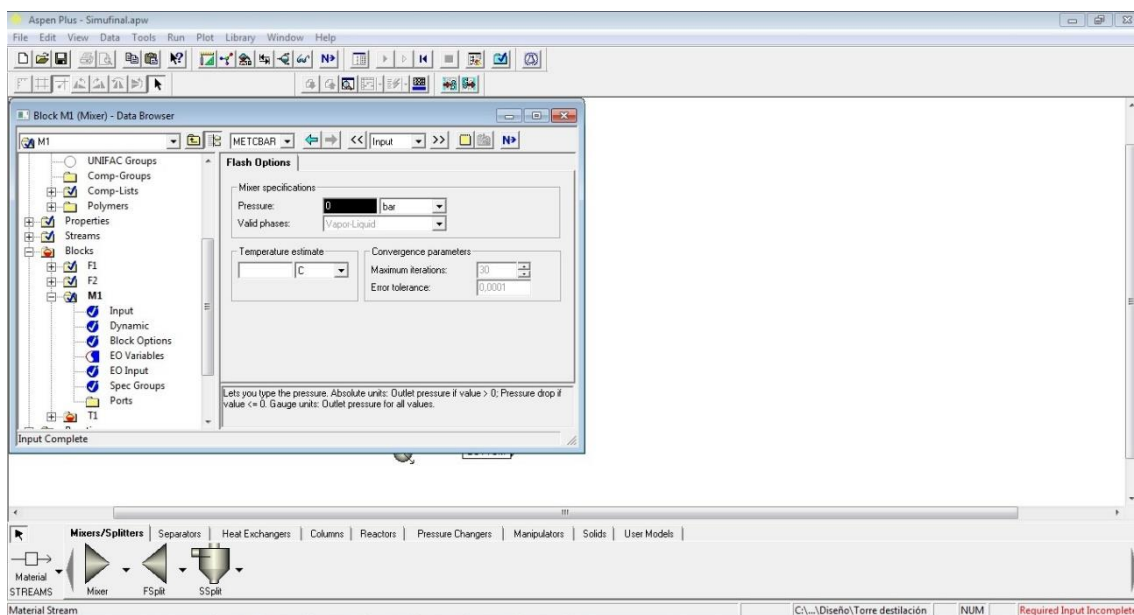


Fig. A-II-7

En la columna *DSTWU* se introducen las condiciones de diseño detalladas en el apartado correspondiente de la memoria de cálculos.

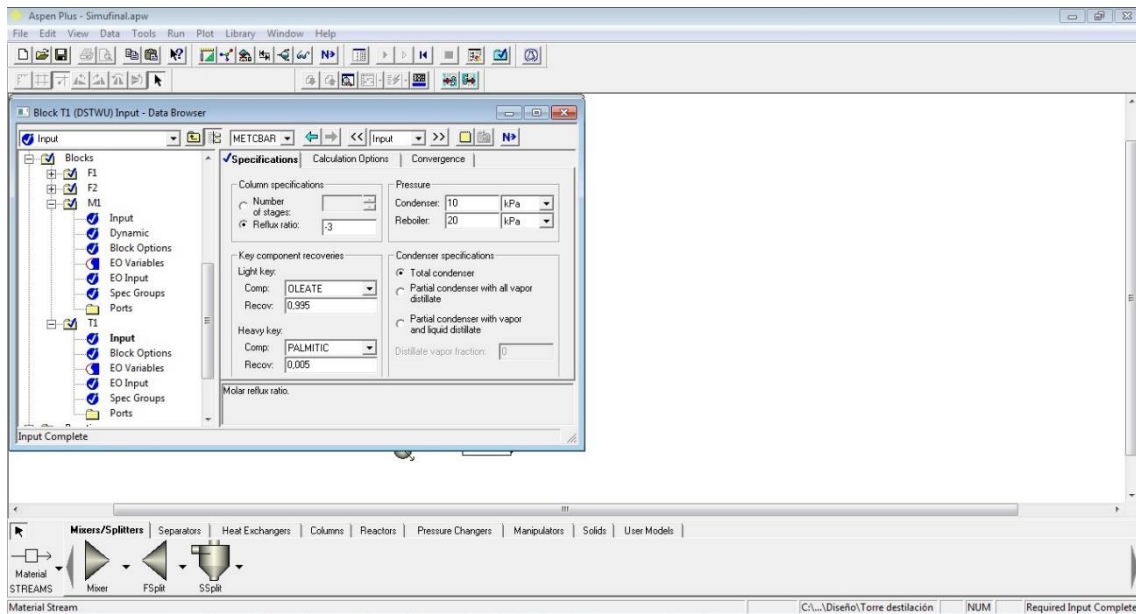


Fig. A-II-8

Una vez definidos todos los equipos y corrientes, en la zona inferior derecha de la pantalla, la frase “*Required Input Incomplete*” ha pasado a decir “*Required Input Complete*”, por lo que ya se puede simular el proceso.

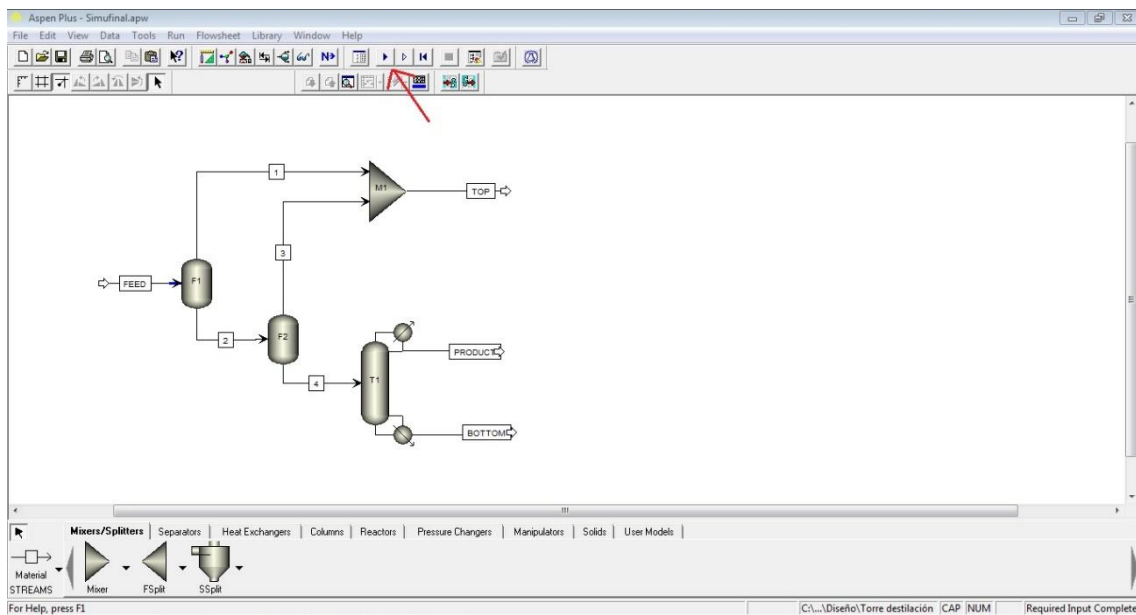


Fig. A-II-9

Con los resultados obtenidos de esta primera simulación con una columna *DSTWU*, se sustituye la misma por una de tipo *Radfrac*, que simula de forma más fidedigna la separación producida.

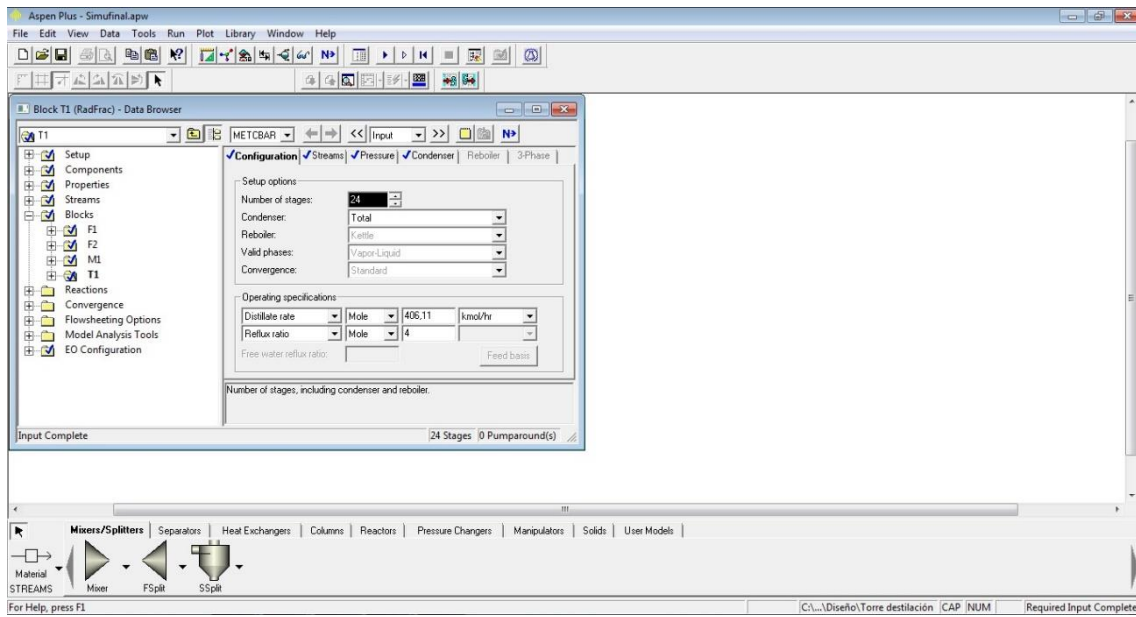


Fig. A-II-10

Quando se especificuen todos los campos requeridos, ya se procede a simular de nuevo el proceso, con unos resultados más exactos que en el caso anterior.

# Anexo III

En este capítulo se recogen las tablas empleadas en el diseño de equipos y bombas.

## 1. Decantador centrífugo

Type	Bowl diameter	Speed, r/min	Maximum centrifugal force × gravity	Throughput		Typical motor size, hp
				Liquid, gal/min	Solids, tons/h	
Tubular	1.75	50,000*	62,400	0.05–0.25		•
	4.125	15,000	13,200	0.1–10		2
	5	15,000	15,900	0.2–20		3
Disc	7	12,000	14,300	0.1–10		½
	13	7,500	10,400	5–50		6
	24	4,000	5,500	20–200		7½
Nozzle discharge	10	10,000	14,200	10–40	0.1–1	20
	16	6,250	8,900	25–150	0.4–4	40
	27	4,200	6,750	40–400	1–11	125
	30	3,300	4,600	40–400	1–11	125
Scroll conveyor	6	8,000	5,500	To 20	0.03–0.25	5
	14	4,000	3,180	To 75	0.5–1.5	20
	18	3,500	3,130	To 100	1–3	50
	24	3,000	3,070	To 250	2.5–12	125
	30	2,700	3,105	To 350	3–15	200
	36	2,250	2,590	To 600	10–25	300
Knife discharge	44	1,600	1,600	To 700	10–25	400
	54	1,000	770	To 750	20–60	250
	20	1,800	920	†	1.0‡	20
	36	1,200	740	†	4.1‡	30
	68	900	780	†	20.5‡	40

\*Turbine drive, 100 lb/h (45 kg/h) of steam at 40 lb/in<sup>2</sup> gauge (372 KPa) or equivalent compressed air.

†Widely variable.

‡Maximum volume of solids that the bowl can contain, ft<sup>3</sup>.

NOTE: To convert inches to millimeters, multiply by 25.4; to convert revolutions per minute to radians per second, multiply by 0.105; to convert gallons per minute to liters per second, multiply by 0.063; to convert tons per hour to kilograms per second, multiply by 0.253; and to convert horsepower to kilowatts, multiply by 0.746.

Fig. A-III-1

## 2. Evaporador

### Coefficientes globales típicos de los evaporadores

Tipo	Coeficiente global $U$	
	W/m <sup>2</sup> · °C	Btu/ft <sup>2</sup> · h · °F
Evaporadores de tubos verticales largos		
Circulación natural	1 000-2 500	200-500
Circulación forzada	2 000-5 000	400-1 000
Evaporador de película agitada, líquido newtoniano, viscosidad		
1 cP	2 000	400
1 P	1 500	300
100 P	600	120

Fig. A-III-2



### 3. Torre de destilación

1. Constantes de inundación  $C_F$  [Eqs. (6.29) and (6.30)],  $d_o < 6 \text{ mm } (\frac{1}{4} \text{ in})$

Rango de $\frac{A_o}{A_a}$	Rango de $\frac{L'}{G'} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$	Unidades de $t$	Unidades de $o$	Unidades de $V_F$	$\alpha, \beta$
> 0.1	0.01-0.1, utilizar valores en 0.1				
	0.1-1.0	m	N/m	m/s	$\alpha = 0.0744t + 0.01173$ $\beta = 0.0304t + 0.015$
		en	dinas/cm X $10^{-3}$	ft/s	$\alpha = 0.0062t + 0.0385$ $\beta = 0.00253t + 0.050$
< 0.1 Multiplicara y $\beta$ por $5A_o/A_a + 0.5$					

Fig. A-III-3

### 4. Tuberías

	$D \leq 2''$	$3'' < D < 10''$	$10'' < D < 20''$
<i>Agua</i>			
Succión bomba.....	0,3-0,6	0,6-1,2	1 -2
Descarga bomba .....	0,5-1	1 -1,5	1,2-2
Alimentación caldera ...	1,2-3	1,5-3,5	2,5-4,2
Desagües .....	1 -1,2	1 -1,5	—
<i>Hidrocarburos líquidos</i> (viscosidad normal)			
Succión bomba.....	0,5-0,75	0,6-1,2	1 -2
Desagües .....	1 -1,2	1 -1,5	—
<i>Aceites viscosos</i>			
Succión bomba:			
— Viscosidad media ....	—	0,5-1	0,75-1,5
— Alquitrán y fuel-oil...	—	0,1-0,2	0,15-0,30
Descarga .....	—	1 -1,5	1,2-1,8
Desagües .....	0,3	0,5-1	—

Fig. A-III-4

### 5. Bombas de impulsión

El cálculo de la pérdida de carga que existe en una línea se puede realizar de modo aproximado mediante tablas y ábacos.

Primero se debe hallar la rugosidad relativa del conducto mediante la Fig. A-III-5, siendo necesario para ello, el material y diámetro de la tubería.

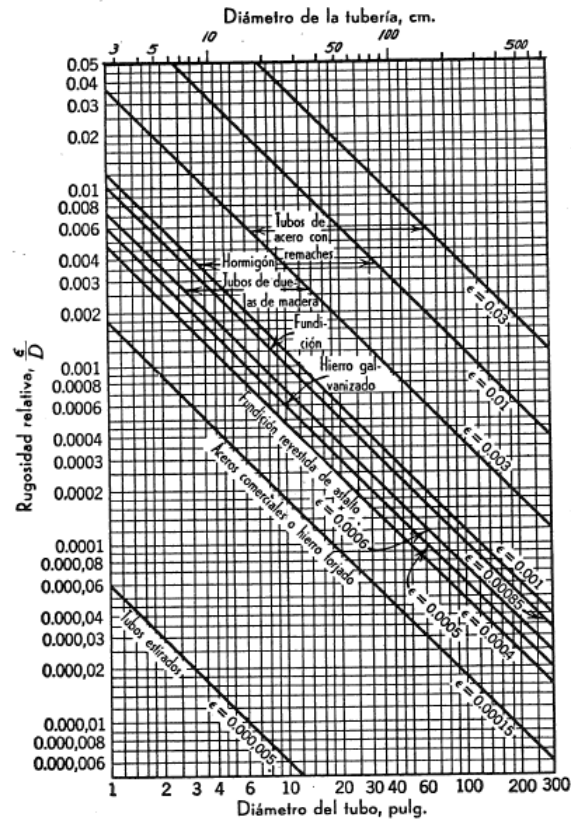


Fig. A-III-5

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 Fig. AIII-6.

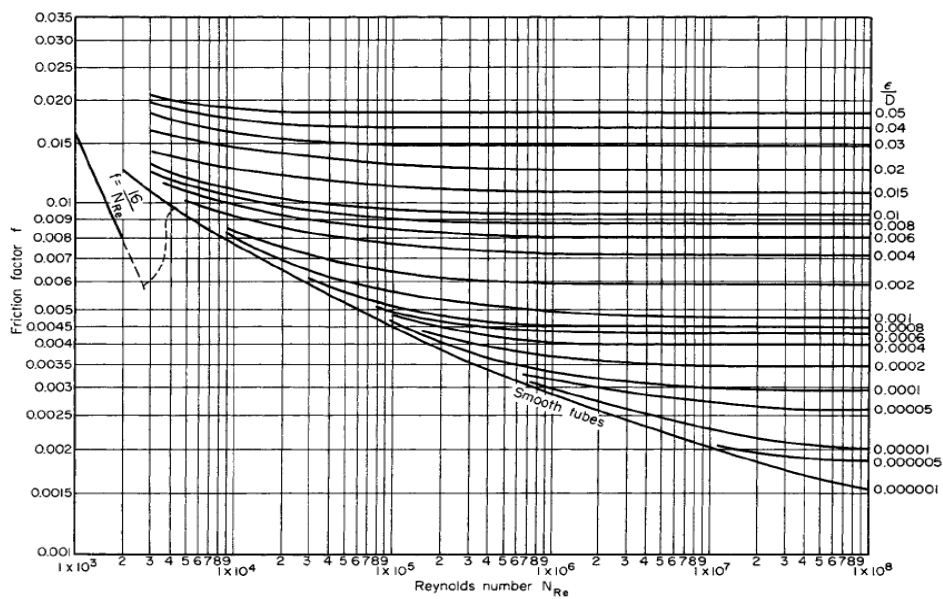


Fig. A-III-6

Por último, es necesario calcular la pérdida de carga que aportan los accesorios que posea la tubería, obtenidos a partir de coeficientes recogidos en las dos siguientes tablas (Fig. A-III-7 y Fig. A-III-8)

Diámetro del tubo, en pulgadas	1	2	3	4	6	8	10	12	14	16	18	20	24
Tubo curvado $R = 3D$ $R = 4D$						0,04							
Codo de 90°	1,6	1,0	0,8	0,7	0,55	0,3	0,27	0,25	0,24	0,23	0,23	0,22	0,22
Codo largo de 90°	0,75	0,4	0,3	0,25	0,20	0,18	0,10	0,14	0,13	0,12	0,11	0,10	0,09
Codo de 45°	0,35	0,30	0,29	0,28	0,27	0,26	0,25	0,25	0,25	0,25	0,28	0,25	0,25
Codo largo de 45°	0,25	0,21	0,20	0,19	0,18	0,17	0,16	0,16	0,16	0,15	0,15	0,14	0,14
Curva de 180°	1,5	1,0	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	0,25	0,23	0,22	0,21	0,2
Curva de 180° de gran radio	0,8	0,5	0,4	0,35	0,3	0,2	0,16	0,15	0,14	0,13	0,12	0,11	0,10
Tes-Flujo principal						0,9							
Flujo derivado	1,8	1,4	1,2	1,1	1,0								
Válvula de compuerta, abierta		0,2-0,3	0,15-0,25	0,15	0,12	0,10	0,08	0,06	0,05	0,04	0,04	0,03	0,03
cerrada 1/4		0,8 a 0,2							0,15				
cerrada 1/2		4,0 a 0,8							0,6				
cerrada 3/4		16,0 a 2,0							1,5				
Válvula esférica	12,5	8,5	7,5	6,5	6	5,9	5,8	5,7	5,6	5,5	5,5	5,5	5,5
Válvula de retención	3,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
Válvula de pie							0,8						
Colador		1,5 a 1,0						1,0 a 0,4					

NOTA. Estos valores son necesariamente aproximados porque los valores específicos variarán con el tipo de accesorio (por ejemplo, roscado o de pletina), con las dimensiones geométricas reales y con el sistema de construcción (por ejemplo, forjado o soldado)

Fig. A-III-7

	Razón del diámetro menor al mayor								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
10% de conicidad				0,35	0,25	0,20			
20% de conicidad				0,15	0,12	0,10			
Expansión brusca	2,0								0,15
Contracción brusca	0,5	0,45	0,45	0,45	0,45	0,4	0,3	0,2	0,15
Entrada: Brusca				Normalmente 0,5					
Gradual				Superior a 0,5					
Tubo saliente				Normalmente 1,0					
Salida: Brusca				Normalmente 1,0					
Gradual				Superior a 0,12					

Fig. A-III-8

# Anexo IV

En este capítulo se recogen todos los datos referentes al aislamiento térmico de los equipos. Debido a que el segundo flash, y la torre operan a igual temperatura, se van a aislar similares.

## 1. Reactor

### SUPERFICIE PLANA VERTICAL

		EXACTO	RECOMENDADO
Temperatura de la Superficie	°C	44,89	43,8
Temperatura Media	°C	288,4	287,42
Coefficiente de Conductividad Térmica	J / m h K	0,428	0,417
Conductancia de la película de aire	kJ / m h K	0,14	0,14
ESPESOR DEL AISLAMIENTO	mm	24,13	25,4
Pérdida de Calor por Radiación	kJ / m <sup>2</sup> h	472,09	448,92
Pérdida de Calor por Convección	kJ / m <sup>2</sup> h	1108,85	1048,09
Pérdida de Calor Total	kJ / m <sup>2</sup> h	1581,06	1497,02
Pérdida de Calor Superficie Desnuda	kJ / m <sup>2</sup> h	26921,67	26921,67
Eficiencia del Aislamiento	%	94,13	94,44

## 2. Flash 1

### SUPERFICIE VERTICAL

### CÁLCULOS PARA ESPESOR IDEAL

Temperatura Interior (TI)	°C	140,0
Temperatura Superficie Aislamiento (TS)	°C	44,89
Temperatura Ambiente (TA)	°C	20,0
Velocidad del Aire (V)	km/h	13,0
Material Superficie Aislamiento		9
Emisividad Superficie Aislamiento (Es)		0,8
Emisividad Superficie Desnuda (Ed)		0,8
Temperatura Media (TM)	°C	92,44
Coefficiente de Conductividad Térmica (k)	J/m h K	0,361
Conductancia de la película de aire (f)	kJ / m h K	0,14
Espesor del Aislamiento recomendado (E)	mm	9,906

Pérdida de Calor por Radiación (Q <sub>r</sub> )	kJ / m <sup>2</sup> h	472,09
Pérdida de Calor por Convección (Q <sub>c</sub> )	kJ / m <sup>2</sup> h	1108,85
Pérdida de Calor Total (Q <sub>t</sub> )	kJ / m <sup>2</sup> h	1581,06
Pérdida de Calor Superficie Desnuda (Q <sub>dt</sub> )	kJ / m <sup>2</sup> h	11522,22
Eficiencia del aislamiento (Ef)	%	86,28

#### SUPERFICIE PLANA

#### CÁLCULOS PARA ESPESOR PRÁCTICO

Temperatura Interior (TI)	°C	140,0
Temperatura Superficie Aislamiento (TS)	°C	40,25
Temperatura Ambiente (TA)	°C	20,0
Velocidad del Aire (V)	km/h	13,0
Material Superficie Aislamiento		9
Emisividad Superficie Aislamiento (Es)		0,8
Emisividad Superficie Desnuda (Ed)		0,8
Temperatura Media (TM)	°C	90,12
Coefficiente de Conductividad Térmica (k)	J/m h K	0,349
Conductancia de la película de aire (f)	kJ / m h K	0,14
Espesor del Aislamiento recomendado (E)	mm	12,7
Pérdida de Calor por Radiación (Q <sub>r</sub> )	kJ / m <sup>2</sup> h	375,11
Pérdida de Calor por Convección (Q <sub>c</sub> )	kJ / m <sup>2</sup> h	855,03
Pérdida de Calor Total (Q <sub>t</sub> )	kJ / m <sup>2</sup> h	1230,14
Pérdida de Calor Superficie Desnuda (Q <sub>dt</sub> )	kJ / m <sup>2</sup> h	11522,22
Eficiencia del aislamiento (Ef)	%	89,32

### 3. Flash 2 y Torre de Destilación

#### SUPERFICIE PLANA VERTICAL

#### CÁLCULOS PARA ESPESOR IDEAL

Temperatura Interior (TI)	°C	190,0
Temperatura Superficie Aislamiento (TS)	°C	44,89
Temperatura Ambiente (TA)	°C	20,0
Velocidad del Aire (V)	km/h	13,0

Material Superficie Aislamiento		9
Emisividad Superficie Aislamiento (Es)		0,8
Emisividad Superficie Desnuda (Ed)		0,8
Temperatura Media (TM)	°C	117,44
Coefficiente de Conductividad Térmica (k)	J/m h K	0,383
Conductancia de la película de aire (f)	kJ / m h K	0,14
Espesor del Aislamiento recomendado (E)	mm	16,51
Pérdida de Calor por Radiación (Qr)	kJ / m <sup>2</sup> h	472,09
Pérdida de Calor por Convección (Qc)	kJ / m <sup>2</sup> h	1108,85
Pérdida de Calor Total (Qt)	kJ / m <sup>2</sup> h	1581,06
Pérdida de Calor Superficie Desnuda (Qdt)	kJ / m <sup>2</sup> h	18556,79
Eficiencia del aislamiento (Ef)	%	91,48

#### SUPERFICIE PLANA VERTICAL

#### CÁLCULOS PARA ESPESOR PRÁCTICO

Temperatura Interior (TI)	°C	190,0
Temperatura Superficie Aislamiento (TS)	°C	50,71
Temperatura Ambiente (TA)	°C	20,0
Velocidad del Aire (V)	km/h	13,0
Material Superficie Aislamiento		9
Emisividad Superficie Aislamiento (Es)		0,8
Emisividad Superficie Desnuda (Ed)		0,8
Temperatura Media (TM)	°C	120,36
Coefficiente de Conductividad Térmica (k)	J/m h K	0,394
Conductancia de la película de aire (f)	kJ/m <sup>2</sup> h K	0,14
Espesor del Aislamiento recomendado (E)	mm	12,7
Pérdida de Calor por Radiación (Qr)	kJ / m <sup>2</sup> h	599,85
Pérdida de Calor por Convección (Qc)	kJ / m <sup>2</sup> h	1444,55
Pérdida de Calor Total (Qt)	kJ / m <sup>2</sup> h	2046,45
Pérdida de Calor Superficie Desnuda (Qdt)	kJ / m <sup>2</sup> h	18556,79
Eficiencia del aislamiento (Ef)	%	88,98