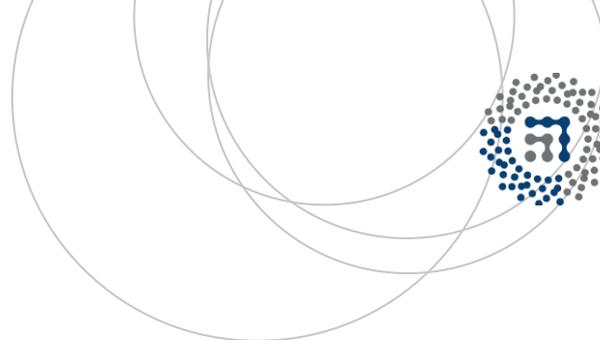


emen ta zabal zazu



Universidad
del País Vasco

Euskal Herriko
Unibertsitatea



ZTF-FCT

Zientzia eta Teknologia Fakultatea
Facultad de Ciencia y Tecnología



Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería Química

Diseño básico de un proyecto para la implantación de una instalación productiva de biodiesel a partir de aceite vegetal usado

Autor/a:

IBON AGUDO CADENAS

Zuzendaria/Director/a:

JOSE MARÍA CASTRESANA PELAYO

ÍNDICE

0. ALCANCE Y OBJETIVOS	1
1. INTRODUCCIÓN	2
1.1. CONCEPTO DE LA ENERGÍA Y TIPOS	2
1.2. CONCEPTOS PARA LA CUANTIFICACIÓN DE LA ENERGÍA	2
1.3. PANORAMA ENERGÉTICO MUNDIAL	3
1.4. BIOCOMBUSTIBLES	4
1.5. MATERIAS PRIMAS	4
1.6. PARÁMETROS DE CALIDAD DEL BIODIESEL	5
2. MÉTODOS DE PRODUCCIÓN	6
2.1. REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN	6
2.2. METODOS DE PRODUCCION, ESTUDIO DE ALTERNATIVAS	7
2.2.1. Catálisis homogénea	7
2.2.2. Catálisis heterogénea	8
2.2.3. Catálisis enzimática	9
3. PROCESOS INDUSTRIALES	11
3.1. SISTEMA DE CATÁLISIS BÁSICA CON PRETRATAMIENTO	11
3.1.1. Esterificación	11
3.1.2. Lavado con glicerina	12
3.1.3. Recuperación del metanol	12
3.1.4. Transesterificación	12
3.1.5. Recuperación del metanol	12
3.1.6. Lavado con agua	12
3.1.7. Purificación del FAME	13
3.1.8. Eliminación de productos alcalinos	13
3.1.9. Purificación de la glicerina	13
3.1.10. Tratamiento de residuos	13
3.2. SISTEMA DE CATÁLISIS ÁCIDA	13
3.2.1. Transesterificación	14
3.2.2. Recuperación del metanol	14
3.2.3. Eliminación del ácido	14
3.3. PROCESO CATALÍTICO ÁCIDO CON EXTRACCIÓN DE HEXANO	15
3.3.1. Extracción de hexano	15
3.3.2. Purificación del FAME	16
3.3.3. Purificación de la glicerina	16
4. EQUIPAMIENTO Y CONDICIONES DE LOS PROCESOS	17
5. ESTUDIO ECONÓMICO BÁSICO DE LOS PROCESOS	19
5.1. COSTE CAPITAL FIJO	19

5.2.	COSTES DE FABRICACIÓN	21
6.	SIMULACIÓN EN PRO II DEL PROCESO CATALÍTICO ÁCIDO	25
6.1.	RESUMEN DEL PROCESO	25
6.2.	SECCIÓN I, REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN	26
6.3.	SECCIÓN II, RECUPERACIÓN DEL METANOL	27
6.4.	SECCIÓN III, REACCIÓN DE NEUTRALIZACIÓN	29
6.5.	SECCIONES IV Y V, EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO Y PURIFICACIÓN DE GLICERINA	30
7.	DIMENSIONES Y CARACTERÍSTICAS DE LOS EQUIPOS	32
7.1.	INTERCAMBIADORES DE CALOR	32
7.2.	BOMBAS	32
7.3.	REACTORES	33
7.4.	COLUMNAS	33
7.5.	DEPÓSITOS DE ALMACENAJE	33
7.6.	VÁLVULAS	34
8.	DISTRIBUCIÓN O LAYOUT DE LA PLANTA	35
8.1.	RECEPCIÓN	35
8.2.	ZONA DE CARGA Y DESCARGA	35
8.3.	ZONA DE PRODUCCIÓN	35
8.4.	ZONA DE OFICINAS	35
8.5.	COMEDOR	35
8.6.	PARKING	36
8.7.	SUPERFICIE TOTAL DE LA PLANTA	36
9.	ESTUDIO DE RENTABILIDAD	37
9.1.	COSTE ESTIMADO DEL MÓDULO	37
9.2.	COSTE CAPITAL FIJO	39
9.3.	COSTES DE PRODUCCIÓN	39
9.3.1.	Materia prima	39
9.3.2.	Costes de gestión de residuos	40
9.3.3.	Costes de los servicios energéticos	40
9.3.4.	Costes de personal	40
9.4.	ANÁLISIS DE LA RENTABILIDAD	40
9.4.1.	Coste de tierras y valor residual	40
9.4.2.	Capital circulante	40
9.4.3.	Estimación de las ventas	40
9.4.4.	Impuestos	41
9.4.5.	Tasa de interés	41
9.4.6.	Flujo de caja neto anual	42

10.	SEGURIDAD Y PERMISOS	44
11.	CONCLUSIONES	45
12.	NOMENCLATURA	46
13.	BIBLIOGRAFÍA	48

0. ALCANCE Y OBJETIVOS

En el presente Trabajo Fin de Grado se ha realizado un diseño básico de un proyecto para la implantación de una instalación productiva de biodiesel a partir de aceite vegetal usado.

Los objetivos se han basado en realizar inicialmente un estudio de los procesos industriales existentes en el presente, tanto técnicamente como económicamente, para seleccionar el método de producción óptimo. Una vez elegido el más conveniente, se ha desarrollado una simulación en ProII para después poder estimar todos los parámetros de diseño básico.

La planta está diseñada para operar durante 8.000 horas anuales de manera continua con una capacidad de producción de 8,126 toneladas anuales de biodiesel como producto principal, así como los subproductos (glicerina y sulfato de calcio) derivados de la fabricación.

El biodiesel obtenido cumple con los parámetros de calidad más importantes de las normas Europeas UNE EN ISO 14214 por lo que puede ser utilizado en los motores de combustión interna de los vehículos. De esta manera, se produce un biocombustible alternativo al petróleo muy interesante desde el punto de vista ambiental ya que se “valoriza” un residuo (el aceite vegetal usado) para generar un producto con características energéticas atractivas para el mercado industrial y atender a la demanda social de combustibles sostenibles.

1. INTRODUCCIÓN

1.1. CONCEPTO DE LA ENERGÍA Y TIPOS

Se puede definir de diversas maneras pero el término “energía” siempre está relacionado con la idea de una capacidad para obrar, surgir, transformar o poner en movimiento algún objeto. Desde el punto de vista tecnológico y económico, la energía se refiere a los recursos que se encuentran de forma natural y que contienen unas características aprovechables para su consumo a nivel industrial y económico.

Desde el punto de vista del origen de la energía, se pueden dividir dos tipos de energías: las energías primarias, aquellas que se encuentran de forma natural y que son directamente aprovechables energéticamente sin ninguna transformación; y las secundarias, aquellas que mediante unos procesos de transformación de la materia prima, se adecúan para su uso energético. Como ejemplo de energías primarias son la energía solar, el carbón vegetal, la energía eólica y el petróleo entre otras. Entre las energías secundarias se encuentran los productos derivados del petróleo, la electricidad, el calor, el hidrógeno...

Desde el punto de vista de la naturaleza de la energía, hay dos tipos de recursos energéticos: por una parte están las energías renovables, que son aquellas que no se agotan o que se regeneran fácilmente en el tiempo, es decir, aquellas que consumen recursos o materiales a una velocidad igual o superior a la de su recuperación; y por otra, las no renovables, las cuales se van agotando al paso de los años ya que las reservas son limitadas y además no se regeneran. Entre las energías renovables se encuentran la eólica, la solar, la biomasa, la hidráulica, la geotérmica, la mareomotriz, la undimotriz y los biocombustibles y entre las no renovables están el petróleo, el gas natural, el carbón y la nuclear.

Existen también otras clasificaciones como por ejemplo según su sostenibilidad (sostenibles y no sostenibles) o según sus usos industriales (convencionales y no convencionales).

1.2. CONCEPTOS PARA LA CUANTIFICACIÓN DE LA ENERGÍA

Para analizar la situación energética de un país, se utiliza como herramienta necesaria el balance energético. El balance energético, es un elemento de carácter general que evalúa el comportamiento a nivel energético de un país donde siempre aparecen como mínimo los valores de la demanda energética primaria y secundaria y el consumo de energía final.

La demanda total de energía primaria (TPES, total primary energy supply), se puede expresar de manera sencilla como la suma entre la energía total que cada materia prima posee (sin impurezas) y las importaciones, menos las exportaciones y la variación de inventarios. Es decir, es la cantidad de energía total disponible que un país atesora para satisfacer las necesidades energéticas.

La energía final consumida (TFC, total final consumption) se puede definir como la cantidad total de energía de uso final que se utiliza para proporcionar diversos servicios energéticos. Por lo tanto, la energía final da un enfoque sobre cómo se reparte la energía útil en los diferentes sectores de consumo como son el transporte, el industrial, el residencial y el comercial.

En la **Figura 1**, se ha desarrollado un diagrama que define de manera sencilla el flujo de la energía.

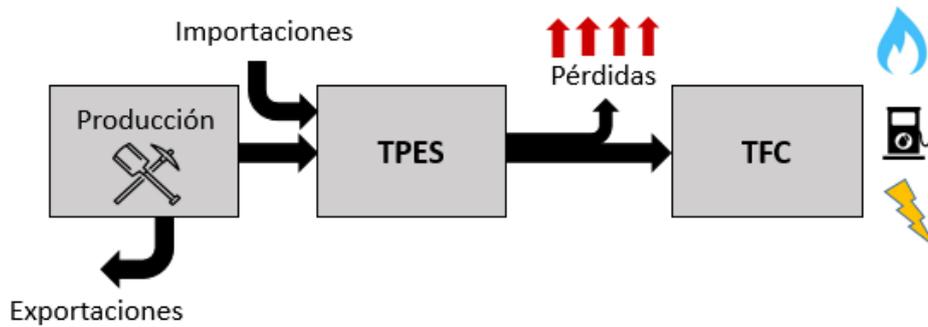


Figura 1. Diagrama de flujo de la energía (Adaptado de: Universidad de Calgary, 2017).

1.3. PANORAMA ENERGÉTICO MUNDIAL

Debido al aumento de consumo energético a nivel mundial, uno de los mayores retos de la ciencia del siglo XXI consiste en la búsqueda de fuentes de energía renovables eficientes para asegurar un futuro energético sostenible. Hoy en día la mayor parte de la energía demandada proviene de combustibles fósiles como el petróleo, carbón y gas natural tal como se ve en la **Figura 2**. Este tipo de fuentes primarias generan productos gaseosos tóxicos y no solo constituyen un problema ambiental, sino que también tienen un impacto negativo en el ámbito social y económico. Para hacer frente a este problema, es indispensable cambiar de manera gradual el sistema político-energético mundial.

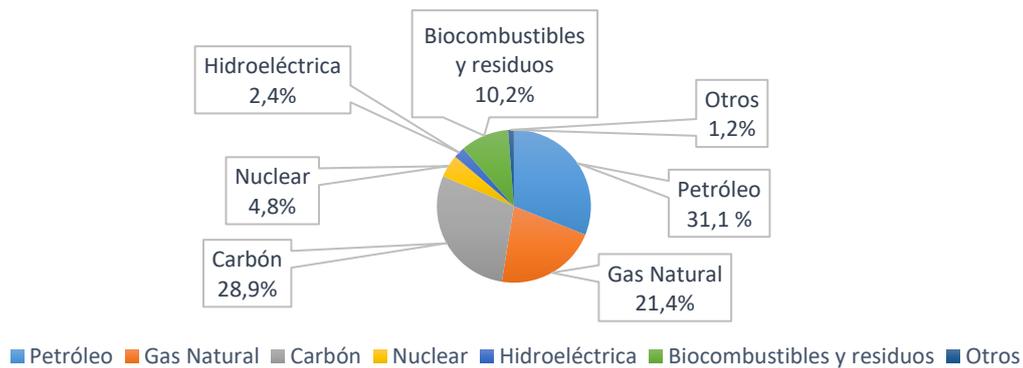


Figura 2. Demanda de energía primaria mundial por materia prima (Adaptado de Key World Energy Statistics, 2015).

Hoy en día, la fuente energética primaria más demandada a nivel mundial es el petróleo (World Energy Outlook, 2015) el cual se utiliza mayoritariamente como materia prima para obtener productos derivados del mismo como son el diésel o la gasolina por ejemplo que, a su vez, son compuestos básicos en el sector del transporte. Sin embargo, al ser una fuente energética no renovable y generar gases de efecto invernadero, se están intentando buscar nuevas fuentes energéticas más sostenibles y eficientes a su vez. En este panorama entran los biocombustibles que a pesar de que constituyen una pequeña parte de la energía final consumida (12%) como se puede ver en la **Figura 3**, año tras año va aumentando la cantidad de energía final utilizada proveniente de esta materia prima ambientalmente más sostenible.

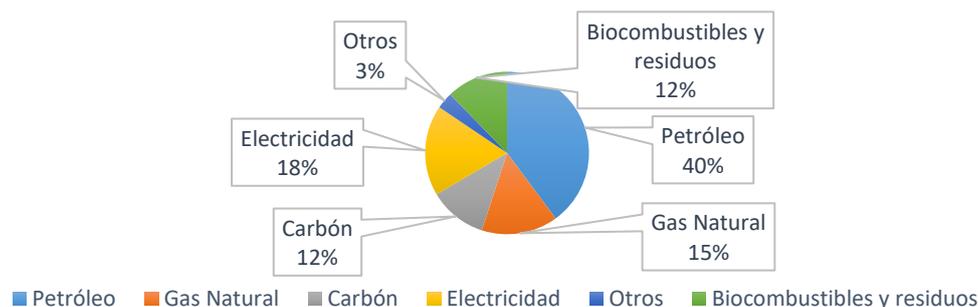


Figura 3. Energía final consumida mundial por materia prima (adaptado de: Key World Energy Statistics, 2015).

1.4. BIOCOMBUSTIBLES

Los biocombustibles son, como su nombre indica, combustibles obtenidos de manera renovable a partir de restos orgánicos, es decir, de origen biológico. Generalmente, los biocombustibles se obtienen a partir de biomasa procesada a líquidos para un mejor almacenaje y transporte y tienen como principal destino, el sector de transporte. Existen muchos tipos de biocombustibles (bioetanol, biometanol, biogás...) pero uno de los que más importancia está tomando en los últimos años es el biodiesel.

El biodiesel es un biocombustible con alto poder energético constituido por ésteres metílicos que se obtienen mediante la transesterificación de los ácidos grasos propios de los aceites vegetales. El biodiesel se puede definir de la siguiente manera: “es el éster monoalquílico de cadena larga proveniente de ácidos grasos derivados de recursos naturales, como aceites vegetales o grasas animales, para ser utilizado con un fin energético”. Por tanto, existen diversas fuentes para producir este compuesto y los métodos de producción varían en función de la materia prima que se utiliza.

1.5. MATERIAS PRIMAS

Las materias primas para la producción del biodiesel se clasifican en dos grupos. Por una parte están las de 1ª generación y por otra las de 2ª generación.

Al biodiesel producido a partir de cultivos energéticos tradicionales se le denomina biocombustible de primera generación. Principalmente se produce a partir de semillas oleaginosas como pueden ser la soja, colza, girasol, oliva o palma pero también se puede conseguir a partir de aceites reciclados como se detalla en el presente trabajo.

El biodiesel de segunda generación es el que se consigue a partir de la transformación de algunos productos químicos. Como ejemplo de ello, está el proceso de obtención de biodiesel a partir de la glicerina. La glicerina, como ya se explicará más adelante de forma más específica, es un subproducto que se crea en la producción de biodiesel. Mediante unos procesos de transformaciones químicas y unas adecuadas etapas físicas, se puede obtener biodiesel a partir de la dicha glicerina. De esta manera, el rendimiento de la producción de biodiesel aumentaría y, consecuentemente, la rentabilidad económica también.

1.6. PARÁMETROS DE CALIDAD DEL BIODIESEL

El biodiesel se utiliza rutinariamente como carburante alternativo al diésel en motores de combustión interna. Para ello, como todos los carburantes, tiene que cumplir unas normas establecidas por la American Society for Testing and Materials (ASTM, 2015) en Norteamérica o por la UNE EN ISO 14214:2013 (CEN, 2014) en Europa para garantizar que las propiedades del producto son adecuadas para su uso. En la **Tabla 1** se muestran los valores límite de las propiedades para su uso en motores diésel.

Tabla 1. Normas UNE EN ISO 14214 y ASTM D 6751.

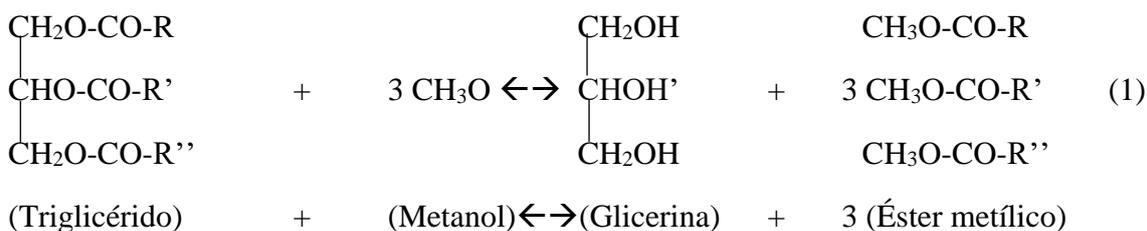
Property	EN 14214		ASTM D 6751	
	Test method	Limits	Test method	Limits
Ester content	EN 14103	96.5% (mol mol ⁻¹) min	-	-
Linolenic acid content	EN 14103	12.0% (mol mol ⁻¹) max	-	-
Content of FAME ^a with ≥ 4 double bonds	-	1.0% (mol mol ⁻¹) max	-	-
MAG ^b content	EN 14105	0.80% (mol mol ⁻¹) max	-	-
DAG ^c content	EN 14105	0.20% (mol mol ⁻¹) max	-	-
TAG ^d content	EN 14105	0.20% (mol mol ⁻¹) max	-	-
Free glycerine	EN 14105	0.02% (mol mol ⁻¹) max	ASTM D 6584	0.020% (w/w) max
Total glycerine	EN 14105	0.25% (mol mol ⁻¹) max	ASTM D 6584	0.240% (w/w) max
Water and sediment or water content	EN ISO 12937	500 mg kg ⁻¹ max	ASTM D 2709	0.050% (v/v) max
Methanol content	EN 14110	0.20% (mol mol ⁻¹) max	-	-
(Na+K) content	EN 14108	5.0 mg kg ⁻¹ max	UOP 391	5.0 mg kg ⁻¹ max
(Ca+Mg) content	prEN 14538	5.0 mg kg ⁻¹ max	-	-
P content	EN 14107	10.0 mg kg ⁻¹ max	ASTM D 4951	0.001% (w/w) max
Oxidative stability (110 °C)	EN 14112	6 h min	-	-
Density (15 °C)	EN ISO 3675	860-900 kgm ⁻³	-	-
Kinematic viscosity or viscosity (40 °C)	EN ISO 3104	3.5-5.0 mm ² s ⁻¹	ASTM D 445	1.9-6.0 mm ² s ⁻¹
Flash point	EN ISO 3679	120 °C min	ASTM D 93	130 °C min
Cloud point	-	-	ASTM D 2500	Not specified
Sulfur content	EN ISO 20864	10.0 mg kg ⁻¹ max	ASTM D 5453	0.05% (w/w) max
Carbon residue	EN ISO 10370	0.30% (mol mol ⁻¹) max	ASTM D 4530	0.050% (w/w) max
Cetane number	EN ISO 5165	51 min	ASTM D 613	47 min
Sulphated ash	ISO 3987	0.02% (mol mol ⁻¹) max	ASTM D 874	0.020% (w/w) max
Total contamination	EN 12662	24 mg kg ⁻¹ max	-	-
Copper strip corrosion (3 h, 50 °C)	EN ISO 2160	1 (degree of corrosion)	ASTM D 130	No. 3 max
Acid number or acid value	EN 14104	0.50 mg KOH g ⁻¹ max	ASTM D 664	0.50 mg KOH g ⁻¹ max
Iodine value	EN 14111	120 g I ₂ ·100 g ⁻¹ max	-	-
Distillation temperature (90% recovered)	-	-	ASTM D 1160	360 °C max

2. MÉTODOS DE PRODUCCIÓN

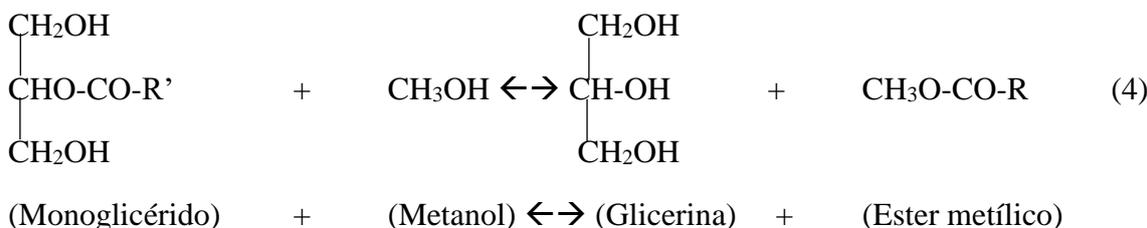
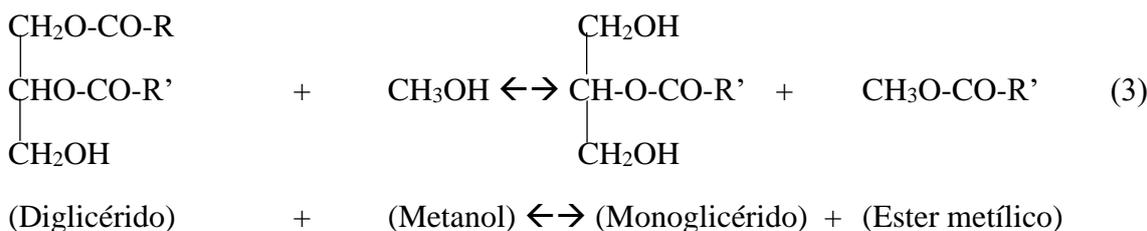
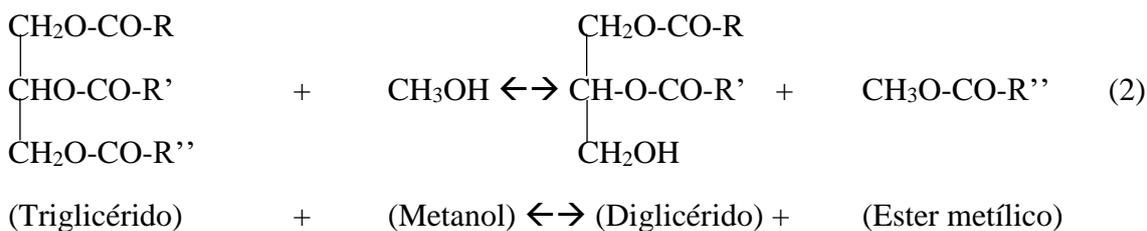
2.1. REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN

Todos los métodos de producción de biodiesel se basan en la reacción de transesterificación de los ácidos grasos del aceite. Por ello, y para un mayor conocimiento del proceso, se explicará a continuación de manera resumida las bases teóricas de esta reacción.

La transesterificación es la reacción en la cual el aceite se hace reaccionar con un alcohol de cadena corta (normalmente metanol) en presencia de un catalizador para obtener esteres y glicerina. La reacción global se da de la siguiente manera:



Sin embargo, esta reacción ocurre en tres etapas reversibles como se puede ver a continuación:



Como se puede observar en las reacciones descritas, un mol de triglicéridos reacciona con tres moles de alcohol para crear tres moles de esteres metílicos y un mol de glicerina. Esta reacción se da en tres etapas consecutivas y reversibles donde los triglicéridos son

convertidos consecutivamente en diglicéridos, monoglicéridos y glicerina. Por lo tanto, los productos de la reacción de transesterificación son la glicerina y los esteres metílicos.

Existen varios métodos catalíticos para conseguir la transesterificación de los ácidos grasos pero hoy en día la que más se emplea industrialmente es la catálisis homogénea, aunque también se están estudiando nuevos métodos para la producción del biodiesel.

2.2. METODOS DE PRODUCCION, ESTUDIO DE ALTERNATIVAS

A continuación se van a explicar brevemente los métodos que existen hoy en día para producir biodiesel. Para la realización de este proyecto se escogerá el método que muestre la mayor eficiencia, rendimiento y selectividad para obtener el producto deseado (biodiesel), la rapidez en la que ocurre el proceso y, sobre todo, la rentabilidad económica.

- 1) Transesterificación mediante catálisis homogénea
- 2) Transesterificación mediante catálisis heterogénea
- 3) Transesterificación mediante catálisis enzimática

2.2.1. Catálisis homogénea

La obtención del biodiesel mediante un proceso catalítico homogéneo se puede dividir en dos procesos diferentes dependiendo del catalizador que se utilice. Por una parte, se encuentra el método homogéneo básico o alcalino; y, por otra parte, el método homogéneo ácido. Ambos métodos, por lo tanto, se diferencian en el tipo de catalizador que se utilice en la reacción, y la elección del tipo, está directamente relacionado con el grado de acidez que muestre el aceite vegetal usado. Si la materia prima utilizada (aceite vegetal usado en este caso) contiene un alto nivel de ácidos grasos libres (>0.5% en peso), es conveniente la catálisis acida, en cambio si la presencia de ácidos grasos libres es pequeña (<0.5 % en peso), se optaría por la catálisis básica.

2.2.1.1. Catálisis homogénea básica

El proceso más utilizado en la producción de biodiesel es la catálisis homogénea básica con NaOH (hidróxido de sodio) y KOH (hidróxido de potasio) como catalizadores debido a las siguientes ventajas (Loter et al., 2005):

- Los catalizadores son relativamente baratos y abundantes en el mercado.
- Requerimientos energéticos bajos (T y P bajas).
- Se pueden conseguir conversiones altas en un periodo de tiempo mínimo.
- Proceso rentable y económico.

Además, este método es 4000 veces más rápido que la catálisis homogénea ácida (Fukuda et al., 2001; Kulkarni y Dalai, 2006).

Sin embargo, como anteriormente se ha comentado, este proceso es muy dependiente de la materia prima que se utilice ya que si ésta contiene más de un 0,5 % en peso de ácidos grasos libres (Wang et al., 2006), no se consideraría un proceso tan viable. Hay que mencionar que según algunos estudios también sería viable este proceso con porcentajes de ácidos grasos libres entorno al 2 % en peso pero sí que hay que recalcar que cuanto menos porcentaje muestre la materia prima, mejor.

2.2.1.2. Catálisis homogénea ácida

Cuando el porcentaje de ácidos grasos libres del aceite vegetal usado (materia prima) sea superior a 6 % en peso (Loterio et al., 2005) se emplea este tipo de reacción. Los catalizadores más utilizados son el HCl (ácido clorhídrico) y el H₂SO₄ (ácido sulfúrico). La mayor ventaja es que el catalizador ácido se muestra insensible a las características de la materia prima utilizada, es decir, el porcentaje de ácidos grasos libres que contenga la materia prima no condiciona la actividad del catalizador ácido. Además mediante la catálisis homogénea ácida, la esterificación y transesterificación de los ácidos grasos ocurren simultáneamente por lo que no se necesita una etapa de esterificación previa.

Sin embargo, el proceso catalítico ácido no es muy utilizado en la industria debido a las siguientes desventajas (Jacobson et al., 2008; Wang et al., 2006):

- Baja velocidad de reacción.
- Altos requerimientos energéticos (T altas).
- Elevado ratio molar alcohol/aceite
- Dificultad de separación del catalizador ácido sobre los productos.
- Impacto negativo sobre el medioambiente.
- Problemas de corrosión en equipos.

Hay que añadir que también existe un método el cual combina ambas catálisis homogéneas. Este método combinado consiste en rebajar en una primera fase el porcentaje de ácidos grasos libres a menos del 0.5-1 % en peso mediante la catálisis ácida (reacción de esterificación) y, en una segunda fase, conseguir la transesterificación mediante la catálisis básica.

2.2.2. Catálisis heterogénea

La catálisis heterogénea consiste en hacer reaccionar el AVU con el alcohol en fase líquido y añadir una sustancia sólida para modificar el mecanismo de reacción sin modificar la termodinámica de ésta. De esta manera, al finalizar la reacción, la separación del catalizador sólido y los productos líquidos obtenidos de la reacción, será menos costosa. Este método también se divide en dos procesos diferentes los cuales se diferencian mediante el tipo de catalizador que se utilice.

2.2.2.1. Básica

En este proceso, como bien su nombre indica, se utiliza un catalizador básico para realizar la transesterificación. Uno de los más utilizados es el óxido de calcio (CaO) por su fuerte naturaleza básica, por su baja solubilidad en metanol y porque se puede sintetizar a partir de materias primas baratas y abundantes en la naturaleza. Sin embargo, se ha comprobado que los centros activos del catalizador se desactivan por la fuerte adsorción de los AGL en la superficie (Zabeti et al., 2009).

Las ventajas que presenta este tipo de método son variadas. Muestra una velocidad de reacción más rápida que la transesterificación catalítica ácida. Además las condiciones físicas (T y P) a las que el proceso ocurre son moderadas por lo que el gasto energético

será menor. Otra ventaja es que el catalizador se regenera fácilmente, de esta manera, se podrá reutilizar más de una vez.

Sin embargo, también tiene sus desventajas como se puede ver a continuación:

- Envenenamiento del catalizador cuando se expone al aire ambiental.
- Debido a la basicidad del catalizador, es sensible al contenido de AGL en el aceite.
- Al igual que la catálisis homogénea básica, si el contenido en AGL en el aceite es mayor al 2 % en peso, se formaría jabón. El exceso de jabón implica que el rendimiento de la reacción para obtener biodiesel disminuya además de que la separación de productos sea más compleja.

2.2.2.2. Ácida

Actualmente, se está estudiando este método porque presenta un gran potencial debido a las siguientes características:

- Su rendimiento no depende de los ácidos grasos libres del propio aceite vegetal usado.
- La esterificación y transesterificación ocurre de manera simultánea.
- Se suprime la etapa de lavado del aceite.
- La separación es más sencilla.
- La regeneración y el reciclado es sencillo.
- Reduce la posibilidad de corrosión de los equipos.

Sin embargo, al ser una reacción lenta, no se considera una alternativa real a la hora de producir biodiesel industrialmente aunque si haya algunos catalizadores que, según algunos científicos, podrían ser buenas alternativas como por ejemplo el ZrO_2 , TiO_2 y algunas zeolitas. Este proceso catalítico, al usar catalizadores más complicados de sintetizar, es económicamente menos rentable. Además el proceso requiere de unas condiciones físicas (T y P) más severas, por tanto, desde el punto de vista energético no es el proceso más recomendable.

2.2.3. Catálisis enzimática

La transesterificación enzimática utilizando lipasa se ha convertido en objeto de estudio ya que muestra las siguientes características interesantes:

- Se requieren condiciones energéticas (P y T) moderadas.
- Esterifica ácidos grasos.
- Al igual que en la catálisis heterogénea, la separación entre el catalizador y los productos es sencilla.
- Un mínimo consumo de agua para realizar el tratamiento de los residuos generados.
- Fácil recuperación de la glicerina.
- Reacción de alta selectividad, eliminando así las posibles reacciones secundarias.

Sin embargo también presenta unos inconvenientes a la hora de su utilidad industrialmente, ya que la reacción de transesterificación ocurre de manera muy lenta, más incluso que las catálisis ácidas. Además, el coste de este tipo de catalizadores es aún muy alto, por ello, los procesos basados en este tipo de catalizador no son muy rentables económicamente. A parte de los dos inconvenientes ya descritos, también presenta otra característica la cual hace que la catálisis enzimática no sea de momento un proceso utilizado, y es que el alcohol necesario para esta reacción puede desactivar la enzima.

Una vez analizados los procesos más conocidos para crear la transesterificación del aceite, se podría decir que para la producción de biodiesel a escala industrial de manera factible se puede elegir entre dos opciones. Por un lado está la transesterificación básica homogénea combinada con una fase previa de adecuación del AVU y, por otra parte está el método catalítico ácido el cual no necesita ninguna fase de pretratamiento de la materia prima. En el siguiente apartado se estudiarán más a fondo los procesos industriales que se basan en las reacciones de transesterificación homogéneas.

físicas de 70°C y 400 KPa y la relación molar necesaria de alcohol/aceite es de 6/1 (Lepper y Friesenhagen, 1986).

3.1.2. Lavado con glicerina

Antes de proceder a la transesterificación, hay que eliminar el agua ácida creada en la etapa de esterificación. Para ello, se utiliza glicerina a una temperatura de 25°C y a una presión de 200KPa.

3.1.3. Recuperación del metanol

Mediante la columna de destilación T-101, diseñada con 5 platos y que funciona con un ratio de reflujo de 5, una temperatura de 28°C y una presión de 20 KPa, se consigue recuperar el 94% del metanol.

Una vez realizado el proceso de pretratamiento y acondicionado del AVU, se procede a realizar el proceso de catálisis básico habitual, como se indica en la **Figura 5**.

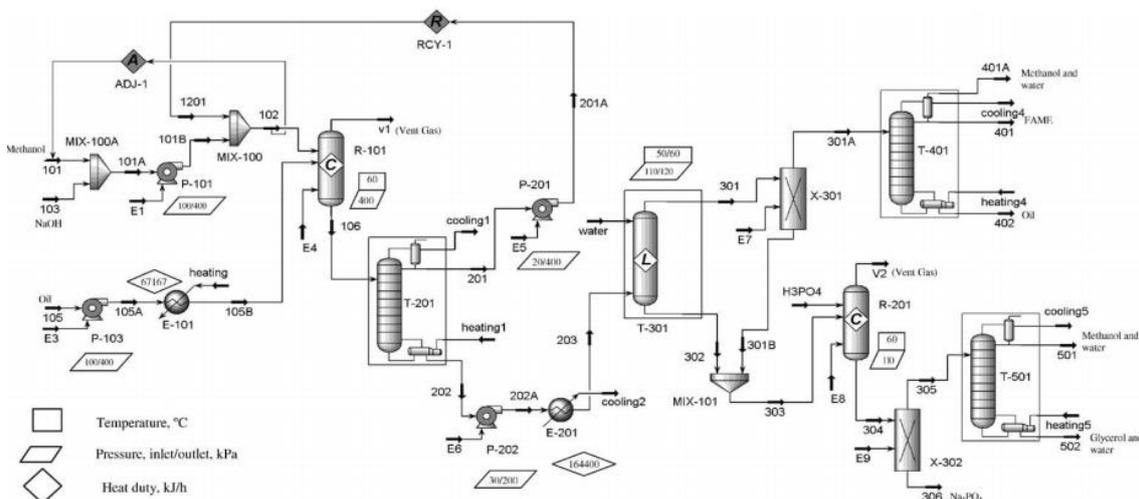


Figura 5. Diagrama de flujo del proceso catalítico básico (Zhang et al., 2003).

El proceso de catálisis básico consta de siete unidades las cuales se explicaran de manera resumida a continuación.

3.1.4. Transesterificación

La transesterificación se lleva a cabo con una relación molar alcohol/aceite de 6/1, unas condiciones de 60°C y 400 KPa, y un 1% en peso de NaOH (hidróxido sódico) sobre el aceite. Esta reacción se da en el reactor R-101.

3.1.5. Recuperación del metanol

Para realizar la separación del metanol respecto a los otros compuestos, se utiliza la columna de destilación a vacío T-201 diseñada con 5 platos y que funciona con un ratio de reflujo de 2. Mediante esta unidad se consigue extraer el 94% del metanol.

3.1.6. Lavado con agua

El objetivo de esta unidad es conseguir la separación entre los esteres metílicos de ácidos grasos (FAME) y el glicerol, metanol y catalizador. Para conseguir esta separación, se

requiere una columna de lavado con agua (T-301) diseñada con 4 platos (Connemann And Fischer, 1998).

3.1.7. Purificación del FAME

Para obtener un biodiesel que cumpla con los requisitos descritos anteriormente por la ASTM, es necesario introducir esta unidad de purificación. Para ello, se utiliza una columna de destilación T-401 diseñada con 4 platos y que funciona con un ratio de reflujo de 2. Mediante esta unidad se consigue un 99.65% de pureza del FAME.

3.1.8. Eliminación de productos alcalinos

Para poder eliminar el NaOH, se añade H_3PO_4 (ácido fosfórico, 100% puro) al reactor R-201. El compuesto formado, que es Na_3PO_4 (fosfato sódico), se separa por gravedad en el separador X-302.

3.1.9. Purificación de la glicerina

Una vez eliminado el NaOH, si se requiere una alta pureza de la glicerina, es necesaria una columna de destilación T-501 diseñada con 4 platos y que funciona con un ratio de reflujo de 2.

3.1.10. Tratamiento de residuos

En el proceso descrito, se utilizan algunos compuestos que son perjudiciales para el medio ambiente. Por tanto, algunas de las corrientes de salida que contienen dichas sustancias, son reutilizadas recirculándolas en las unidades del proceso que las requiera.

3.2. SISTEMA DE CATÁLISIS ÁCIDA

Como ya se ha mencionado en apartados anteriores, una de las ventajas más importantes de este proceso es la insensibilidad que muestra a la presencia de AGL en el aceite. En la figura que se muestra a continuación se puede observar que el diagrama de flujo de este método es más sencillo que el descrito anteriormente.

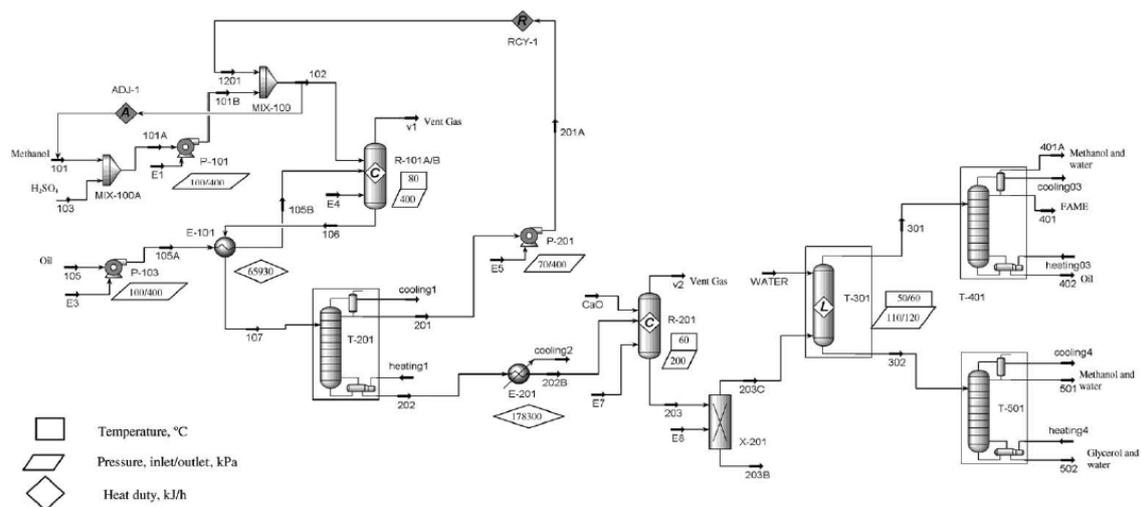


Figura 6. Diagrama de flujo del proceso catalítico ácido (Zhang et al., 2003).

Para analizar este proceso se procederá a explicar las diferencias que existen respecto al proceso básico con pretratamiento, ya que la base teórica de ambos procesos es la misma.

3.2.1. Transesterificación

Las condiciones de reacción establecidas para llevar a cabo la etapa de transesterificación, fueron las siguientes: relación metanol/aceite de 50/1, relación H₂SO₄/aceite de 1.3/1, 80°C de temperatura y 400 KPa de presión. La conversión del FAME conseguida después de 4 h de reacción en dos reactores idénticos (R-101A/B) que operan en serie, es del 97%.

3.2.2. Recuperación del metanol

Al utilizarse un exceso de metanol en la transesterificación, el primer paso a realizar después de la reacción es la reducción y recuperación del metanol sobrante. Para ello, se utiliza la columna de destilación a vacío T-201 diseñada con 5 platos y que trabaja con un reflujo de 2. Gracias a la dicha columna, se consigue eliminar el 94% del metanol que contenía la corriente de los productos. El metanol recuperado se recircula y la fase rica en FAME se envía a la columna de eliminación del ácido, ya que contiene el H₂SO₄ utilizado como catalizador.

3.2.3. Eliminación del ácido

Para la eliminación del ácido, se utiliza el mismo criterio empleado en la catálisis básica con pretratamiento (reacción de neutralización). El ácido se elimina completamente en el reactor de neutralización R-201 usando CaO (óxido de calcio). Dicha reacción sería la siguiente:



Se utiliza CaO porque es económicamente barato en comparación a otros agentes básicos. En la reacción descrita, también se produce la absorción del agua por el CaSO₄ formando CaSO₄·2H₂O. Sin embargo, al ser muy lento el proceso de absorción, se puede considerar que se obtendrá por una parte el CaSO₄ en estado sólido y por otra parte el agua en estado líquido. Para separar el CaSO₄ de la corriente de productos, se utilizaría un separador de gravedad X-201. La corriente resultante 203C constituida por 79% de FAME, 9% de glicerol, 8% de metanol, 2% de aceite no convertido y 2% de agua se alimenta a la columna de lavado T-301 que trabaja a la mismas condiciones que en las descritas en el proceso catalítico básico. Las columnas T-401 y T-501 también operan de la misma manera que en el proceso anterior.

3.3. PROCESO CATALÍTICO ÁCIDO CON EXTRACCIÓN DE HEXANO

Como ya se ha comentado en apartados anteriores, en el proceso productivo del biodiesel se pueden dar algunos problemas. Para evitar la formación de emulsiones debido al lavado con agua, se puede utilizar hexano o éter de petróleo como disolventes seguidos de unos procesos (Nye et al., 1983; McBride, 1999) para separar el FAME de los demás componentes.

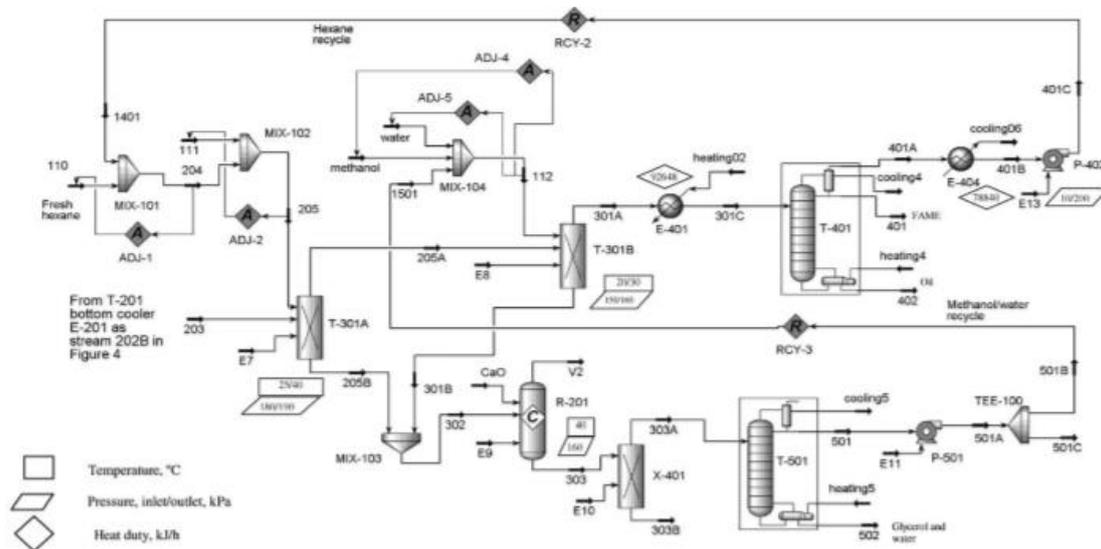


Figura 7. Proceso alternativo de catálisis ácida usando extracción con hexano.

Las condiciones de reacción desde el Reactor R-101 hasta la torre de destilación T-201 son las mismas que las del proceso catalítico ácido. Después de la torre de destilación T-201, la corriente contiene un alto contenido en FAME, pero también presenta en menor medida glicerina, ácido sulfúrico y aceite sin convertir.

Para conseguir extraer el FAME, se utiliza una extracción líquido-líquido mediante hexano. Sin embargo, debido a unas limitaciones del programa informático (simulador HYSYS), se utilizan unos simples divisores de corrientes (T-301A y T-301B) para representar las extracciones. Para reducir la solubilidad del hexano y conseguir separar el hexano/FAME y el metanol/agua, se añade agua al metanol en un ratio de 1:10 en volumen. De esta manera se consigue recuperar el 99,5% del FAME. A continuación se explican resumidamente las unidades del proceso.

3.3.1. Extracción de hexano

A parte de la cantidad de metanol que contiene la corriente 203 B del proceso catalítico ácido, a la columna T-301A se alimenta una cantidad equivalente de hexano y una cantidad de agua con relación de 1:10 en volumen sobre metanol. Las condiciones de la torre son una temperatura de 25°C y una presión de 200 KPa. Después de la extracción con hexano, la corriente 205A junto a una cantidad de metanol-agua (80-20 en volumen) se alimenta a una segunda columna de lavado T-301B la cual opera a 25°C y 150 KPa. Después de la torre T-301B, se consigue una corriente (301A) libre de ácido sulfúrico y glicerol, es decir, solo contiene FAME y hexano. Por último, para extraer el hexano de la corriente 301A se utiliza la columna T-401.

En cuanto a la corriente 205B, contiene un 27% de metanol, un 28% de glicerol, un 40% de ácido sulfúrico y un 1,5% de FAME. Esta corriente que proviene de la torre T-301A, se combina con la corriente 301B proveniente de la columna T-301B. Una vez mezcladas ambas corrientes, se alimentan al reactor R-201 para poder eliminar el ácido sulfúrico de la misma manera que en el proceso descrito en el apartado 3.2.3.

3.3.2. Purificación del FAME

Después de la extracción mediante hexano y el lavado con agua, la mayor parte del metanol se encuentra en la corriente del glicerol, se utiliza la columna T-401 para destilar el hexano del FAME. Esta columna está diseñada para trabajar en cuatro etapas y una relación de reflujo de 3. Por la parte superior de la columna, sale el hexano, el cual se recircula (corriente 401A) a la columna T-301A para disminuir la cantidad de disolvente nuevo. En la corriente 402 se consigue el FAME con un 99,65% de pureza y en la corriente del fondo el poco aceite que no se ha conseguido convertir.

3.3.3. Purificación de la glicerina

La corriente 303A se alimenta a la columna T-501 la cual está diseñada para trabajar con cinco etapas teóricas y una relación de reflujo de 2. En la corriente 502 se puede llegar a conseguir un glicerina con un 92% de pureza. Una parte de la corriente superior 501 se puede recircular a T-301B como disolvente para el segundo lavado.

4. EQUIPAMIENTO Y CONDICIONES DE LOS PROCESOS

En las **Tablas 2 y 3** que se muestran a continuación, se indican los equipos necesarios para llevar a cabo la producción de biodiesel a partir del AVU así como las condiciones físicas y dimensiones de cada uno. Como ya se ha explicado anteriormente, el proceso catalítico básico necesita una unidad de pretratamiento del AVU para disminuir su contenido de ácidos grasos, por lo tanto, supondrá una mayor superficie de la planta de producción y un mayor coste económico del equipo material.

En cuanto a los procesos de catálisis ácida y catálisis ácida con extracción de hexano, las condiciones físicas de operación son mayores que las del proceso básico. Esto implicaría (a priori) que el requerimiento energético de ambos procesos sea mayor y por ello, el coste económico desde el punto de vista de producción también.

Tabla 2. Número de unidades necesarias para cada proceso (adaptada de: Bioresource Technology, 89, 2003).

Unidades del proceso	Catálisis básica con pretratamiento	Catálisis ácida	Catálisis ácida con extracción de hexano
Reactores	3 (3)	3 (3)	3 (3)
Columnas	6 (2)	4 (1)	5 (3)
Intercambiadores de calor	11 (1)	8 (3)	10 (3)
Bombas	8 (1)	5 (1)	6 (1)
Separadores por gravedad	1 (0)	1 (0)	1 (0)
Total	29 (7)	21 (8)	25 (10)

Los números entre paréntesis indican que se requiere acero inoxidable.

Tabla 3. Condiciones y dimensiones de las unidades de los diferentes procesos (adaptada de: Bioresource Technology, 89, 2003)

Sección del proceso	Equipo	Condiciones y dimensiones del equipo	Catálisis básica con pretratamiento	Catálisis ácida	Catálisis ácida con extracción de hexano	
Unidad de pretratamiento	R-100	Temperatura (°C)	70			
		Presión (Kpa)	400			
		Dimensiones DxH (m)	0,8x2,4			
	T-100	Temperatura (°C)	42/45			
		Presión (Kpa)	190/200			
		Dimensiones DxH (m)	1x10			
	T-101	Temperatura (°C)	28/69			
		Presión (Kpa)	20/30			
		Dimensiones DxH (m)	1x12			
Transesterif.	R-101	Temperatura (°C)	60	80	80	
		Presión (Kpa)	400	400	400	
		Dimensiones DxH (m)	1,8x5,4	2,1x6,3*	2,1x6,3*	
Neutralización	R-201	Temperatura (°C)	60	60	40	
		Presión (KPa)	110	200	160	
		Dimensiones DxH (m)	0,3x1	0,5x1,5	0,4x1,2	
Unidad de separación	T-201	Temperatura (°C)	28/126	81/116	81/116	
		Presión (Kpa)	20/30	190/200	190/200	
		Dimensiones DxH (m)	0,6x10	1x10	1x10	
	T-301	Dimensiones DxH (m)		0,8x10	1x10	1x10 (T-301A)
						1x0,8 (T-301B)
	T-401	Temperatura (°C)	190/415	264/463	150/415	
		Presión (Kpa)	10/20	40/50	10/20	
		Dimensiones DxH (m)	1,2x12	1x12	1,5x16	
	T-501	Temperatura (°C)	64/108	52/107	46/114	
		Presión (Kpa)	40/50	40/50	40/50	
		Dimensiones DxH (m)	0,5x10	0,6x10	0,8x10	

*Dos reactores en serie con las mismas condiciones.

En el siguiente apartado se analizará económicamente cada proceso para determinar cuál es más rentable y así poder seleccionar en el más adecuado teniendo en cuenta los aspectos tanto técnicos como económicos.

5. ESTUDIO ECONÓMICO BÁSICO DE LOS PROCESOS

Para determinar cuál es el mejor método de producción de biodiesel a partir de aceite vegetal usado (AVU), no solo hay que fijarse en el factor teórico o técnico. Uno de los factores más importantes que determina si el método de producción es rentable o no es el económico.

Una vez analizados tanto económicamente como técnicamente los tres procesos, (básico con pretratamiento, ácido y ácido con extracción de hexano) se elegirá el que mejores condiciones demuestre y se profundizará más en él.

En los siguientes análisis económicos se ha tomado como factores determinantes el coste capital y el coste de fabricación (Zhang et al., 2003). Las suposiciones en las que están basados los siguientes análisis son las siguientes:

- 1) Los procesos están diseñados para producir 8000 toneladas al año de biodiesel.
- 2) Las horas totales en operación de la planta son 8000 horas al año.
- 3) La materia prima (el AVU) no contiene ni agua ni impurezas sólidas.
- 4) En el precio de la materia prima se incluyen los costes de transporte y eliminación de impurezas.
- 5) Para el cálculo del equipamiento material, mediante la **Ecuación 6**, se han actualizado al año 2017 los costes que se han encontrado en el artículo de Zhang et al. del 2003.

$$C_2 = C_1 \left(\frac{I_2}{I_1} \right) \quad (6)$$

Donde C_2 es el coste del equipo en el año requerido (al no haber datos del 2017, ya que no se han actualizado los índices CEPCI desde el año 2015, se han escogido como base de cálculo los datos correspondientes al año 2015), C_1 es el coste conocido del equipo en el año 2000, I_1 es el índice CEPCI para el año 2000 siendo 394 (Turton et al. 1998) y I_2 es el índice CEPCI del año 2015 siendo 562,9.

- 6) Todos los costes se muestran en dólares americanos.

Mediante el índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) es posible calcular el precio total de los equipos en el año deseado. Este índice es un parámetro especial que refleja los efectos de la inflación en la industria química, es decir, refleja las alteraciones de los precios de los equipos que conforman la industria química a lo largo de los años.

5.1. COSTE CAPITAL FIJO

Para estimar el Coste Capital Total de la planta de cada proceso, es necesario definir unos parámetros además del coste de los equipos. Entre ellos se encuentran los siguientes:

-Costes directos: Entre los costes directos, se encuentran el coste de los equipos, el coste de la instrumentación necesaria y el coste de la mano de obra.

-Costes indirectos: Se tienen en cuenta los costes de transporte, seguros, tasas, gastos generales de construcción (vacaciones de los trabajadores, seguridad social, etc.) y salarios del equipo técnico.

-Cuota de contingencia: La contingencia es un factor que se utiliza para cubrir los gastos imprevistos como pueden ser pequeñas averías, cambios en el precio de los productos químicos, etc.

-Costes de las instalaciones auxiliares: También hay que tener en cuenta estos costes ya que en cualquier planta de producción química hay edificaciones complementarias como comedores, vestuarios, cafetería, salas de control... Dentro de estos costes también se tienen en cuenta la compra de la parcela en donde se sitúa la planta y los costes de los servicios necesarios (energía, agua...).

En la **Tabla 4**, aparece el listado de los procesos con sus respectivos costes materiales. Los resultados se presentan en el término Bare Module Cost (BMC o C_{BM}) que hace referencia al coste unitario de los equipos teniendo en cuenta tanto los costes directos como los indirectos.

Tabla 4. Costes del equipamiento material de los procesos I, II y III (catalítico básico con pretratamiento del AVU, ácido y ácido con extracción de hexano).

Equipo	Unidades	Costes proceso I (\$, año 2015)	Costes proceso II (\$, año 2015)	Costes proceso III (\$, año 2015)
Reactores	Esterif.	114.294	0	0
	Transesterif.	414.317	961.501	961.502
	Neutralización	30.002	54.289	41.432
Columnas	Destilación metanol	200.015	462.892	462.892
	Columna de lavado	142.868	155.726	314.310
	Destilación biodiesel	224.303	240.018	365.742
	Purificación glicerina	151.440	192.872	207.159
Intercambiadores de calor		22.859	17.144	17.144
Bombas		102.865	57.147	70.005
Otros (separadores por gravedad, sistemas a vacío...)		81.435	104.294	60.005
Coste del Módulo Básico (C_{BM0})		1.571.548	1.442.967	1.700.129
Coste estimado del Módulo (C_{BM})		2.343.035	2.243.028	2.843.074

Con los valores C_{BM} y C_{BM0} (coste del equipo en condiciones básicas: material de acero al carbono y presiones cercanas a la atmosférica) se puede estimar mediante unas simples operaciones la inversión capital total que supone el proceso. La contingencia (C_{CF}) se estima mediante la **Fórmula 7** (Ulrich 1984; Turton et al. 1998).

$$C_{CF} = 0.18C_{BM} \quad (7)$$

El coste total del módulo es la suma entre el coste del módulo y la contingencia, como se puede apreciar en la **Ecuación 8**.

$$C_{TM} = C_{BM} + C_{CF} \quad (8)$$

El coste de las instalaciones auxiliares (C_{AC}) se estima en un 30% del coste del módulo básico (C_{BM0}) como se observa en la **Ecuación 9** (Ulrich 1984; Turton et al. 1998).

$$C_{AC} = 0.3C_{BM0} \quad (9)$$

Una vez calculado el coste de las instalaciones auxiliares, ya se puede calcular el coste de capital fijo (C_{FC}) mediante la **Ecuación 10**; que se expresa como la suma entre coste del módulo total (C_{TM}) y el coste de las instalaciones auxiliares (C_{AC}).

$$C_{FC} = C_{TM} + C_{AC} \quad (10)$$

Para, finalmente, calcular la inversión capital total (C_{TC}) del proceso es necesario estimar de antemano el capital de trabajo (C_{WC}), que se estima en un 15% del coste capital fijo (C_{FC}) como se expone en la **Ecuación 11**.

$$C_{WC} = 0.15C_{FC} \quad (11)$$

Finalmente, la inversión capital total (C_{TC}) se define como la suma del capital de trabajo (C_{WC}) y el coste capital fijo (C_{FC}) como se aprecia en la **Ecuación 12**.

$$C_{TC} = C_{FC} + C_{WC} \quad (12)$$

Tabla 5. Resultados obtenidos de los diferentes costes de cada proceso de producción de biodiesel a partir de AVU.

Tipo de Coste	Costes proceso 1 (\$, año 2015)	Costes proceso 2 (\$, año 2015)	Costes proceso 3 (\$, año 2015)
Contingencia (C_{CF})	421.746	403.745	511.753
Coste Total del Módulo (C_{TM})	2.764.782	2.646.773	3.354.827
Coste de la instalación auxiliar (C_{AC})	471.464	432.890	510.039
Coste Capital Fijo (C_{FC})	3.236.246	3.079.663	3.864.866
Capital de trabajo (C_{WC})	485.437	461.949	579.730
Inversión Total Fija (C_{TC})	3.721.683	3.541.613	4.444.596

Como se puede observar en la **Tabla 5**, el proceso que requiere una mayor inversión capital es el número 3. Por contrario, el proceso que necesitaría una menor inversión es el proceso 2 el cual corresponde al proceso ácido. Se puede decir que el resultado es lógico ya que el proceso que presenta un valor más bajo del coste del módulo desnudo (C_{BM}) es el ácido, como se indica en la **Tabla 4**.

5.2. COSTES DE FABRICACIÓN

Los factores a tener en cuenta en los costes de fabricación de una planta química, se pueden dividir en tres grupos: los costes directos de fabricación (D_{MC}), los costes fijos (F_{MC}) y los gastos generales (G_E).

Los costes directos de fabricación son aquellos que están relacionados con la producción de la planta. Dentro de este grupo se encuentran los costes de la materia prima, los empleados, los costes de gestión de residuos, los servicios energéticos, los costes de mantenimiento, etc.

Los costes fijos o indirectos, son independientes a la producción. Entre ellos se encuentran los costes que suponen los seguros, la amortización y los impuestos.

Los gastos generales son necesarios para que una planta pueda funcionar, ya que están relacionados con el trabajo administrativo y logístico. Dentro de estos gastos se encuentran los salarios de los empleados, el marketing, los costes de venta, etc.

Mediante la **Ecuación 13**, se pueden estimar los costes de fabricación (C_{OM}) de cada proceso solamente partiendo de los siguientes parámetros: el capital fijo (calculados en el apartado **5.1**), los costes laborales (C_{OL}), los costes de los servicios (C_{UT}), los costes de gestión de residuos (C_{WT}) y los costes de la materia prima (C_{RM}).

$$C_{OM} = 0.28C_{FC} + 2.73C_{OL} + 1.23(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (12)$$

Los costes de los servicios, son la suma de los costes de electricidad, agua de refrigeración, vapor a baja presión y vapor a alta presión. Para el cálculo del agua, tomando como referencia el precio total (en dólares) y el precio por metro cúbico (Zhang et al., 2003), se ha podido calcular los metros cúbicos totales de agua empleados en cada proceso. Para actualizarlos, se ha calculado mediante el cambio que ha sufrido el valor IPC desde el año 2000 y se ha obtenido que el precio del metro cúbico de agua es de 0.01 \$/m³.

En el caso del cálculo del coste de electricidad se ha seguido la misma metodología, es decir, se parte del precio total y el precio unitario de la electricidad en el año 2000 para calcular los KWh totales necesarios para cada proceso y, con el precio unitario de la electricidad en el 2017 (Minetad, 2017) que es de 0,084 €/KWh o 0,094 \$/KWh se actualizan los costes a la actualidad.

Para los costes de vapor a alta y baja presión se ha seguido el mismo método que con el cálculo del coste de agua de refrigeración

En la **Tabla 6**, se muestran los resultados obtenidos de los costes de los servicios (C_{UT}).

Tipo de servicio	Proceso I (\$)	Proceso II (\$)	Proceso III (\$)
Agua	11.429	28.571	57.143
Electricidad	27.097	40.645	40.645
LPS	86.340	244.630	244.630
HPS	71.950	86.340	100.730
C_{UT}	196.816	400.186	443.148

Como se puede observar, existe una notable diferencia entre los costes de servicios de los dos procesos ácidos y el básico con pretratamiento. Esto se debe a que las condiciones energéticas de los procesos ácidos son mayores que las del proceso básico.

Al ser diferentes los productos químicos utilizados como materia prima en cada proceso, es lógico que el coste de materia prima sea también diferente para cada uno. Por ello, en la **Tabla 7**, se muestran las materias primas utilizadas en los diferentes procesos con sus respectivos precios unitarios y globales.

Tabla 7. Costes de las materias primas de cada proceso.

	Compuesto	Precio (\$/kg)	Caudal (Kg/h)	Cantidad (Kg/año)	Precio Total (\$)
Proceso I	NaOH	0,628	10	80.000	50.240
	Metanol	0,40	128	1.024.000	409.600
	AVU	0	1050	8.400.000	0
	Ácido sulfúrico	0,075	10	80.000	6.000
	Ácido fosfórico	0,81	8,23	65.840	53.330
	Glicerina	1,93	110	880.000	1.698.400
Proceso II	Ácido sulfúrico	0,075	150	1.200.000	90.000
	Metanol	0,4	128	1.024.000	409.600
	AVU	0	1030	8.240.000	0
	CaO	0,70	85,33	682.640	477.848
Proceso III	Ácido sulfúrico	0,075	150	1.200.000	90.000
	Metanol	0,40	216,50	1.732.000	692.800
	AVU	0	1030	8.240.000	0
	CaO	0,70	85,33	682.640	477.848
	Hexano	0,39	124	992.000	386.880
Total C_{RM} Proceso I				2.217.570	
Total C_{RM} Proceso II				977.448	
Total C_{RM} Proceso III				1.647.528	

Una vez calculados los costes de materias primas y los costes de los servicios sólo faltan estimar los costes laborales y los costes de gestión de residuos para poder obtener el coste total de producción. Estos dos últimos parámetros se han calculado siguiendo la misma metodología que con el coste de agua de refrigeración y vapor a alta y baja presión, es decir se han actualizado los costes del año 2000 utilizando el valor del IPC. En la **Tabla 8** se muestran los resultados obtenidos.

Tabla 8. Costes laborales y de gestión de residuos actualizados para cada proceso.

	Proceso I	Proceso II	Proceso III
Costes laborales (C_{OL})	1.482.170	1.223.150	1.323.880
Costes de gestión de residuos (C_{WT})	408.676	411.554	474.870

Teniendo ya todos los parámetros de la **Ecuación 12**, se puede calcular el coste de producción para cada proceso como se indica en la **Tabla 9**.

Tabla 9. Costes totales de producción en cada proceso de obtención de biodiesel.

	Proceso I	Proceso II	Proceso III
C_{FC}	3.236.246	3.079.663	3.864.866
C_{OL}	1.482.170	1.223.150	1.323.880
C_{UT}	196.816	400.186	443.148
C_{WT}	408.676	411.554	474.870
C_{RM}	2.217.570	977.448	1.647.528
C_{OM}	8.424.839	6.402.206	7.851.976

Como se puede ver en la **Tabla 9**, el proceso que menor coste de producción requiere es el proceso catalítico ácido. Por contrario, el proceso catalítico básico con pretratamiento del AVU es el que más coste productivo demuestra.

Tomando como referencia los resultados obtenidos en este estudio y los encontrados en el artículo de Zhang et al. 2003 en el que se analiza económicamente cada proceso, se ha optado por elegir el método catalítico ácido para conseguir producir biodiesel a partir de AVU, ya que además de ser el proceso que menores costes representa, es el que muestra mejores condiciones para crear la transesterificación de la materia prima alta en ácidos grasos libres.

En los siguientes apartados se explicará con detenimiento el proceso catalítico ácido del AVU para la obtención de biodiesel. Para ello, se ha realizado una simulación del proceso en el Simulador Pro II y se han analizado tanto la rentabilidad económica del proceso propuesto como el impacto ambiental.

6. SIMULACIÓN EN PRO II DEL PROCESO CATALÍTICO ÁCIDO

6.1. RESUMEN DEL PROCESO

El diagrama de flujo que se ha propuesto para la producción de biodiesel a partir de AVU, se divide en cuatro secciones.

En la primera sección se da la reacción de transesterificación del aceite mediante un catalizador ácido (ácido sulfúrico) y un alcohol de cadena corta (metanol) consiguiendo los ésteres de metilo que conforman el biodiesel.

En la segunda sección, se emplea una columna de destilación para extraer el metanol sobrante de la reacción anterior y poder recircularlo a la primera sección con el propósito de disminuir la cantidad de metanol nuevo a emplear en el proceso.

En la tercera sección, se neutraliza el ácido sulfúrico con óxido de calcio y mediante un separador de sólidos, se consigue extraer por completo los productos sólidos creados en la reacción.

El objetivo de la cuarta sección es conseguir separar la glicerina creada en la etapa de transesterificación y el agua de la etapa de neutralización del biodiesel (o ésteres metílicos). Para ello, se utiliza una extracción líquido-líquido en la que se alimenta agua como disolvente. Es en ésta sección donde se consigue el biodiesel.

En la quinta y última sección del proceso, se da la etapa de purificación de la glicerina. De esta forma, se consigue un subproducto valioso que mejora la rentabilidad económica del proceso. Como se muestran en la **Figura 8**, para un mayor entendimiento del proceso, se ha realizado un diagrama de bloques que toma en cuenta las principales unidades del proceso.

La planta de producción, está diseñada para producir 8144 t/año y se implantaría en alguna parcela industrial con acceso a electricidad y agua cercana a ciudades grandes ya que el AVU se recogería de restaurantes, comedores sociales, escuelas u hoteles.

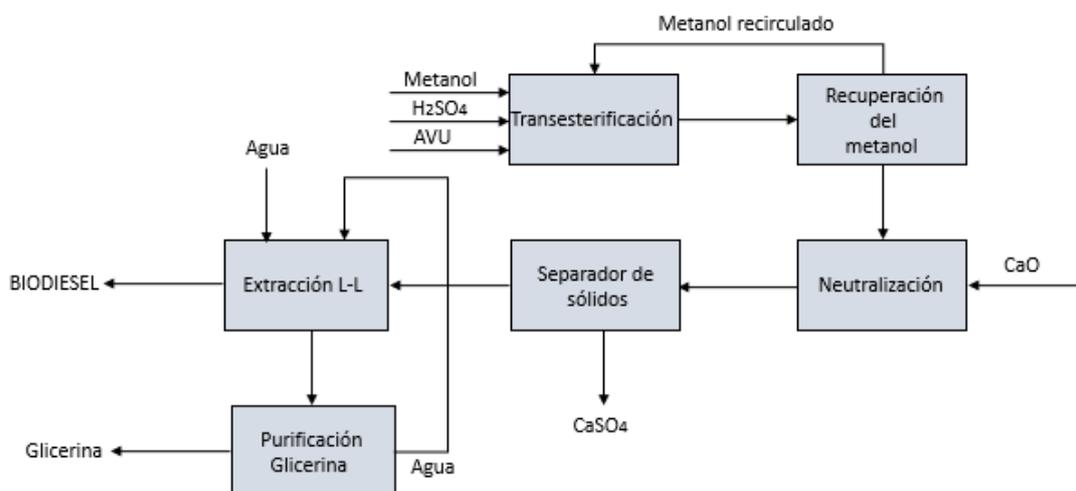


Figura 8. Diagrama de bloques del proceso catalítico ácido.

6.2. SECCIÓN I, REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN

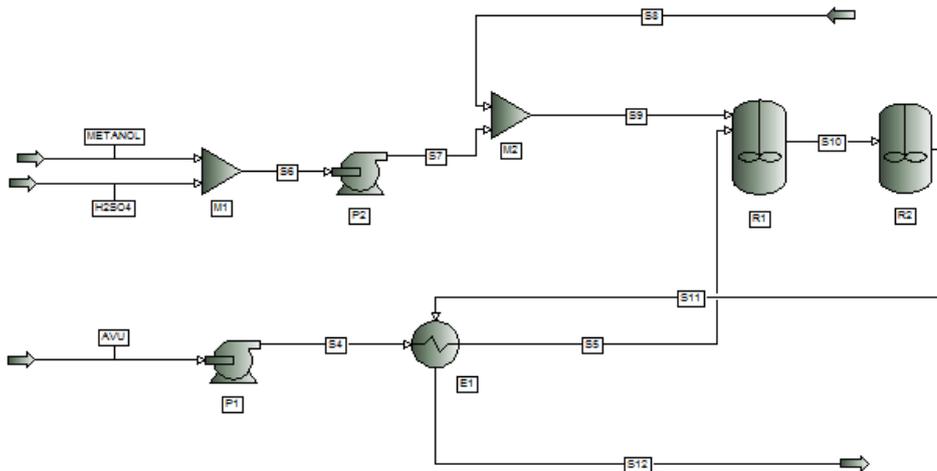


Figura 9. Sección I del proceso ácido.

Por una parte del proceso, en la corriente denominada “AVU”, fluyen 1009,3 Kg/h de aceite a una temperatura de 25°C y presión atmosférica (100 KPa). Para adecuar esta materia prima a las condiciones óptimas de reacción, se aumenta la presión y temperatura a 400 KPa y 60°C utilizando la bomba P2 y el intercambiador de calor E1. Una vez conseguidas las condiciones físicas requeridas, la corriente S5 se alimenta al reactor R1 para comenzar la reacción de transesterificación.

Por las corrientes “Metanol” y “H₂SO₄”, circulan, como sus nombres indican, el metanol (111,5 Kg/h) y el ácido sulfúrico (150,06 Kg/h) a temperatura y presión ambiental. Estas dos corrientes se combinan en el mezclador M1 y seguidamente, la corriente resultante S6 se bombea para aumentar su presión de 100 KPa a 400 KPa. En el mezclador M2, se unen las corrientes S8 (que proviene de la sección 2 como recirculación de metanol, 48 kg/h) y S7 para poder alimentarse al reactor R1 junto la corriente S5.

En los reactores R1 y R2, por medio de las **Ecuaciones 1, 2 y 3** descritas anteriormente, se obtienen los ésteres de metilo que constituyen el biodiesel. Se han propuesto dos reactores de mezcla perfecta colocados en serie para aumentar el tiempo de residencia del AVU y poder así transformar los triglicéridos en monoglicéridos con una conversión cercana al 100%.

Finalmente, la corriente S7 (corriente de salida del reactor R2), pasa por el intercambiador E1 a modo de calentamiento para la corriente S5 y se dirige a la sección II del proceso.

En la **Tabla 10**, se muestran las principales características de algunas de las corrientes que conforman la primera sección del proceso íntegro.

Tabla 10. Propiedades y fracciones másicas de las corrientes que componen la sección I.

Propiedades	Metanol	H ₂ SO ₄	AVU	S5	S9	S11	S12
Temperatura (°C)	25	25	25	60	25	80	57
Presión (Kpa)	100	100	100	400	400	400	400
Caudal másico	111,49	150,06	1009,3	1009,3	366,37	1375,64	1375,67
Fracción másica							
Metanol	1	0	0	0	0,590	0,076	0,076
Glicerol	0	0	0	0	0	0,078	0,078
H ₂ SO ₄	0	1	0	0	0,410	0,109	0,109
Mpalmita	0	0	0	0	0	0,103	0,103
Moleico	0	0	0	0	0	0,187	0,187
Mlinoleico	0	0	0	0	0	0,447	0,447
Tripalm	0	0	0,140	0,140	0	4,964E-06	4,964E-06
Trioleico	0	0	0,250	0,250	0	6,070E-06	6,070E-06
Trilinoleico	0	0	0,610	0,610	0	1,999E-05	1,999E-05

Como se puede observar, en la corriente S12 se logra una casi completa transesterificación de los triglicéridos en ésteres de metilo ya que la cantidad total de triglicéridos supone solo un 0,002% en peso del caudal másico total. Sin embargo, existe una fracción importante de metanol, glicerina y ácido sulfúrico (27% en peso) por lo que es necesario reducir las cantidades de dichos compuestos para conseguir un biodiesel que cumpla con los requisitos de calidad.

6.3. SECCIÓN II, RECUPERACIÓN DEL METANOL

La corriente S12 de la sección I se alimenta al segundo plato de la torre de destilación T1 que está diseñada con 2 platos, condensador y caldera. Dicha columna, opera con un ratio de reflujo de 2 y a una presión y temperatura en el plato superior de 190 KPa y 116°C.

Por la corriente S14 se obtienen los ésteres metílicos del biodiesel y la glicerina mayoritariamente mientras que por la S13 se consigue extraer el metanol con una elevada pureza (99,96 % en peso). Esta corriente rica en metanol, se bombea mediante la bomba P3 para aumentar su presión a 400 KPa y poder ser recirculada a la sección I.

Finalmente, la corriente S14, se enfría a 60°C con el intercambiador de calor E2 para dirigirse a la sección III del proceso.

En la **Figura 10**, se puede observar el diagrama de flujo para lograr el objetivo de extraer el metanol que contiene la corriente S12 y en la **Tabla 11** se muestran algunas propiedades de las corrientes de esta sección.

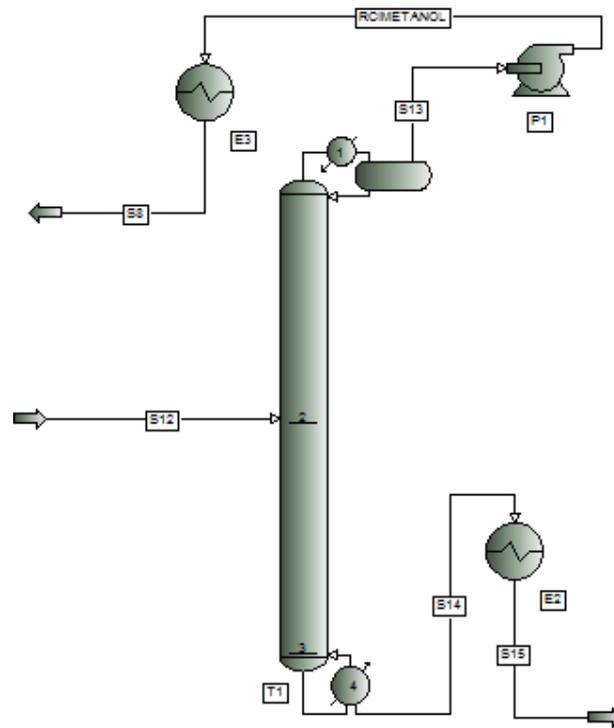


Figura 10. Diagrama de flujo de la sección II.

Tabla 11. Propiedades y fracciones másicas de las corrientes que componen la sección II.

Propiedades	S12	S13	S14
Temperatura (°C)	57	116	319,53
Presión (Kpa)	400	190	190
Caudal másico	1375,64	104,81	1270,86
Fracción másica			
Metanol	0,076	0,999	1,353E-09
Glicerol	0,078	1,042E-04	0,084
H2SO4	0,109	2,833E-04	0,118
Mpalmita	0,103	2,579E-05	0,11
Moleico	0,187	2,647E-06	0,203
Mlinoleico	0,447	9,401E-06	0,484
Tripalm	1,853E-06	8,299E-24	2,006E-06
Trioleico	2,301E-05	2,400E-23	2,491E-05
Trilinoleico	1,507E-05	1,261E-23	1,631E-05

Viendo los valores de la **Tabla 11**, se puede concluir que la unidad diseñada para extraer el metano (T1) cumple con creces el objetivo ya que en la corriente S13 se consigue un metanol de elevada pureza que sirve para ser recirculado a la sección I.

6.4. SECCIÓN III, REACCIÓN DE NEUTRALIZACIÓN

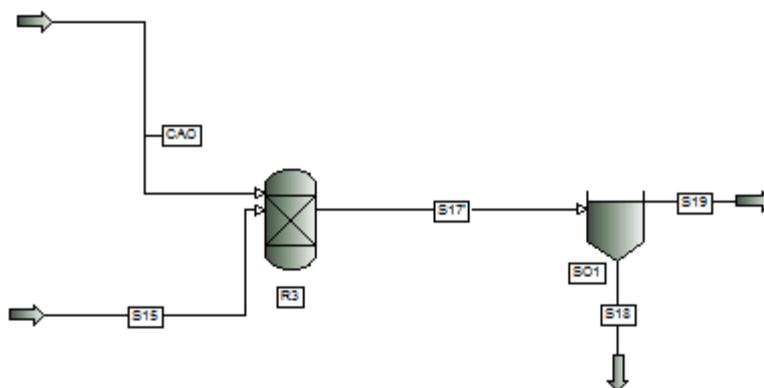


Figura 11. Diagrama de flujo de la sección III.

La corriente S15 proveniente de la sección II se alimenta a un reactor de conversión junto la corriente denominada “CaO”. Por esta última corriente, transcurren 85,8 Kg/h de CaO que se utiliza como base en la reacción de neutralización del ácido sulfúrico (ver **Ecuación 5**). Dicha reacción ocurre a una temperatura y presión de 60°C y 200 KPa y se ha supuesto que la conversión del ácido sulfúrico sea de un 100%. La corriente de los productos S12, se alimenta a un separador de sólidos SO1 con fin de extraer los sólidos formados en la reacción. Una vez eliminados, la corriente S14 se dirige a la sección IV del proceso.

Tabla 12. Propiedades y fracciones másicas de las corrientes que componen la sección III.

Propiedades	S15	CaO	S17	S18	S19
Temperatura (°C)	60	60	60	60	60
Presión (Kpa)	190	190	190	190	190
Caudal másico (líquido)	1270,86	0	1148,36	0	1148,34
Caudal másico (sólido)	0	85,8	208,3	208,3	0
Fracción másica					
Metanol	1,353E-09	0	1,267E-09	0	1,497E-09
Agua	0,084	0	0,020	0	0,024
Glicerol	0,118	0	0,079	0	0,093
H2SO4	0,11	0	0	0	0
Mpalmita	0,203	0	0,104	0	0,123
Moleico	0,484	0	0,190	0	0,225
Mlinoleico	2,006E-06	0	0,453	0	0,535
Tripalm	2,491E-05	0	1,789E-06	0	2,220E-06
Trioleico	1,631E-05	0	2,334E-05	0	2,757E-05
Trilinoleico	1,353E-09	0	1,528E-05	0	1,805E-05
CaSO4	0	1	0,153	1	0
CaO	0	0	0	0	0

6.5. SECCIONES IV Y V, EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO Y PURIFICACIÓN DE GLICERINA

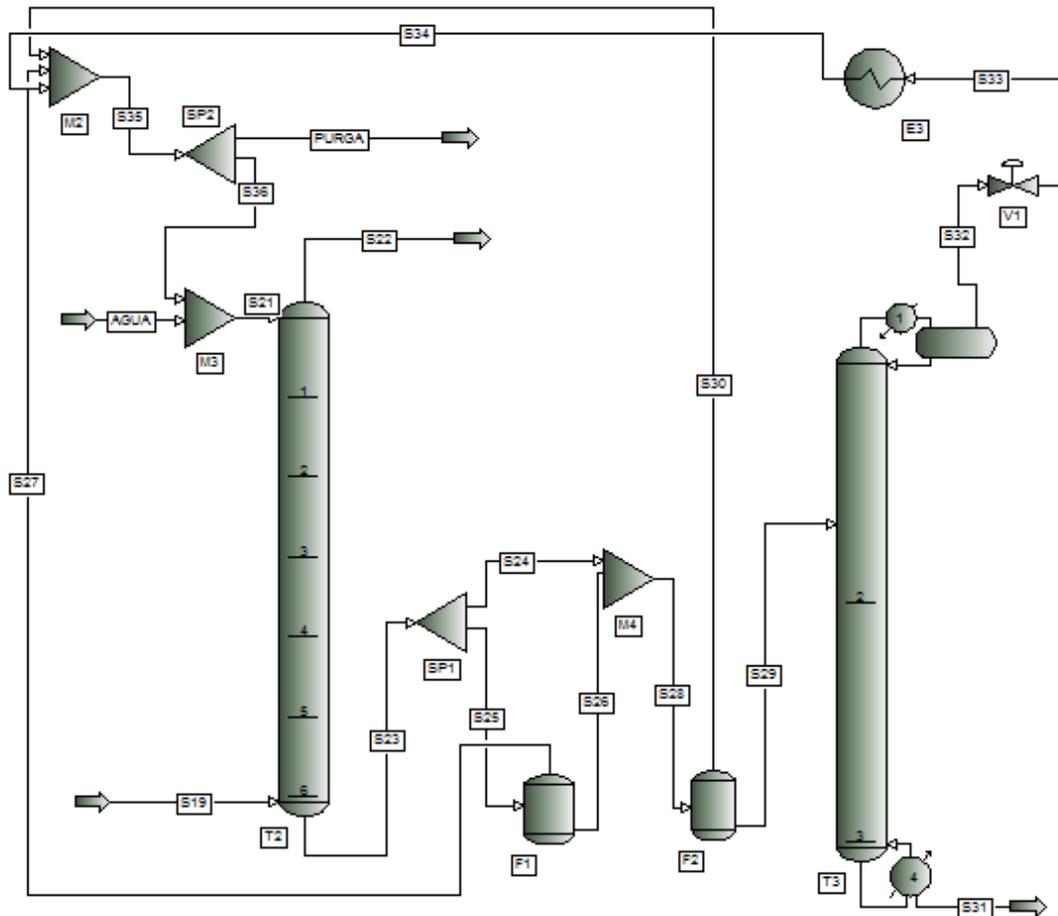


Figura 12. Diagrama de flujo de la sección

La corriente S19, se alimenta por la parte inferior de la columna de extracción líquido-líquido T2 la cual está diseñada con 6 platos teóricos y una alimentación de agua por la parte superior de 1600 kg/h (ver **Anexo 1**). De esta manera, por la corriente S22 se consigue un biodiesel con una pureza del 99,83% en peso, y por la S23 agua y glicerina.

Al ser la glicerina un producto con valor económico añadido, se propone una torre de destilación T3 diseñada con 2 platos, condensador, hervidor y un ratio de reflujo de 1,5 para separar el agua y la glicerina de la corriente S23. Antes de ello, se utilizan dos destilaciones tipo “flash” en paralelo para lograr disminuir el caudal de agua de la corriente S23 ya que sin estos dos equipos, los servicios energéticos de la columna de destilación T3 serían muy elevados y por lo tanto sus costes económicos también. Los resultados obtenidos demuestran que la fracción másica de glicerina obtenida en la corriente S31 es de casi un 100%.

Por las corrientes S30, S27 y S32, fluye agua con una pureza del 99,26% en masa. LA corriente S32 pasa por una válvula V1 para aumentar su presión a 190 KPa y por un intercambiador E3 para disminuir su temperatura a 60°C. Una vez acondicionada la corriente, puede ser recirculada para poder rebajar la cantidad de agua requerida para la extracción de la glicerina en la torre T2. La finalidad del divisor SP2 no es más que purgar

un 10% de la corriente S35, ya que de no ser así, se acumularía agua en las columnas y supondría un problema operacional.

Viendo los resultados obtenidos de las secciones IV y V en la **Tabla 13**, se puede concluir que se alcanzan una elevada pureza del producto deseado (biodiesel) y del subproducto que aumenta la rentabilidad económica del proceso (glicerina). Además al lograr recircular el agua extraída de la columna T3, se optimiza la cantidad de agua nueva empleada en la corriente “Agua” (136,4 kg/h) para lograr la extracción de la glicerina en la columna T2.

Tabla 13. Propiedades y fracciones másicas de las corrientes que componen las secciones IV y V.

Propiedades	S19	Agua	S22*	S31*
Temperatura (°C)	60	60	63	258
Presión (Kpa)	190	190	110	40
Caudal másico	1148,34	1605,57	1015,7	42,25
Fracción másica				
Metanol	1,497E-09	7,581E-08	2,688E-13	7,046E-19
Agua	0,024	0,996	1,445E-03	6,108E-17
Glicerol	0,093	4,366E-03	2,683E-04	0,999
H2SO4	0	0	0	0
Mpalmita	0,123	4,959E-11	0,139	1,945E-07
Moleico	0,225	2,413E-13	0,254	1,278E-07
Mlinoleico	0,535	1,51E-12	0,605	4,564E-07
Triplm	1,346E-05	0	1,121E-05	0
Trioleico	1,174E-05	0	2,201E-07	0
Trilinoleico	2,557E-05	0	1,462E-05	0
CaSO4	0	0	0	0
CaO	0	0	0	0

Las corrientes marcadas con “*” son aquellas en las que se logran los productos deseados.

Como se observa en la **Tabla 13**, al final del proceso integral se consiguen 1015,7 kg/h de biodiesel y 42,25 kg/h de glicerina con unas purzas del 99,8% y 99,99% en peso respectivamente. Por lo tanto, se puede decir que ambos productos cumplen los requisitos de calidad en cuanto a pureza del producto se refiere. Además, el biodiesel cumple también los parámetros de contenido máximo en glicerina y en agua ya que no supera el 0,25% en peso de glicerina ni el 0,5% en peso de agua. La densidad del biodiesel obtenido es de 881 kg/m³, por lo tanto, está de la misma manera dentro de los límites de calidad de la norma ISO 14214. El valor límite de los triglicéridos totales en el biodiesel es de 0,2% en peso, por lo que también se cumple este requisito. Los demás parámetros de calidad no se han podido comparar ya que se necesitaría un análisis químico en laboratorio para obtener los resultados y evaluarlos.

La planta se ha diseñado para trabajar 8000 horas al año, es decir, se reservan 760 horas al año (1 mes aproximadamente) para posibles inspecciones de calidad y paradas de mantenimiento. Dicho esto, si se consiguen 1015,7 kg/h de biodiesel, se obtendrían un total de 8.125 t/año de dicho producto. Utilizando la misma base de cálculo para la glicerina producida al año, se logra un total de 338 t/año de glicerina.

7. DIMENSIONES Y CARACTERÍSTICAS DE LOS EQUIPOS

7.1. INTERCAMBIADORES DE CALOR

En la simulación del proceso se ha utilizado un total de cuatro intercambiadores de calor de tubo doble. Por este tipo de intercambiadores de calor transcurren dos fluidos, uno por dentro de la carcasa y otro por fuera de ella, y debido a la diferencia energética de ambas corrientes, se genera un gradiente de temperatura que implica una transmisión de calor entre los fluidos. Como está demostrado científicamente, si el intercambiador opera en contracorriente, es decir, si la alimentación de los fluidos al equipo ocurre en direcciones contrarias, el intercambio energético es mayor, por lo tanto, en este proceso se ha optado por este tipo de régimen. Tres de los cuatro intercambiadores serán de acero inoxidable porque operan con corrientes en las que fluye ácido sulfúrico y el restante será de acero al carbono.

El parámetro que determina el precio de un intercambiador es la superficie del mismo. Para su cálculo se han aplicado algunas ecuaciones que se fundamentan en los dos primeros principios de la termodinámica.

El primer paso para determinar las superficies de los intercambiadores consiste en calcular el calor transferido en cada uno (**Anexo 2**) valiéndose de algunos datos obtenidos en el simulador y algunas estimaciones (Turton et al., 2009). Los resultados logrados de cada uno de los intercambiadores de calor son los que se muestran en la **Tabla 14**.

Tabla 14. Superficies de los 4 intercambiadores de calor del proceso.

Intercambiador	Q (KW)	ΔT (°C)	U (KW/m ² *K)	A (m ²)
S11-S12 (E1)	18,35	23	0,5	1,60
S14-S15 (E2)	226,54	260	0,5	1,75
RCIMET-S8 (E3)	6,60	91	0,5	0,15
S26-S27 (E4)	75,77	60	0,5	2,55

Otro de los factores importantes a tener en cuenta es el servicio energético necesario para satisfacer los requerimientos energéticos del proceso. En el anexo 3, se ha realizado un estudio con fin de conocer el tipo de servicio (servicio de refrigeración o servicio de calentamiento) y los kilovatios totales a consumir. En el caso de este proceso, se necesitarán aproximadamente un total de 308 KW de servicio de refrigeración.

7.2. BOMBAS

Todas las bombas propuestas para el proceso (tres en total) son de tipo centrífugas puesto que son las más habituales en la industria química y presentan unas buenas condiciones para operar con fluidos corrosivos como el ácido sulfúrico. Una de ellas será entera (carcasa y rotor) de acero inoxidable mientras que las demás serán de acero al carbono.

Uno de los factores más importantes en el diseño de las bombas, y más en las centrífugas, es la eficiencia. Como es conocido, la eficiencia global de una bomba es una combinación de eficiencia eléctrica e hidráulica y varía según el caudal que se bombea. Por lo tanto, hay que buscar el punto óptimo de operación de cada una. En esta simulación se ha estimado una eficiencia del 70%.

Las bombas, funcionarán con motor eléctrico por lo que se tendrán en cuenta a la hora de realizar el consumo total de los servicios energéticos de la planta.

7.3. REACTORES

Como se ha comentado en apartados anteriores, se han utilizado dos reactores isotérmicos de mezcla perfecta que operan en serie para lograr la transesterificación de los ácidos grasos que constituyen el AVU. Ambos reactores operan a una temperatura de 80°C y están diseñados con un volumen de 23 m³ para poder operar en régimen continuo. El tiempo espacial en horas de los reactores es de 14,4 horas aproximadamente y el calor a suministrar para trabajar isotérmicamente a los reactores R1 y R2 será de 41,4 KW y 0,33 KW respectivamente.

Al tratarse de ácido sulfúrico uno de los compuestos que se alimentan al reactor, es imprescindible que el material con el que estén construidos sea acero inoxidable para evitar la corrosión de los equipos.

7.4. COLUMNAS

En este proyecto hay un total de 3 columnas: T1, T2 y T3. La torre T1 está diseñada para extraer el metanol sobrante de la reacción de transesterificación y recircularlo a los reactores. Esta columna opera a una temperatura en el plato superior de 116°C y un ratio de reflujo de 2 y contiene un total de 3 platos perforados con pequeños orificios de 0,6 centímetros de diámetro, condensador y hervidor. Esta torre, de la misma manera que los anteriores equipos, estará fabricada de acero inoxidable AISI 316 para evitar la corrosión. Los diámetros de las torres T1, T2 y T3 obtenidos por el simulador son de 0,76, 2 y 2 metros respectivamente.

Mediante la torre o decantador T2 se da la extracción de la glicerina y el agua de la corriente del biodiesel. Al ser simplemente un decantador no incluye ni condensador ni caldera por lo que su coste energético es nulo.

Por razones de accesibilidad para el personal de mantenimiento de las torres, se deja un espacio de 0,6 metros entre cada plato (Turton et al., 2003). Por lo tanto, es posible estimar teóricamente la altura de cada columna. Las alturas mínimas de las torres T1, T2 y T3 son 1,8, 3,6 y 1,2 metros. Sin embargo, se han escogido unas alturas finales de 2,3 metros para T1, 6 metros para T2 y 6 metros para T3 ya que son las mínimas alturas que existen en el mercado para tales diámetros.

7.5. DEPÓSITOS DE ALMACENAJE

A pesar de no incluirse en el diagrama de flujo de la planta, también se contará con un total de 5 tanques de almacenaje para guardar las materias primas (ácido sulfúrico, AVU y metanol) y los productos obtenidos (glicerina y biodiesel). El depósito del ácido será de acero inoxidable AISI 316 mientras que los demás serán de acero al carbono.

Para el cálculo del volumen de los depósitos, se ha estimado un tiempo de almacenamiento tanto para la materia prima como para los productos de 15 días. De esta manera, se minimizan los posibles contratiempos que pueda haber en el transporte de los compuestos.

El depósito M1 contendrá el metanol que se alimenta al proceso con un caudal másico de 111,5 kg/h. Partiendo de este dato y sabiendo su densidad ($789,6 \text{ kg/m}^3$) y el tiempo de almacenaje, es posible calcular el volumen del depósito mediante la **Ecuación 13**.

$$V = m \rho t_{alm} \quad (13)$$

El volumen total calculado para el depósito M1 será de 50 m^3 con unas dimensiones (DxH) de 3,5 x 5,5 metros.

Sirviéndose de la misma ecuación, se han obtenido los demás volúmenes de los depósitos. El tanque M2 que contiene ácido sulfúrico con una densidad de 1828 kg/m^3 y suministra al proceso un caudal de 150,1 kg/h. El volumen obtenido es de 30 m^3 con unas dimensiones (DxH) de 3 x 5 metros.

El depósito M3 que contiene AVU con una densidad de $905,05 \text{ kg/m}^3$ y suministra al proceso un caudal de 1009,3 kg/h tendrá un volumen de 433 m^3 con unas dimensiones (DxH) de 8 x 8,6 metros.

El caudal de la glicerina ($1028,23 \text{ kg/m}^3$) que entra al tanque M4 es de 42,25 kg/h por lo que el volumen será de al menos 15 m^3 con unas dimensiones (DxH) de 2,5 x 3 metros.

Por último al depósito M5 entra el biodiesel obtenido con un caudal de 1015,7 kg/h y con una densidad de $880,8 \text{ kg/m}^3$. Por lo tanto el volumen de este depósito deberá ser de 433 m^3 con unas dimensiones (DxH) de 8 x 8,6 metros.

7.6. VÁLVULAS

Solo se dispondrá de una válvula reductora de presión de tipo mariposa. El material de construcción de dicha válvula será de acero al carbono pero al ser un equipo de coste relativamente bajo, no se tendrá en cuenta a la hora de estimar los costes de la planta.

8. DISTRIBUCIÓN O LAYOUT DE LA PLANTA

8.1. RECEPCIÓN

Se trata de una zona en la que el cliente o el visitante puedan informarse acerca la planta. Se dispondrá de solamente dos trabajadores en esta área y estará comunicada con las oficinas de la planta. La superficie requerida será de 100 m².

8.2. ZONA DE CARGA Y DESCARGA

En esta zona se encontrarán los depósitos tanto de la materia prima como de productos obtenidos. Teniendo en cuenta los diámetros de los depósitos calculados en el apartado anterior y estimando que se dejará una distancia de 2 metros entre cada depósito, se puede obtener el espacio total que se destinará para almacenar los productos químicos. El espacio total será de 400 m².

8.3. ZONA DE PRODUCCIÓN

Esta es la zona más importante de la fábrica ya que todos los procesos de transformación y purificación se darán aquí. Por lo tanto, es en este espacio en dónde se encontrarán todos los equipos que conforman el proceso de obtención del biodiesel. El espacio total que ocupará esta zona es de 500 m².

El número de trabajadores que estarán en planta se puede calcular con la **Ecuación 14**.

$$NOL = (6,29 + 31,7P^2 + 0,23NNP)^{0,5} \quad (13)$$

Donde NOL es el personal necesario por turno de trabajo, P es el número de equipos que operan con sólidos y NNP es el número de equipos que no operan con sólidos excluyendo las bombas y válvulas. En este caso los valores de P, NNP y NOL han sido los siguientes: P=1, NNP=10 y NOL=6,35 trabajadores/trabajadores.

Teniendo en cuenta que cada empleado trabaja 49 semanas al año, 5 turnos por semana, y 8 horas por turno, cada uno trabaja un total de 245 turnos al año. Además si la planta opera durante 8000 horas al año y se necesitan 6,35 trabajadores por turno, se obtiene un número de 26 trabajadores en planta como se puede observar en la **Ecuación 14**.

$$8000 \frac{\text{h}}{\text{año}} \frac{1 \text{ turno}}{8 \text{h}} \frac{\text{trabajadores año}}{245 \text{ turnos}} 6,35 \frac{\text{trabajadores}}{\text{trabajadores}} = 25,9 \approx 26 \quad (14)$$

8.4. ZONA DE OFICINAS

Este espacio estará dedicado a la gestión administrativa, técnica, de dirección, de marketing y de calidad. Las oficinas estarán dotadas de todos los servicios necesarios (aseos, salas de reuniones...) para garantizar a los trabajadores unas condiciones laborales de calidad. Por el volumen de producción se ha considerado que el número de personas destinadas a desarrollar este trabajo sea un total de 16 personas. El espacio total destinado a esta zona será de 300 m².

8.5. COMEDOR

Al contarse con un total de 44 trabajadores, se facilitará un espacio de 200 m² con todo el equipamiento de cocina necesario.

8.6. PARKING

Se acondicionará un total de 61 plazas de aparcamiento de 2,5 x 4 metros para que tanto los empleados de la planta como los posibles visitantes puedan estacionar su vehículo. La superficie de las plazas de aparcamiento y las vías para maniobrar suman un total de 1000 m².

8.7. SUPERFICIE TOTAL DE LA PLANTA

A partir de las superficies calculadas en los apartados anteriores y teniendo en cuenta la superficie que ocuparán también las vías de acceso a la planta, se estima una superficie total de 0,25 hectáreas como se muestra en la **Tabla 15**.

Tabla 15. Superficie requerida para la planta de producción del biodiesel.

	Superficie (m²)
Parking	1000
Oficinas	300
Planta	500
Zona carga/descarga	400
Recepción	100
Comedor	200
Total	2500

9. ESTUDIO DE RENTABILIDAD

En el presente apartado, se ha estudiado la rentabilidad económica del proceso catalítico homogéneo ácido partiendo de los datos logrados en el simulador Pro II y utilizando el software informático Capcost para estimar el coste de los equipos y el coste del módulo desnudo. El software calcula los costes con un índice CEPCI de 500, por lo tanto, se han tenido que actualizar con la **Ecuación 6** del **Apartado 5**.

9.1. COSTE ESTIMADO DEL MÓDULO

En la **Tabla 16** se muestran todos los equipos que conforman la planta de producción de biodiesel así como algunas de sus características más importantes y sus respectivos costes. El coste estimado del módulo, que como se ha comentado anteriormente hace referencia a los costes directos e indirectos de cada equipo, suma un total de 1.925.921 \$.

Tabla 16. Equipamiento material características y coste estimado total del módulo.

Intercambiadores		Presión de Carcasa (KPa)	Presión Interna (KPa)	Material de Construcción		Área (m ²)	Coste de Equipo	Coste estimado del Módulo	
E1	Tubo Doble	400	400	Acero Inoxidable / Acero al Carbono		1,6	\$3.549	\$16.129	
E2	Tubo Doble	190	190	Acero Inoxidable / Acero al Carbono		1,75	\$3.631	\$16.503	
E3	Tubo Doble	400	400	Acero Inoxidable / Acero al Carbono		0,15	\$3.133	\$14.241	
E4	Tubo Doble	190	190	Acero al Carbono / Acero al Carbono		2,55	\$3.980	\$13.093	
Bombas		Potencia (kilowatts)	Eficiencia Global (%)	Material de Construcción	Presión de Salida (KPa)	Coste de Equipo		Coste estimado del Módulo	
P1	Centrífuga	0,133	70	Acero al Carbono	400	\$3.474		\$11.257	
P2	Centrífuga	0,027	70	Acero Inoxidable	400	\$3.474		\$15.947	
P3	Centrífuga	0,012	70	Acero al Carbono	400	\$3.474		\$11.257	
Reactores		Volumen (m ³)	DxH (metros)	Material de Construcción		Coste de Equipo		Coste estimado del Módulo	
R1	Agitado de Mezcla Perfecta	23	2,2 x 6	Acero Inoxidable		\$93.349		\$140.024	
R2	Agitado de Mezcla Perfecta	23	2,2 x 6	Acero Inoxidable		\$93.349		\$140.024	
Depósitos		Volumen (m ³)	Material de Construcción		Coste de Equipo		Coste estimado del Módulo		
M1	Techo Fijo	50	Acero al Carbono		\$59.976		\$65.973		
M2	Techo Fijo	30	Acero Inoxidable		\$59.976		\$65.973		
M3	Techo Fijo	433	Acero al Carbono		\$91.018		\$100.120		
M4	Techo Fijo	37	Acero al Carbono		\$59.976		\$65.973		
M5	Techo Fijo	433	Acero al Carbono		\$91.018		\$100.120		
Columnas		Diámetro (m)	Altura (m)	Nº Platos	Material de Construcción de los Platos	Material de Construcción de la Columna	Presión (KPa)	Coste de Equipo	Coste estimado del Módulo
T1	0,76	2,3	3	Acero Inoxidable	Acero Inoxidable	190	\$8.428	\$46.670	
T2	2	6	6	Acero al Carbono	Acero al Carbono	110	\$42.416	\$120.681	
T3	2	6	2	Acero al Carbono	Acero al Carbono	40	\$30.713	\$107.040	
Varios (Separadores, flash...)								Coste de Equipo	Coste estimado del Módulo
S01, F1 y F2									\$ 104.294,00
Coste del Módulo Desnudo Total								\$ 1.925.921	

9.2. COSTE CAPITAL FIJO

Para estimar el coste capital fijo se ha seguido la misma metodología utilizada en el **Apartado 5.2**, es decir, valiéndose de las **Ecuaciones 7, 8, 9, 10, 11 y 12** se han podido calcular los costes de contingencia, los costes de la instalación auxiliar, el capital de trabajo, etc., tal y como se muestran en la **Tabla 17**.

Tabla 17. Resultados obtenidos de diversos costes de la planta.

Coste Estimado de Módulo (BMC)	\$1.925.921
Contingencia (C_{CF})	\$346.666
Coste Total del Módulo (C_{TM})	\$2.272.587
Coste de la instalación auxiliar (C_{AC})	\$435.214
Coste Capital Fijo (C_{FC})	\$2.707.801
Capital de trabajo (C_{WC})	\$406.170
Inversión Total Fija (C_{TC})	\$3.113.971

Como se puede apreciar en la **Tabla 17**, la inversión total fija a realizar es de 3.113.971 \$ mientras que en artículo publicado por Zhang et al., en el 2003 se consiguió un valor de 3.541.613 \$.

9.3. COSTES DE PRODUCCIÓN

Tomando como base la **Ecuación 12** del **Apartado 5.2**, se puede estimar de forma sencilla los costes de fabricación de la planta al año.

9.3.1. Materia prima

En la **Tabla 17** se indican los compuestos utilizados como materia prima y sus respectivos precios para producir el biodiesel mediante la catálisis ácida. Para el precio del AVU se ha estimado que su precio sea nulo ya que se podría acordar con algún ayuntamiento de alguna ciudad su recogida y tratamiento. Para estimar su precio real habría que tener en cuenta el coste que supondría la recolección del AVU pero en este trabajo no se ha tenido en cuenta tal hecho. Suponiendo que la empresa se ubicara en el País Vasco, más concretamente en Bizkaia, el coste de agua de proceso que estipula en Consorcio de Aguas Bilbao Bizkaia (CABB) es de aproximadamente 1,5 € la tonelada o 1,316 \$/tonelada.

Tabla 18. Costes de materia prima.

Compuesto	Caudal másico (kg/h)	Precios unitario (\$/kg)	Coste (\$/año)
Metanol	111,50	0,40	356.800
H ₂ SO ₄	150,06	0,075	90.036
AVU	1009,30	0	0
CaO	85,80	0,70	480.480
Agua	136,40	1,3E-03	1.419
		Total	928.735

9.3.2. Costes de gestión de residuos

Se han escogido los valores calculados del **Apartado 5.2** para estimar el coste de gestión de residuos de la planta. Por lo tanto su coste será de 411.544 \$/año.

9.3.3. Costes de los servicios energéticos

En el **Anexo 2** se ha realizado el estudio energético de la planta. El valor calculado es de 708.320 \$ al año.

9.3.4. Costes de personal

Suponiendo que la planta esté ubicada en España, el salario medio de los trabajadores es de 26.710 €/año o 23.504,8 \$ (datosmacro, 2017) y si en la planta trabajan 44 personas, se obtienen unos costes laborales anuales de 1.034.211 \$.

Sumando todos los costes de producción, se obtiene un total de 3.082.810 \$/año.

9.4. ANÁLISIS DE LA RENTABILIDAD

La rentabilidad del presente proyecto se ha analizado mediante el flujo de caja neta. Este tipo de análisis examina las ganancias o pérdidas del proyecto hasta su cese. Estas pérdidas o ganancias se verán reflejadas en un parámetro denominado “Net Present Value” o NTV que puede ser un valor tanto positivo como negativo.

Este valor NTV es la suma del flujo de caja neta de todos los años en los que el proyecto (en este caso la planta de producción) está operativo. Por otra parte, está el flujo de caja neta que es la diferencia entre las ganancias (ventas y valor residual de la planta) y las pérdidas (coste de tierras, capital inmovilizado, capital circulante, costes de operación e impuestos). El capital inmovilizado es el FCI o inversión capital fija calculado anteriormente y solo se aplica en el primer año mientras que los costes de producción hay que tenerlos en cuenta año tras año. Los demás parámetros se definen a continuación.

9.4.1. Coste de tierras y valor residual

El coste de tierras es el coste que tiene la parcela geográfica en la que se edifica la planta de producción. Suponiendo que la parcela se vendiera una vez finalizado el periodo de proyecto, su coste se recuperaría. El valor residual de la planta, hace referencia al coste del equipamiento material, y de la misma manera que el coste de tierras, se recupera una vez finalizado el periodo de proyecto. Se estima que el coste de tierras y el valor residual de la planta sean 1.000.000 de dólares.

9.4.2. Capital circulante

En inglés “Working Capital”, es la inversión a realizar junto con el capital fijo en el primer año de vigencia del proyecto. Se ha estimado en un 15% del capital fijo y el valor calculado es de 406.170 \$ tal y como se indicaba en la **Tabla 17**.

9.4.3. Estimación de las ventas

Partiendo de los resultados conseguidos en la simulación del proceso y el coste unitario de cada producto (Icis Pricing, 2017; Hui et al., 2014), se puede estimar las ganancias brutas por año de producción, como se muestra en la **Tabla 19**. Estas ganancias brutas se supone que no varían año tras año.

Tabla 19. Estimación de las ventas anuales.

Producto	Cantidad (kg/h)	Cantidad (T/año)	Precio unitario (\$/kg)	Ventas (\$/año)
Biodiesel	1015,7	8125,6	0,8	6500480
Glicerina	42,26	338,08	1,936	654522,88
Sulfato cálcico	208,3	1666,4	0,25	416600
			Total	7.571.602

9.4.4. Impuestos

Toda empresa tiene la obligación legal de contribuir económicamente al estado en el que se ubique a través de los impuestos. Estos impuestos solo se aplican a los beneficios brutos pero se definen como un porcentaje de los beneficios netos teniendo en cuenta que los beneficios netos son la diferencia entre las ventas y gastos (costes de fabricación y amortización).

La amortización es un término que está relacionado con el tiempo de vigencia del proyecto. El capital fijo o inmovilizado (FCI) implica que el flujo de caja neto sea un valor muy negativo al inicio del proyecto. De manera totalmente contraria, cuando la planta deja de funcionar, se recupera el capital circulante y por ello el flujo de caja neto es más positivo. Dicho esto, la amortización es la diferencia entre los dos conceptos mencionados y se puede calcular mediante la **Ecuación 16** (Turton et al., 2003).

$$d = \frac{FCI - VR}{\text{años de amortización}} \quad (16)$$

Como se ha optado por una amortización lineal durante los 15 años en los que el proyecto esté activo, el valor de “años de amortización” será 15 y los valores FCI y VR son los calculados en apartados anteriores.

Los impuestos se han estimado que sean un 35% del beneficio neto anual.

9.4.5. Tasa de interés

También hay que tener en cuenta cómo el interés de los préstamos afecta a la rentabilidad de la planta de producción. Dicho de otra manera, el dinero que se invierte por algún grupo de inversores, deberá ser devuelto a ellos con intereses. En este estudio se ha supuesto que el interés sea de un 5 %.

Para calcular el valor del dinero en el tiempo, se emplea la **Ecuación 17**, donde F es el valor del dinero en el futuro, P es el valor del dinero en el año n y i es la tasa de interés.

$$F = P(1 + i)^n \quad (17)$$

$$f = \frac{1}{(1+i)^n} \quad (18)$$

Con estas ecuaciones, se actualizan al presente los valores del futuro, es decir, se aplica un factor de actualización (f) para averiguar el valor actual de cualquier flujo de caja futuro.

9.4.6. Flujo de caja neto anual

Tabla 20. Análisis de rentabilidad.

Año	Inversión (\$)	Ventas (\$)	COM (\$)	Amortización (\$)	Impuestos (\$)	FCN (\$)	f	FCN actualizado(\$)	FCN acumulado (M\$)
0	-1	0	0	0	0	0	1,000	-1	-1
1	-6,197	0	0	0	0	0	0,952	-5,902	-6,902
2	0	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,907	2,575	-4,327
3	0	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,864	2,452	-1,875
4	0	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,823	2,335	0,460
5	0	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,784	2,224	2,684
6	0	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,746	2,118	4,802
7	0	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,711	2,017	6,819
8	0	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,677	1,921	8,740
9	0	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,645	1,830	10,570
10	0	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,614	1,743	12,313
11	0	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,585	1,660	13,972
12	0	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,557	1,581	15,553
13	0	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,530	1,505	17,058
14	0	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,505	1,434	18,492
15	1	7,572	-3,083	-0,122	-1,528	2,838	0,481	2,086	20,578
NTV									20,578

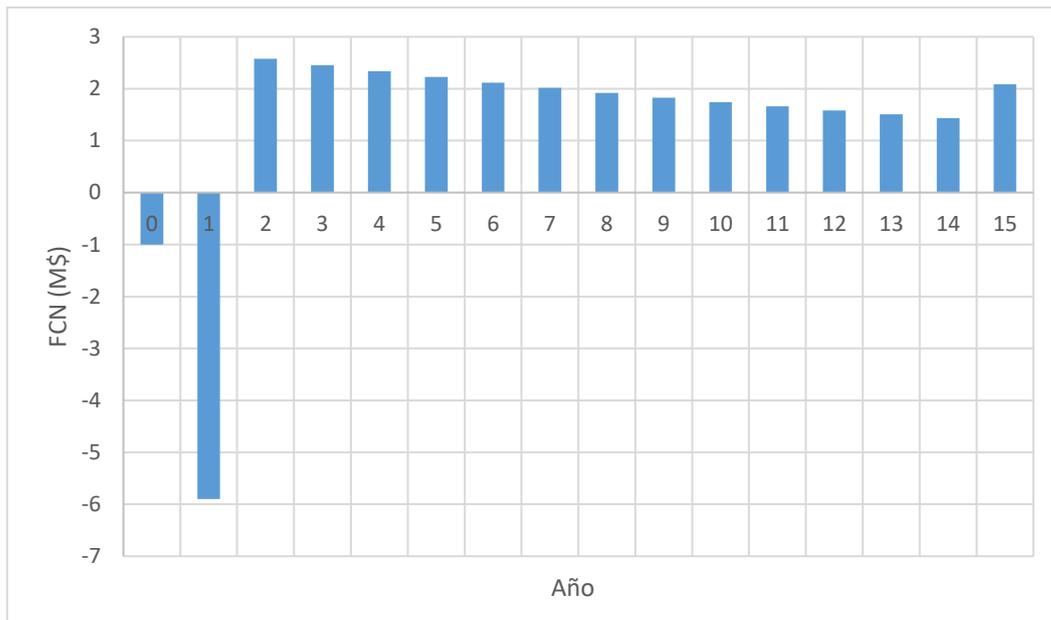


Figura 13. Variación anual del flujo de caja neto.

Como se puede observar en la **Figura 13**, en los dos primeros años el flujo de caja neto es bastante negativo. Esto se debe a que únicamente existen costes; tierras y maquinaria en el primer año e inversión capital total y gastos de producción en el segundo año. A partir del año 2 es cuando se consiguen beneficios de producción. Al cabo de los 15 años en los que el proyecto está operativo, al recuperar el valor residual hace que el flujo de caja neto sea más positivo. En la **Figura 14** se puede observar el flujo de caja neto acumulado para poder estimar el tiempo en el que se recupera el dinero invertido.

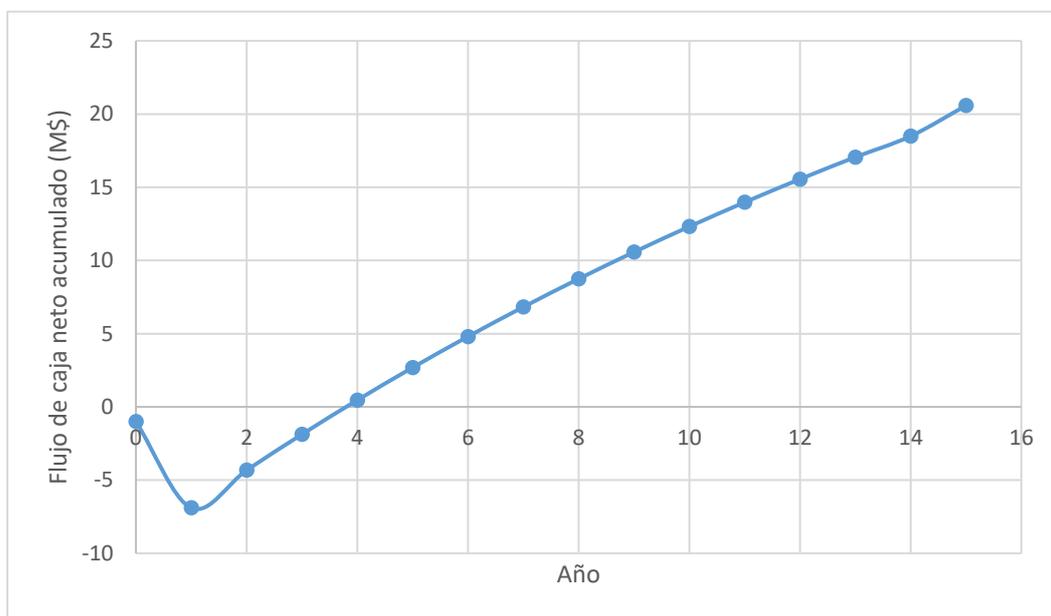


Figura 14. Tiempo estimado para recuperar la inversión total.

Como se muestra en la **Figura 14**, el tiempo estimado en el que se logra recuperar la inversión es de aproximadamente 4 años.

10.SEGURIDAD Y PERMISOS

Los compuestos químicos que se han utilizado en la planta no son compuestos especialmente peligrosos para el medio ambiente. Sin embargo, siempre es importante conocer cuáles son los problemas que pueden ocasionar.

El biodiesel o ésteres de metilo, es inflamable. Por lo tanto, a la hora de almacenarlo, el depósito tendrá que tener unas características especiales para evitar incendios. Además es de obligatorio cumplimiento que se sitúen sistemas de extinción de incendios cercanos al depósito mencionado.

La glicerina o glicerol es un combustible viscoso, higroscópico e incoloro. Esta sustancia se descompone al calentarla intensamente produciendo humos corrosivos de acroleína. Además, reacciona con oxidantes fuertes originando peligro de incendio o explosión. Dicho esto, se necesitarán sistemas específicos de extinción (extintores de alcohol) a parte de los de dióxido de carbono.

El ácido sulfúrico a pesar de no ser combustible, muchas reacciones pueden producir incendio o explosión desprendiendo así humos tóxicos e irritantes. Por ello, no se pondrá en contacto con sustancias inflamables ni combustibles. En caso de que se originara un incendio, se ha de apagar con extintores de incendio de dióxido de carbono, nunca con agua. Existe también riesgo de explosión cuando hay contacto de esta sustancia con bases, combustibles, oxidantes, agentes reductores o agua.

El metanol es un líquido incoloro de olor característico y altamente inflamable. El vapor de metanol se puede mezclar con el aire formándose mezclas explosivas y reacciona violentamente con oxidantes originando peligro de incendio y explosión. Para evitar el riesgo de explosión, se requiere de un sistema cerrado con ventilación aprueba de explosión.

El AVU es un líquido inflamable al igual que el biodiesel y tiene unas características parecidas. En este caso, se utilizarán los mismos sistemas de seguridad empleados con el biodiesel.

Antes de la construcción de la planta, se deberán pedir al órgano público correspondiente el permiso de obra y, una vez construida, se cumplirán todas las normas y leyes impuestas por el gobierno para que la planta de producción trabaje bajo todos los requisitos legales.

11. CONCLUSIONES

En la primera parte de este proyecto se han estudiado tres procesos para producir biodiesel a partir de aceite vegetal usado: proceso catalítico homogéneo ácido, proceso catalítico homogéneo ácido con extracción de hexano y proceso catalítico homogéneo básico. El más interesante de los tres es el proceso ácido ya que no presenta ningún inconveniente respecto a la acidez propia de la materia prima y además es el que menos inversión económica conlleva.

En la simulación de proceso ácido se han conseguido producir 8,125 toneladas de biodiesel por año teniendo en cuenta que la planta trabaja durante 8000 horas anuales. A parte de biodiesel también se logran dos productos que dan un valor económico añadido a la rentabilidad del proceso. Estos dos productos son la glicerina, que se obtienen en una cantidad muy inferior a la del biodiesel porque de producir mucha los costes energéticos de la planta serían muy elevados, y el sulfato de calcio. Se obtienen unas cantidades anuales de 338,08 toneladas y 1666,4 toneladas respectivamente.

Viendo los resultados del **Apartado 9**, se puede decir que es económicamente factible la producción de biodiesel a partir del aceite vegetal usado ya que si la planta operase durante 15 años, el valor NTV sería de 20 M\$ aproximadamente, unos beneficios netos bastante interesantes. Además la inversión total fija se recupera en solamente 4 años por lo que hace que sea aún más atractivo el proceso.

A parte de todas las ventajas técnicas y económicas mencionadas, existe un problema con la corrosión de los equipos de proceso. Al utilizar como catalizador el ácido sulfúrico, es inevitable el problema de la corrosión. Por ello, es obligatorio el uso de equipos diseñados con materiales especiales que acarrearán un gasto mayor.

Hay que destacar, que los cálculos desarrollados en el presente proyecto son de carácter básico, por tanto, si se quisiera extrapolar el presente proyecto a una industria real se necesitaría un estudio más específico tanto técnico como económico.

Dejando de lado los temas económicos, sería necesario un análisis ambiental de la planta para poder estimar desde otro punto de vista la viabilidad del proceso. Sin embargo, teniendo en cuenta que el biodiesel tiene un ciclo neutro de emisiones de dióxido de carbono podría decirse que el uso de este biocombustible acarrearía unas ventajas ambientales muy favorables respecto al petróleo.

Por último, para un proyecto más completo se elaborarían unos planes de gestión de residuos, calidad y seguridad para asegurar que la planta cumple con todas las normas ambientales, de calidad y de seguridad laboral.

12.NOMENCLATURA

TPES	Total Primary Energy Supply, suministro total de energía primaria
TFC	Total Final Consumption, consumo total de energía final
ASTM	American Society for Testing and Materials
MAG	Monoacylglycerol
DAG	Diacylglycerol
TAG	Triacylglycerol
AVU	Aceite Vegetal Usado
AGL	Ácidos Grasos Libres
P	Presión
T	Temperatura
FAME	Fatty Acid Methyl Ester, éster metílico de ácidos grasos (biodiesel)
CEPCI	Chemical Engineering Plant Cost Index, índice de costes de plantas químicas
BMC o C_{BM}	Bare Module Cost, coste estimado del módulo
C_{BM0}	Basic Module Cost, coste del módulo básico
C_{CF}	Contingency fee, tasas de contingencia
C_{TM}	Total Module Cost, coste total del módulo
C_{AC}	Auxiliary Facility Cost, coste de instalaciones auxiliares
C_{FC}	Fixed Capital Cost, coste capital fijo
C_{WC}	Working Capital, capital de trabajo
C_{TC}	Total Capital Investment, inversión capital fija
D_{MC}	Direct Manufacturing Cost, coste directo de producción
F_{MC}	Fixed Manufacturing Cost, coste fijo de producción
G_E	General Expenses, gastos generales
C_{OM}	Operating Manufacturing Cost, coste de fabricación
C_{OL}	Operating Labour Cost, costes laborales
C_{UT}	Utilities Cost, coste de servicios
C_{WT}	Waste Treatment Cost, coste de gestión de residuos
C_{RM}	Raw Material Cost, coste de materia prima

IPC	Índice de Precios de Consumo
LPS	Low Pressure Steam, vapor de agua a baja presión
HPS	High Pressure Steam, vapor de agua a alta presión
Q	Calor, KW
ΔT	Diferencia de temperatura, K
U	Coefficiente global de transmisión de calor, W/m ² K
A	Área, m ²
NOL	Personal por turno de trabajo, trabajadores/trabajadores
NNP	Nº de equipos que operan sin compuestos sólidos
P	Nº de equipos que operan con compuestos sólidos
d	Amortización
VR	Valor Residual
FCN	Flujo de Caja Neto
f	Factor de actualización
n	Año
i	Interés

13. BIBLIOGRAFÍA

Alptekin, E., Canakci, M., Sanli, H. "Biodiesel production from vegetal oil and waste animal fats in a pilot plant". *Waste Management*, 2014, Vol. 34, págs. 2146-2154.

American Society for Testing and Materials, ASTM D6751-15ce1, 2015.

Bulla, E.A. "Diseño del proceso de producción del biodiesel a partir de aceites de fritura". Proyecto de fin de grado, 2014, Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, Colombia.

Connemann, J., Fischer, J. "Biodiesel in Europe 1998: Biodiesel processing technologies". Paper presented at the international Liquid Biofuels Congress, 1998, Brasil, pág. 15.

European Committee for Standardization, EN-14214, 2013.

Fukuda, H., Kondo, A., Noda, H. "Biodiesel fuel production by transesterification of oils". *J. Biosci. Bioeng.*, 2001, vol. 92, págs. 405-416.

Galván Muciño, G., Romero, R., Ramírez, A., Martínez, S.L., Baeza-Jiménez, R., Natividad, R. "Biodiesel production from used cooking oil and sea sand as heterogeneous catalyst". *Fuel*, 2014, Vol. 138, págs. 143-148.

Guerrero, E.M., Peucón, R.A. "Ecoeficiencia en la producción de biocombustibles a partir de aceites usados. Estudio de caso en Tres Arroyos, Argentina". *Desarrollo Local Sostenible*, 2014, Vol. 7, N°18.

Hui, H., Trinder, S., Landress, L., (Ed.). "Icis Pricing Global Biodiesel", Reed Elsevier Group, Londres, UK, 2014.

Jacobson, K., Gopinath, R., Meher, L.C., Dalai, A.K. "Solid acid catalyzed for biodiesel production from waste cooking oil". *Appl. Catal. B.*, 2008, vol. 85, págs. 86-91.

Key World Statistics 2015, pág 7.

Kulkarni, M.G., Dalai, A.K. "Waste cooking oil -an economical source for biodiesel: a review". *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2006, vol. 45, págs. 2901-2913.

Lepper, H., Friesenhagen, L. "Process for the production of fatty acid esters of short chain aliphatic alcohols from fats and/or oils containing free fatty acids". US Patent 4608202, 1986.

- López, L., Bocanegra, J., Malagón-Romero, D. "Obtención de biodiesel por transesterificación de aceite de cocina usado". Ing. Univ., 2015, vol. 19, N° 1, págs. 155-172.
- Lotero, E., Liu, Y., Lopez, DE., Suwannakarn, K., Bruce, D.A., Goodwin Jr, J.G. "Synthesis of biodiesel via acid catalysis". Ind. Eng. Chem. Res., 2005, vol. 44, págs. 5353-5363.
- Man Kee, L., Keat Teong, L., Abdul Rahman, M. "Homogeneous, heterogeneous and enzymatic catalysis for transesterification of high free fatty acid oil (waste cooking oil) to biodiesel". Biotechnology Advances, 2010, vol. 28, págs. 500-518.
- McBride, N. "Modeling the production of biodiesel from waste frying oil". B. A. Sc. thesis, 1999, Department of Chemical Engineering, University of Ottawa.
- Nye, M.J., Williamson, T.W., Deshpande, S., Schrader, J.H., Snively, W.H. "Conversion of used frying oil to diesel fuel by transesterification: preliminary test". J. Am. Oil Soc. Chem., 1983, vol. 60 (8), págs. 1598-1601.
- Turton, R., Bailie, R.C., Whiting, W.B., Shaeiwitz, J.A. "Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes". Prentice Hall PTR, 1998, New Jersey (Capítulos 1, 2 y 3).
- Turton, R., Bailie, R.C., Whiting, W.B., Shaeiwitz, J.A. "Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes". Prentice Hall PTR, 2009, New Jersey (Capítulos 11 y 15).
- Ulrich, G.D. "A guide to Chemical Engineering Process Design and Economics". John Wiley & Sons, 1984, New York (Capítulos 5 y 6).
- Wang, Y., Ou, S., Liu, P., Xue, F., Tango, S. "Comparison of two different processes to synthesize biodiesel from waste cooking oil". J. Mol. Catal. A: Chem, 2006, vol. 252, págs. 107-112.
- Zabeti, M., Wan Daud, W.M.A., Aroua, M.K. "Activity of solids catalysts for biodiesel production: a review". Fuel process Technol., 2009, vol. 90, págs. 770-777.
- Zhang, Y., Dubé, M.A., McLean, D.D., Kates, M. "Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment". Bioresource Technology, 2003, Vol. 89, págs. 1-16.
- Zhang, Y., Dubé, M.A., McLean, D.D., Kates, M. "Biodiesel production from waste cooking oil: 2. Economic assessment and sensitivity analysis". Bioresource Technology, 2003, Vol. 90, págs. 229-240.

<http://es.journeytoforever.org/biocombustibles/como-hacer-biodiesel.cgi>
(Consultado 17 de Febrero del 2017).

<http://www.biodieselpain.com/que-es-el-biodiesel/> (Consultado: 28 de Febrero del 2017).

<http://www.miliarium.com/Bibliografia/Monografias/Biocombustibles/Biodiesel.asp> Clarkson University. (Consultado: 27 de Marzo del 2017).

<http://people.clarkson.edu/~wwilcox/Design/refcosts.htm> (Consultado: 27 de Abril del 2017).

<http://kkft.bme.hu/htms/kornykozp/Cost.of.Equipments.pdf> (Consultado: 27 de Abril del 2017).

<https://www.icis.com/chemicals/channel-info-chemicals-a-z/> (Consultado: 28 de Junio del 2017).

http://energyeducation.ca/encyclopedia/Total_primary_energy_supply Calgary University. (Consultado: 28 de Junio del 2017).

<http://www.datosmacro.com/mercado-laboral/salario-medio/espana> (Consultado: 8 de Julio del 2017).

ANEXOS

1. ESTUDIO EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO: DETERMINACIÓN DE ETAPAS Y CAUDAL MÁSSICO

Tabla 21. Estudio para la determinación de etapas necesarias para absorber un alto porcentaje de glicerina.

Agua (Kg/h)	Etapas	Glicerina principio (Kmol/h)	Glicerina fondo (Kmol/h)	% de glicerina absorbida
1000	12	1,1599	1,1595	99,97
1000	10	1,1599	1,1586	99,89
1000	8	1,1599	1,1599	100
1000	6	1,1599	1,147	98,89
1000	4	1,1599	1,1158	96,20
1000	2	1,1599	0,9874	85,13

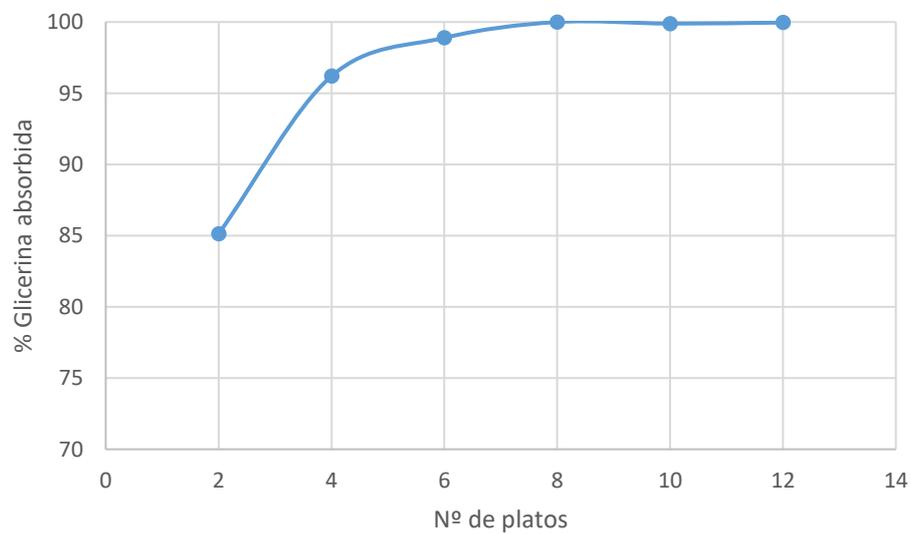


Figura 15. Diagrama para la obtención de las etapas necesarias de la columna de extracción según el porcentaje de glicerina absorbida.

Tabla 22. Estudio para la determinación del caudal másico de agua necesario para absorber un alto porcentaje de glicerina.

Agua (Kg/h)	Etapas	Glicerina principio (Kmol/h)	Glicerina fondo (Kmol/h)	% de glicerina absorbida
500	6	1,1599	1,0108	87,14
600	6	1,1599	1,0699	92,24
650	6	1,1599	1,09	93,97
700	6	1,1599	1,1056	95,32
750	6	1,1599	1,1176	96,35
800	6	1,1599	1,1268	97,15
1000	6	1,1599	1,147	98,89
1200	6	1,1599	1,1544	99,52
1400	6	1,1599	1,1574	99,78
1600	6	1,1599	1,1586	99,89
1800	6	1,1599	1,1592	99,94

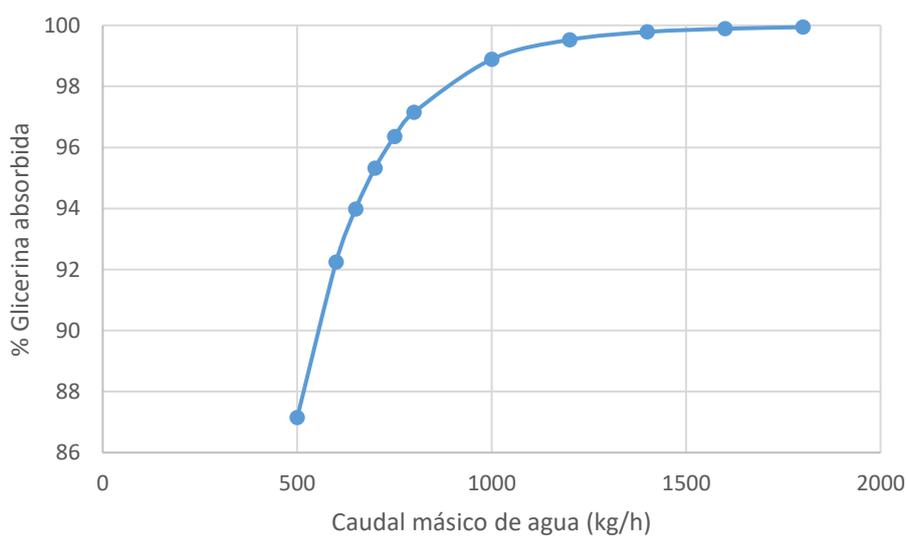


Figura 16. Diagrama para el cálculo del caudal másico de agua a alimentar a la columna de extracción según el porcentaje de glicerina absorbida.

2. ESTUDIO DEL SERVICIO ENERGÉTICO DE LA PLANTA

Par cubrir las necesidades energéticas de la planta, además de electricidad se han considerado otros servicios: amoníaco, agua, combustibles y vapor de agua. Los dos primeros tienen como fin la refrigeración de las corrientes calientes y, por contrario, los dos restantes el calentamiento. El servicio más barato es el agua pero como es bien conocido, su capacidad de refrigeración es muy limitada por ello, a veces, es necesario utilizar amoníaco que, a pesar de que conlleva un gasto económico superior es capaz de enfriar una corriente hasta la temperatura ambiente ya que su poder de refrigeración es muy superior a la del agua. Lo mismo ocurre para el servicio de calentamiento, si la temperatura a la que se quiere calentar una corriente es muy elevada, es necesario emplear un combustible con mayor poder calorífico que el agua a baja presión.

2.1. INTERCAMBIADORES DE CALOR

En este apartado se ha realizado un estudio para determinar el tipo y cantidad del servicio requerido para satisfacer los requerimientos energéticos de los intercambiadores de calor propios de la planta.

Tabla 23. Calor transferido entre las corrientes que necesitan intercambio de calor.

Corrientes	Caudal (kg/h)	Caudal (kg/s)	Cp (KJ/kg°C)	m*Cp (KJ/s°C)	Te (°C)	Ts (°C)	Q (KW)
S4-S5	1009,3	0,280	1,897	0,532	25	60	18,62
S11-S12	1375,7	0,382	2,088	0,798	80	57	-18,35
S14-S15	1270,9	0,353	2,473	0,873	319,52	60	-226,54
RCIMET-S8	104,8	0,029	2,492	0,073	116	25	-6,60
S26-S27	1632,4	0,453	2,805	1,272	119,56	60	-75,77
						Total	-308,64

El calor transferido se ha calculado mediante la **Ecuación 19**.

$$Q = mC_p\Delta T \quad (19)$$

El valor negativo de algunos valores Q, indica que la temperatura de salida del intercambiador es menor que el de la entrada. Entonces, al ser negativo el calor transferido entre la corriente y el entorno, se dice que la corriente expulsa calor al ambiente. Dicho esto, si el calor intercambiado resulta ser negativo, el intercambiador deberá tener un suministro de refrigeración de valor igual al calor transmitido al ambiente. En el caso contrario, si el calor intercambiado fuera positivo, se necesitaría un suministro de calentamiento. El resultado ha sido que se necesitarán 308,64 KW de servicio de refrigeración. El compuesto elegido para refrigerar las corrientes calientes es amoníaco porque tiene una capacidad de refrigeración mucho mayor que el agua.

2.2. COLUMNAS DE DESTILACIÓN Y DESTILACIONES FLASH

Las columnas T1 y T3 tienen condensador y caldera hervidor. Por lo tanto, es obvio que hay que tener en cuenta la energía que consumen la hora de estimar los servicios energéticos de la planta entera.

La torre T1 requiere un calor en el hervidor de 380 KW y un servicio de refrigeración en el condensador de 111 KW.

En la torre T3 se ha encontrado un problema y es que para poder calentar o refrigerar un caudal tal elevado de agua, serían necesarios unos servicios energéticos absurdamente grandes. Es necesario implementar dos destilaciones flash en paralelo. De esta manera, el caudal alimentado a cada destilación flash es la mitad y gracias a ello, la energía a suministrar tanto a las columnas flash como a la torre T3 disminuye considerablemente.

En la Torre T3 se suministrarán 17,88 KW de servicio de refrigeración y 41,58 KW de servicio de calentamiento. En las torres flash sólo se precisará un servicio de calentamiento de 552 KW en ambos.

2.3. REACTORES

Para mantener la temperatura de los reactores se necesita un servicio de calentamiento mediante vapor de agua de 41,4 y 0,33 KW. El reactor de neutralización R3 también se calentará con vapor de agua y consumirá un total de 115,5 KW. Por tanto, el servicio calor necesario es de 8,8 KW más 115,5 KW que suma un total de 157,23 KW.

2.4. BOMBAS

Los requerimientos energéticos de las bombas del proceso se satisfarán mediante electricidad. La bomba P1 tendrá un suministro eléctrico de 0,09 KW, la P2 0,02 KW y la P3 0,01 KW. Todas ellas suman un total de 0,12 KW de electricidad.

Tabla 24. Consumos y tipos de suministros energéticos de los equipos que conforman el proceso.

	Equipo	Consumo (KW)	Tipo de servicio
SECCION I			
Bombas	P1	0,133	Eléctrico
	P2	0,027	Eléctrico
Intercambiadores	E1	0	Otras corrientes
Reactores	R1	41,4	Vapor de agua
	R2	0,33	Vapor de agua
SECCION II			
Bombas	P3	0,012	Eléctrico
Intercambiadores	E2	0,232	Amoníaco
	E3	0,036	Amoníaco
Columnas	T1 (caldera/condensador)	378,05/110,83	Eléctrico/Agua
SECCIÓN III			
Reactores	R3	115,5	Agua
SECCIONES IV Y V			
Intercambiadores	E4	1,08	Amoníaco
Columnas	T2	0	-
	T3 (caldera/condensador)	17,88/41,58	Combustible/Agua
Flash	F1	552	LPS
	F2	552	LPS

Como bien se ha dicho anteriormente, el poder de refrigeración del agua está limitada ya que entra a 30°C y sale a 40°C. Conociendo los valores de entalpía de vaporización de los diferentes suministros energéticos, se puede calcular el caudal másico de los mismos. Los valores de entalpía de vaporización son los siguientes:

-Agua: En su caso se utiliza la capacidad calorífica que es de 41,8 KJ/kg.

-Amoníaco: Se emplea amoníaco a -28°C a presión ambiental con una entalpía de vaporización de 1350 KJ/kg.

-Vapor de agua a baja presión (LPS): Se usa a una temperatura y presión de 160°C y 6 bar. Su entalpía de vaporización es de 2083 KJ/kg.

-Combustibles fósiles: Se quemarán combustibles fósiles cuyos gases a 712°C de temperatura servirán para suministrar el calor en los hervidores. Por cada litro quemado se liberan 3850 KJ.

Tabla 25. Suministros energéticos de la planta.

	Energía a suministrar (KW)	Precios unitarios	Coste (\$/h)
LPS	1257,23	13,28 \$/1000 kg	28,85
Electricidad	378,16	0,094 \$/KWh	35,54
Agua	152,41	0,067 \$/m ³	0,88
Amoníaco	267,6	9,21 \$/1000 kg	6,56
Combustible	17,88	0,545 \$/L	16,71
Total			88,54

Se calculan unos costes de 88,54 \$/h de servicios energéticos. Considerando que la planta esté en marcha 8000 horas al año, se estiman unos costes de 708.320 \$/año.