



Escuela Técnica Superior de Ingeniería y Tecnología

Grado en Ingeniería Química Industrial

TRABAJO DE FIN DE GRADO

“Estudio técnico del proceso, tecnologías y capacidad de producción de biodiésel en Canarias a partir de aceites de fritura”

Rocío Castelo Mato

Junio 2019

Tutores:

Dra. Andrea Brito Alayón

Dr. Douglas J. Escalante Ayala

INDICE

I. RESUMEN / ABSTRACT	9
II. INTRODUCCIÓN	13
1. CONTEXTUALIZACIÓN DEL ESCENARIO ENERGÉTICO	15
2. DESCRIPCIÓN DEL BIODIESEL	25
3. MATERIAS PRIMAS PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL	29
4. REACCIONES IMPLICADAS EN LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL	34
5. PROCESOS INDUSTRIALES PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL	43
6. MERCADO DEL BIODIESEL	46
III. MEMORIA DESCRIPTIVA	51
1. OBJETIVO, ALCANCE Y JUSTIFICACIÓN	53
2. PARÁMETROS GENERALES DE DISEÑO	54
3. DESCRIPCIÓN DE PROCESO	57
4. EQUIPOS	65
5. DIAGRAMA DE FLUJO	68
6. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA	69
IV. MEMORIA DE CÁLCULOS	75
1. CÁLCULO DE LA CAPACIDAD DE LA PLANTA	77
2. DIMENSIONADO DE EQUIPOS	84
V. CONCLUSIONES / CONCLUSIONS	115
VI. BIBLIOGRAFÍA	121
VII. ANEXO	125

INDICE DE FIGURAS

Figura 1- Evolución del consumo mundial de energía primaria entre 1992 y 2017 por tipo de combustible-----	15
Figura 2- Contribución de cada tipo de combustible al consumo global de energía primaria-----	16
Figura 3- Evolución de las emisiones globales de CO ₂ desde 1990 a 2016-----	17
Figura 4- Distribución del consumo de energía global por sectores en el año 2016-----	17
Figura 5- Evolución del consumo de energía primaria en España por tipo de combustible entre 1990 y 2016-----	18
Figura 6- Evolución de las emisiones de CO ₂ en España desde 1990 a 2016-----	19
Figura 7- Distribución del consumo de energía en España por sectores en el año 2016-----	19
Figura 9- Distribución porcentual de la demanda de energía final en Canarias por tipo de energía en el año 2017-----	21
Figura 10- Evolución de las emisiones de GEIs en Canarias por categorías-----	21
Figura 11- Distribución porcentual de la demanda de energía final en Canarias por sectores en el año 2017-----	22
Figura 12- Producción mundial de biocombustibles en Mtep-----	46
Figura 13- Mayores productores mundiales de biodiesel en 2016 en kt-----	47
Figura 14- Evolución de la producción de biodiesel en la Unión Europea por países en kt-----	48
Figura 15- Municipio de Agüimes en Gran Canaria y vista aérea del Puerto de Arinaga-----	55
Figura 16- Secciones de la planta de obtención de biodiesel-----	57
Figura 17- Islas Canarias-----	77
Figura 18- Toneladas de aceite generado como residuo en Canarias entre 2006 y 2018-----	81
Figura 19- Estimación del volumen del separador L-L a partir del diámetro (ft) y el F (in ⁻¹)-----	91
Figura 19- Selección del paquete termodinámico en Hysys-----	95
Figura 20- Propiedades de la trioleína para su definición como componente hipotético en Hysys-----	95
Figura 21- Características de la corriente de alimentación a la columna de destilación T-101-----	96
Figura 22- Short-Cut Distillation T-101 en Hysys-----	97
Figura 23- Conexión de corrientes en la columna Short-Cut T-101-----	98
Figura 24- Definición de parámetros de operación en la columna Short-Cut T-101-----	98
Figura 25- Parámetros calculados por Hysys en la columna Short-Cut T-101-----	99
Figura 26- Distillation Column T-101-----	99
Figura 27- Simulación de la columna de destilación T-101. Paso 1. Conexiones-----	100
Figura 28- Simulación de la columna de destilación T-101. Paso 2. Presiones-----	100
Figura 29- Simulación de la columna de destilación T-101. Paso 3. Temperaturas-----	100
Figura 30- Simulación de la columna de destilación T-101. Paso 4. Especificaciones-----	101
Figura 31- Corriente de destilado (corriente 110) de la columna T-101-----	101
Figura 32- Corriente de colas (corriente 109) de la columna T-101-----	102
Figura 33- Dimensionado de la columna de destilación T-101 mediante la herramienta Tray Sizing-----	102
Figura 34- Corriente de alimentación (corriente 206) de la columna T-301-----	103
Figura 35- Corriente de destilado (corriente 307) de la columna T-301-----	104
Figura 36- Corriente de colas (corriente 301) de la columna T-301-----	104
Figura 37- Dimensionado de la columna de destilación T-301 mediante la herramienta Tray Sizing-----	105
Figura 38- Liquid-liquid extractor T-302-----	106
Figura 39- Corriente de alimentación inferior (corriente 301A) a la columna T-302-----	106
Figura 40- Corriente de alimentación superior (corriente 302A) de la columna T-302-----	107
Figura 41- Corriente de salida inferior (corriente 303) de la columna T-302-----	107
Figura 42- Corriente de salida superior (corriente 304) de la columna T-302-----	108
Figura 43- Dimensionado de la torre de lavado T-302 mediante la herramienta Tray Sizing-----	108
Figura 44- Heat Exchanger E-102 en Hysys-----	111
Figura 45- Conexionado de corrientes en el intercambiador E-102-----	111
Figura 46- Parámetros calculados por Hysys para el intercambiador E-102-----	112
Figura 47- Parámetros calculados por Hysys para el intercambiador E-105-----	112
Figura 48- Parámetros calculados por Hysys para el intercambiador E-201-----	113
Figura 49- Parámetros calculados por Hysys para el intercambiador E-303-----	113
Figura 50- Parámetros calculados por Hysys para el intercambiador E-304-----	113
Figura 51- Parámetros calculados por Hysys para los condensadores, hervidores y enfriadores-----	114

INDICE DE TABLAS

Tabla 1-Evolución de algunas de las principales magnitudes energéticas en Canarias -----	20
Tabla 2- Propiedades del biodiesel según la norma EN 14214 -----	26
Tabla 3- Composición de ácidos grasos de los principales -----	30
Tabla 4- Distribución aproximada de la producción total mundial de las principales grasas comestibles	30
Tabla 5-Clasificación de las reacciones de transesterificación -----	38
Tabla 6- Evolución del número de plantas de biocarburantes en España (2000-2013) -----	49
Tabla 7- Comparativa entre las características del biodiesel obtenido y las especificaciones de la norma EN 14214 -----	64
Tabla 8- Nomenclatura de los equipos de la planta -----	65
Tabla 9- Listado de equipos de la planta -----	65
Tabla 10- Características de los equipos principales de la planta -----	66
Tabla 11- Características de los intercambiadores -----	67
Tabla 12- Características de los condensadores, hervidores y enfriadores -----	67
Tabla 13- Balance de materia. Parte 1/5 -----	70
Tabla 14- Balance de materia. Parte 2/5 -----	71
Tabla 15- Balance de materia. Parte 3/5 -----	72
Tabla 16- Balance de materia. Parte 4/5 -----	73
Tabla 17- Balance de materia. Parte 5/5 -----	74
Tabla 18- Balance de energía-----	74
Tabla 19- Importaciones de aceites vegetales a Canarias entre 2006-2008, por tipo -----	79
Tabla 20- Aceite importado y residuo de aceite generado en Canarias entre 2006 y 2018 -----	80
Tabla 21- Distribución de la población en Canarias en el año 2018, por islas -----	82
Tabla 22- Estimación de la distribución de aceite importado y aceite generado como residuo en Canarias en el año 2018, por islas -----	82
Tabla 23- Cálculo de las dimensiones de los tanques-----	86
Tabla 24- Cálculo de las dimensiones de los reactores-----	88
Tabla 25- Cálculos para el dimensionado del separador L-L -----	93
Tabla 26- Cálculos para el dimensionado del separador gas-líquido S-301 -----	110
Tabla 25-Evolución del consumo de energía primaria entre 2007 y 2017 -----	127
Tabla 26- Consumo de energía primaria por tipo de combustible en 2016 y 2019 -----	128
Tabla 27- Producción mundial de biocombustibles -----	129

ACRÓNIMOS Y ABREVIATURAS

API: American Petroleum Institute (Instituto Estadounidense del Petróleo)
ASTM: American Society for Testing and Material Standard (Sociedad Americana para Pruebas y Materiales)
BR: Stirred Batch Reactor (Reactor discontinuo de tanque agitado)
CSTR: Continuous Stirred Tank Reactor (Reactor continuo de mezcla completa)
FAME: Fatty Acids Methyl Ester (Ésteres metílicos de ácidos grasos)
GEIs: Gases de efecto invernado
GLPs: Gases licuados de petróleo
IDEA: Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía
IEA: International Energy Agency (Agencia Internacional de la Energía)
ISTAC: Instituto Canario de Estadística
LMTD: Logarithmic Mean Temperature Difference (Diferencia de temperatura media logarítmica)
PFR: Plug Flow Reactor (Reactor de flujo en pistón)
PIRCAN: Plan Integral de Residuos de Canarias
SIMAC: Sistema de Información Ambiental de Canarias
tep: tonelada equivalente de petróleo

I. RESUMEN / ABSTRACT

RESUMEN

El negativo impacto ocasionado en el medio ambiente por el uso de combustibles fósiles ha motivado la necesidad de buscar otros tipos de energías sostenibles. El biodiesel puede representar una de las alternativas más interesantes para Canarias debido a su elevada dependencia del petróleo exterior y al excesivo peso que tiene el sector transporte en el consumo de energía final.

En el presente trabajo se propone el diseño preliminar de una planta de producción de biodiesel en Canarias, a partir de aceites vegetales usados recogidos en la comunidad autónoma. De este modo, se dispondría de un combustible renovable en las islas, a la vez que valorizaría un residuo, permitiendo cerrar el ciclo del producto en base al concepto de *economía circular*.

La obtención del biodiesel se llevará a cabo mediante una transesterificación básica, la alternativa más probada y usada comercialmente, y se empleará metanol como alcohol e hidróxido sódico como catalizador. Como pretratamiento previo, se realizará una esterificación ácida para evitar posibles problemas derivados de la utilización de aceites usados como materia prima, debido al elevado contenido en ácidos grasos libres que estos suelen presentar.

ABSTRACT

Negative fossil fuels impact on the environment has motivated the need to adopt other types of sustainable energies. Biodiesel can represent one of the most interesting alternatives for the Canary Islands due to its high dependence on foreign oil and the excessive weight that the transport sector has on the final energy consumption.

In the present work, the preliminary design of a biodiesel production plant in the Canary Islands from the waste cooking oils collected in the autonomous community is proposed. In this way, a renewable own fuel would be available, and a residue would be recovered, allowing to close the cycle of the product based on the concept of *circular economy*.

Biodiesel production will be performed by basic transesterification, the most proven and commercially used alternative, using methanol as alcohol and sodium hydroxide as a catalyst. As a pre-treatment, an acid esterification will be conducted to avoid potential problems caused when fried oil is used as feedstock due to its high free fatty acids content.

II. INTRODUCCIÓN

1. CONTEXTUALIZACIÓN DEL ESCENARIO ENERGÉTICO

1.1. Situación energética mundial

El continuo incremento de la energía consumida, el agotamiento de las reservas energéticas y la dependencia con respecto al uso de combustibles fósiles ha generado dos tipos de preocupaciones: por un lado, los impactos ambientales asociados y, en especial, sus efectos en el cambio climático; por otro, la limitación de reservas y su futuro agotamiento. Las dos preocupaciones han dominado en diferentes momentos históricos.

Hoy en día, el uso de la energía forma parte de nuestro estilo de vida y cuanto más desarrollada está una sociedad, más energía consume. El consumo de energía no ha dejado de aumentar en las últimas décadas, llegando a 13.511,2 Mtep de energía primaria total en 2017 (Tabla 27 en el Anexo), lo que supuso un incremento del 2,2% con respecto al año anterior y el mayor incremento desde 2013 (Figura 1). El crecimiento fue inferior al promedio en Asia Pacífico, Oriente Medio, Sudamérica y Centroamérica, pero por encima del promedio en otras regiones.

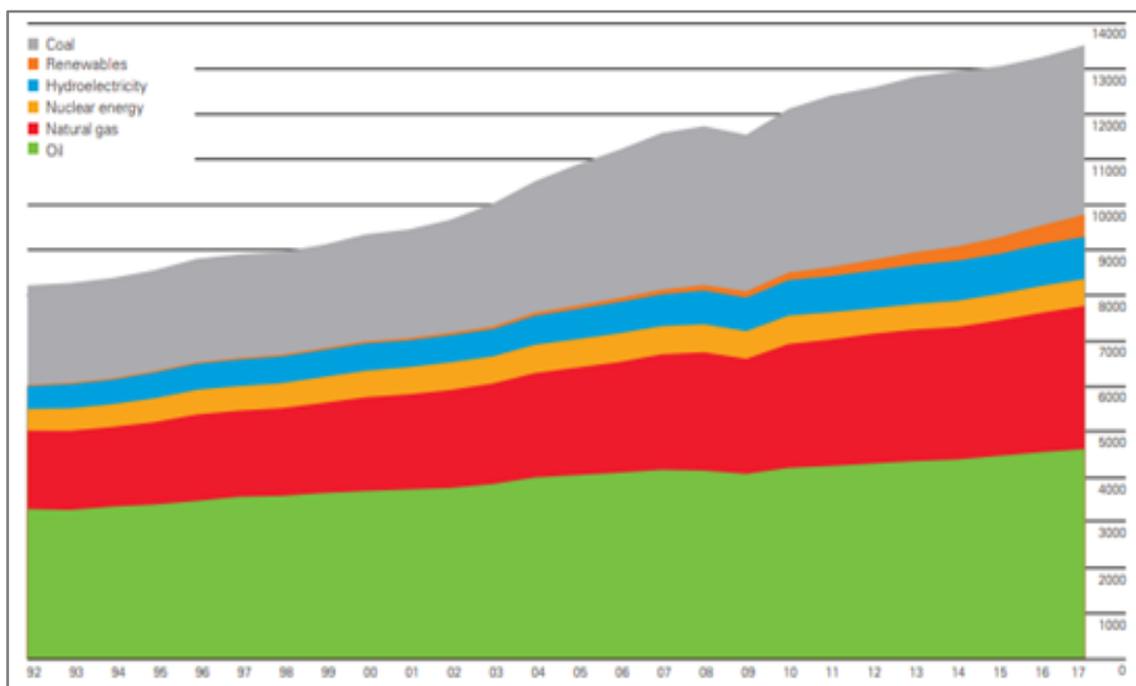


Figura 1- Evolución del consumo mundial de energía primaria entre 1992 y 2017 por tipo de combustible. Fuente: [1]

Como puede apreciarse tanto en la Figura 1 como en la Figura 2, la mayor parte de esta energía (85,2%) fue suministrada por combustibles fósiles en 2017 (ver Tabla 28 en el

Anexo). El petróleo sigue siendo el combustible dominante en el mundo y, aunque su participación en el consumo mundial de energía disminuyó ligeramente después de dos años de crecimiento, su aportación representa más de un tercio de la energía consumida (34,2%). La participación del carbón cayó a 27,6%, el nivel más bajo desde 2004, pero todavía representa un 27,6% del total, siendo la segunda fuente de energía más consumida. El gas natural representó un récord del 23,4% del consumo mundial de energía primaria, seguida de la hidroeléctrica con un 6,8%, la nuclear con un 4,4% y la energía renovable, que alcanzó un nuevo máximo del 3,6%.

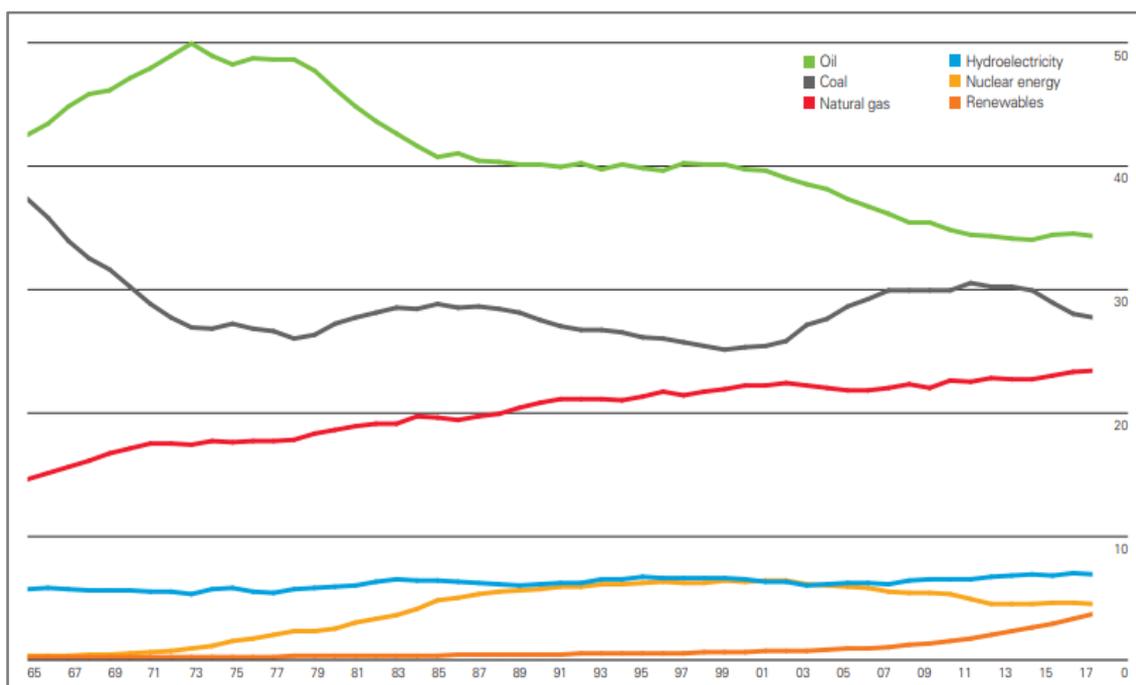


Figura 2- Contribución de cada tipo de combustible al consumo global de energía primaria.
Fuente: [1]

El incremento en la demanda de energía ha ido en paralelo al incremento en las emisiones de gases de efecto invernadero (GEIs) que, de acuerdo con la *Convención Marco de las Naciones Unidas sobre Cambio Climático* del año 1992, son seis: dióxido de carbono (CO₂), metano (CH₄), óxido nitroso (N₂O), los fluorocarbonos (HFC y PFC) y el hexafluoruro de azufre (SF₆). Debido a su diferente “poder de calentamiento equivalente”, las cifras de emisiones se expresan en términos de CO₂-equivalente (CO₂-eq).

En la Figura 3 se muestra la evolución de la cantidad total de emisiones de CO₂ a nivel mundial, calculadas por la IEA a partir de la quema de combustibles fósiles, en las que

puede observarse dicho incremento. En el año 2016 se alcanzó un pico de 32.316,22 Mt de CO₂-eq.

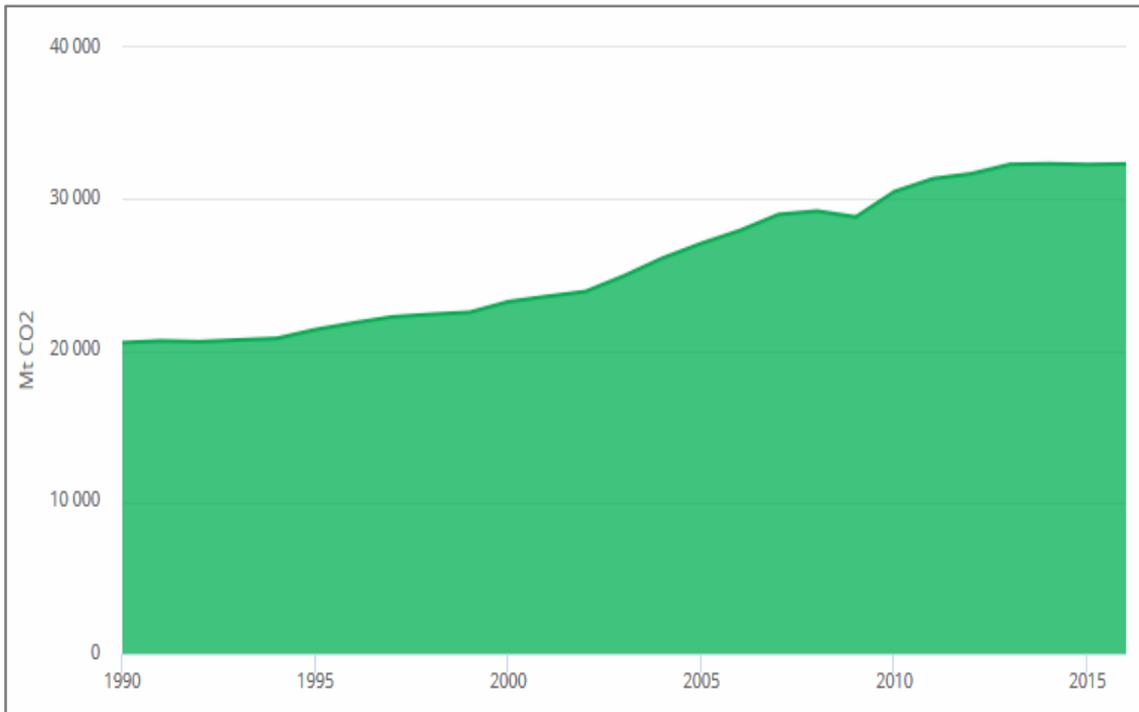


Figura 3- Evolución de las emisiones globales de CO₂ desde 1990 a 2016. Fuente: [2]

Los dos sectores más relevantes a los que se destina el consumo de energía final son el transporte y la industria, representando un 31,6% y un 31,7%, respectivamente en el año 2016. Casi un tercio del consumo final, frente al tercio restante (36,7%) correspondiente a la suma del resto de actividades, tal y como se muestra en la Figura 4.

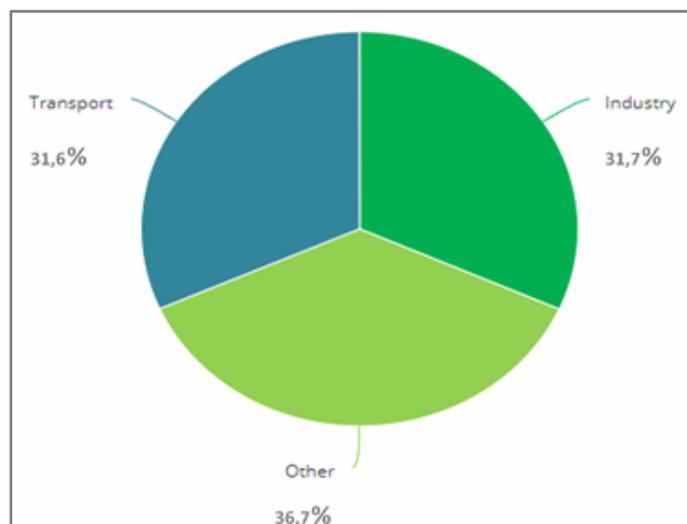


Figura 4- Distribución del consumo de energía global por sectores en el año 2016. Fuente: [2]

1.2. Situación energética de la Unión Europea y España

El consumo de energía primaria total de Europa en 2017 alcanzó los 1.969,5 Mtep, generándose un 37,1% a partir de petróleo (731,2 Mtep); un 23,2% a partir de gas natural (457,2 Mtep); un 15,0% a partir de carbón (296,4 Mtep); un 14,8% por renovables (292,2 Mtep) y un 9,8% por energía nuclear (192,5 Mtep). España, con un consumo de 138,8 Mtep en 2017, fue el sexto país de Europa en consumo de energía primaria en ese año, sólo por detrás de Alemania (335,1 Mtep), Francia (237,9 Mtep), Reino Unido (191,3 Mtep), Turquía (157,7 Mtep) e Italia (156,0 Mtep).

Nuestro consumo de energía primaria alcanzó un pico de 147,6 Mtep en 2007 (Figura 5), a partir del cual, bien como consecuencia de la crisis económica o de una mayor concienciación medioambiental, fue disminuyendo paulatinamente hasta llegar a las 118,4 Mtep en 2014, aunque en los últimos años se ha incrementado ligeramente.

El consumo energético en España, al igual que sucede en el resto del mundo, sigue sustentándose mayoritariamente en las fuentes de energía de origen fósil (76,1% en 2017), fundamentalmente petróleo y gas natural, aunque su mix energético es ligeramente diferente. El consumo total de petróleo en ese año ascendió a 64,8 Mtep (46,7% del total), mientras que la demanda primaria de gas natural fue de 27,5 Mtep, siendo su contribución al consumo de energía primaria un 19,8%. La aportación de las energías renovables aumenta progresivamente, alcanzándose las 19,9 Mtep, lo que supone un 14,3% del total. El consumo total de carbón fue de 13,4 Mtep (9,6%) y la producción de energía eléctrica de origen nuclear se situó en 9,4%, con 13,1 Mtep.

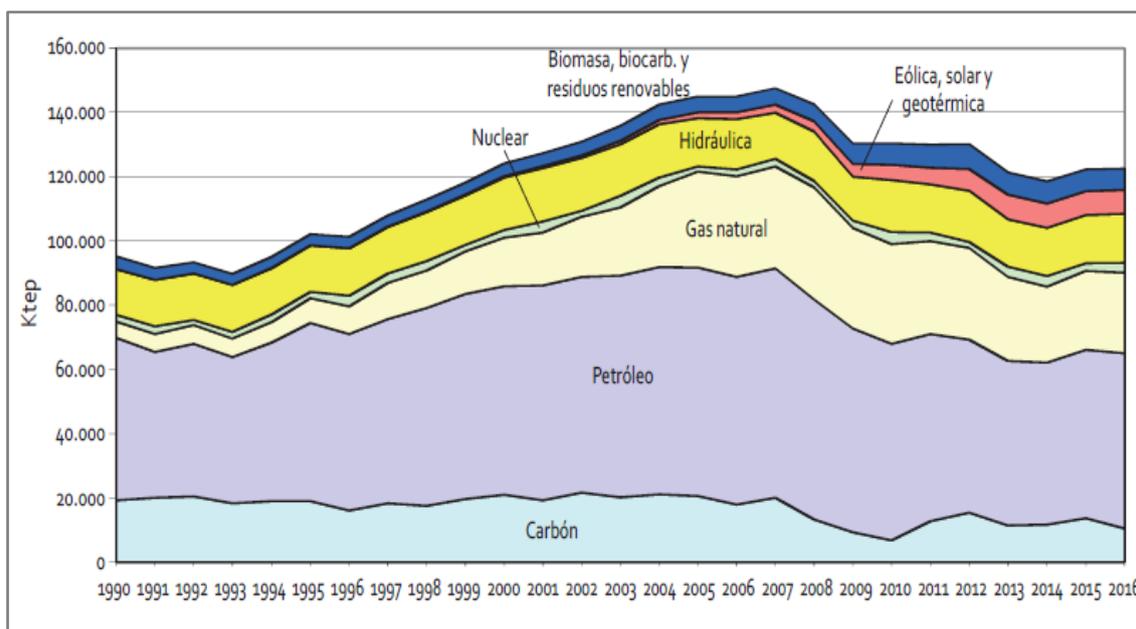


Figura 5- Evolución del consumo de energía primaria en España por tipo de combustible entre 1990 y 2016. Fuente: [3]

La generación de emisiones de CO₂ en España alcanzó su pico en 2007 con 337,86 Mt de CO₂-eq correspondiendo con la máxima demanda de energía (Figura 6). A partir de ese momento la tendencia general ha sido descendente, favorecida por la concienciación y las políticas aplicadas, generándose 238,64 Mt de CO₂-eq en el año 2016, cantidad todavía elevada si se quiere frenar el cambio climático.

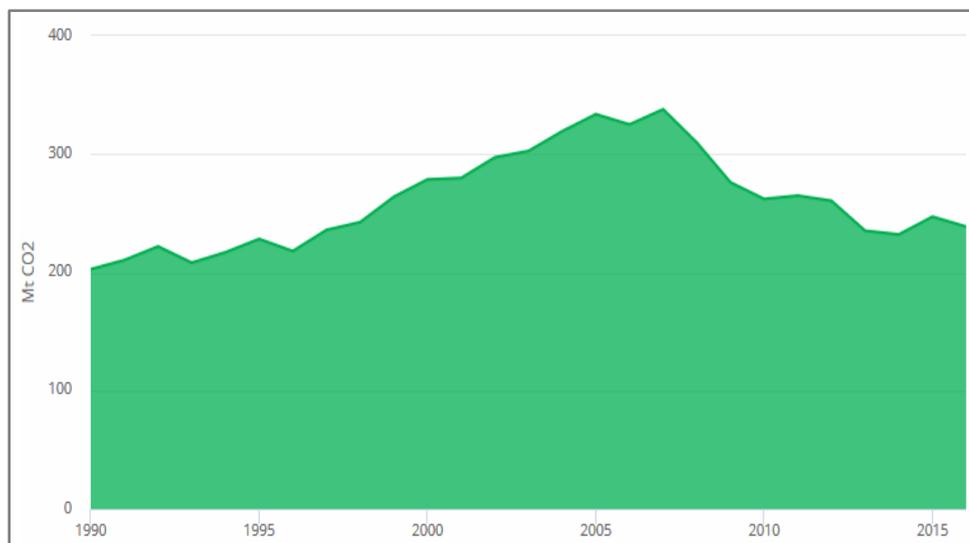


Figura 6- Evolución de las emisiones de CO₂ en España desde 1990 a 2016. Fuente: [2]

Como se muestra en la Figura 7, España también tiene al transporte y la industria como sectores más relevantes a los que se destina el consumo de energía final, aunque haciendo una comparativa con la repartición a nivel mundial, el transporte tiene un mayor peso (39,6% en 2016) en comparación con la distribución global, mientras que el de la industria es significativamente menor (23,5%) que para el caso global.

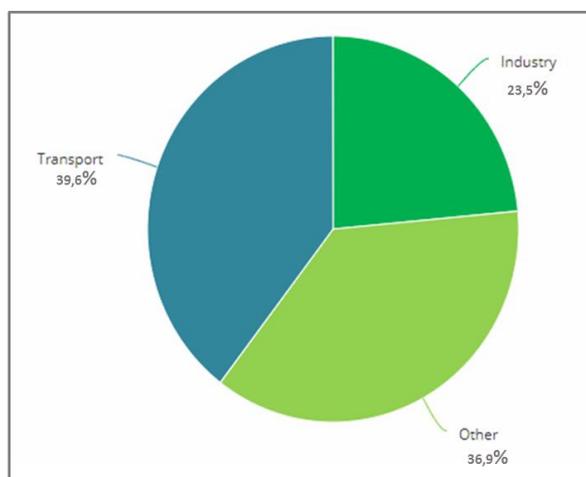


Figura 7- Distribución del consumo de energía en España por sectores en el año 2016. Fuente: [2]

1.3. Situación energética de Canarias

La demanda de energía primaria en el Archipiélago Canario ascendió a 4,9 Mtep en 2017 (Tabla 1), aumentando un 3,63% respecto al año anterior y un 69,3% respecto a su valor en 1985 (2,9 Mtep) [4]. En términos de energía final (excluyendo usos no energéticos), se ha producido un aumento en el año 2017 respecto al año anterior de un 3,72%, cifrándose en un total de 3,6 Mtep.

Tabla 1-Evolución de algunas de las principales magnitudes energéticas en Canarias. Fuente: [5]

Año	Producción Interior	Importaciones-exportaciones	Bunkers	Variación Stocks	Energía Primaria	Energía Final	Energía Final ⁽¹⁾
2011	57.914	7.235.924	-2.538.437	118.114	4.873.515	-	3.410.486
2012	60.785	6.982.391	-2.416.715	204.654	4.831.116	-	3.349.622
2013	63.959	7.070.635	-2.354.418	50.882	4.831.059	-	3.341.420
2014	66.397	6.395.707	-1.977.770	77.740	4.562.073	-	3.366.465
2015 ⁽²⁾	67.372	7.080.974	-2.372.032	-267.082	4.509.232	3.354.837	3.303.792
2016 ⁽²⁾	68.189	7.015.082	-2.452.172	97.837	4.728.936	3.551.557	3.504.302
2017 ⁽²⁾	70.491	7.321.567	-2.506.864	15.489	4.900.683	3.720.306	3.634.526

Canarias posee un nivel de autosuficiencia energética muy bajo. La producción interior representa una fracción muy pequeña de la energía primaria, siendo dicha cifra la aportación conjunta de todas las energías renovables en el Archipiélago (eólica, fotovoltaica, solar térmica, hidroeólica, minihidráulica y biogás de vertedero). En función de las condiciones meteorológicas, su participación total está prácticamente estabilizada desde hace años y su aportación al conjunto de la energía primaria se sitúa en torno al 1,4% en el año 2017. Además, es de destacar la complejidad y vulnerabilidad del sistema eléctrico regional, constituido en realidad por siete subsistemas independientes (seis, si se contempla como un único sistema el de las islas de Fuerteventura y Lanzarote, unidas por un cable submarino)

Prácticamente todas las necesidades energéticas en las islas (transporte, energía eléctrica, calor, etc.) se cubren con productos derivados del petróleo (fueloil, gasoil, gasolina, queroseno y GLPs principalmente), tal y como se muestra en la Figura 8, alcanzando el 80,02% del total de la demanda final en 2017. El resto se divide entre electricidad (19,75%) y solar térmica (0,23%).

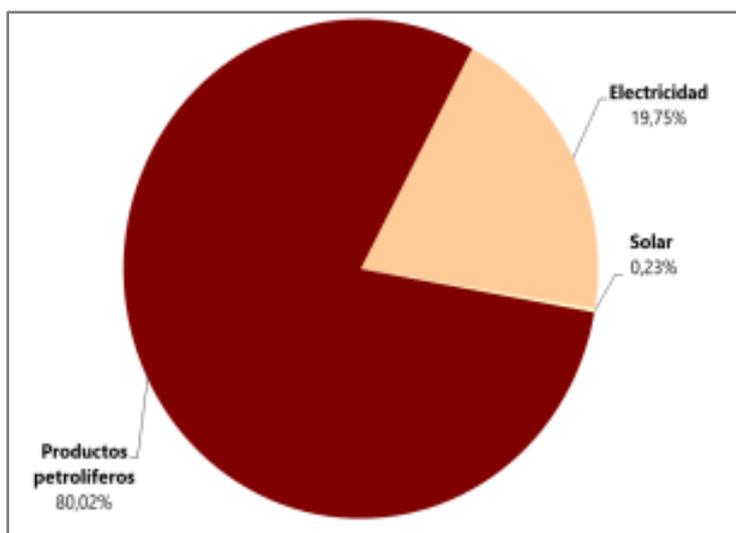


Figura 8- Distribución porcentual de la demanda de energía final en Canarias por tipo de energía en el año 2017. Fuente: [5]

Las emisiones estimadas de GEIs en Canarias en el año 2016 fueron de 12.976,7 Gg CO₂-eq (**¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**), incrementándose un 3,4% con respecto al año anterior y un 45,2% respecto al año 1990. Este crecimiento fue superior al del conjunto del territorio español y alejado del incremento concedido a España en el marco del Protocolo de Kioto.

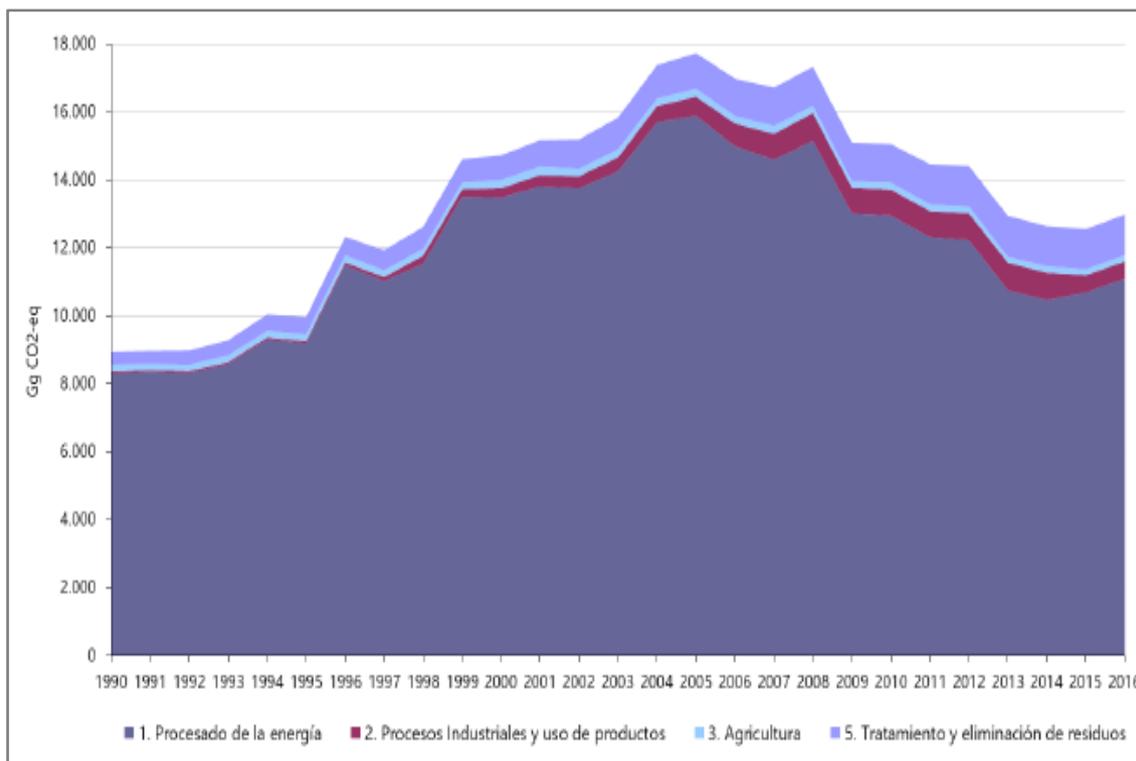


Figura 9- Evolución de las emisiones de GEIs en Canarias por categorías. Fuente: [5]

Entre las emisiones destaca el elevado porcentaje correspondiente al procesado de energía (85,5%) con 11.097,3 Gg. Dentro de este porcentaje están comprendidas las emisiones debidas al transporte, que ascienden a 4.724,3 Gg.

Las emisiones per cápita en Canarias en ese año fueron de 6,17 t de CO₂-eq / hab. Con relación al peso relativo y la evolución de los diferentes GEIs sobre el total de las emisiones en Canarias se resalta el predominio que tiene el CO₂ sobre los demás, con una contribución en el año 2016 del 85,3% del total del año (11.065,4 Gg CO₂-eq) [5].

En cuanto a los consumos de energía final por sectores en Canarias (Figura 10), destaca el elevado porcentaje que representa el transporte, un 75,1% de la demanda de energía final en el año 2017 en sus tres modalidades, transporte terrestre, aéreo y marítimo, con especial relevancia del transporte terrestre y aéreo, al absorber el 67,11% del consumo de energía final.

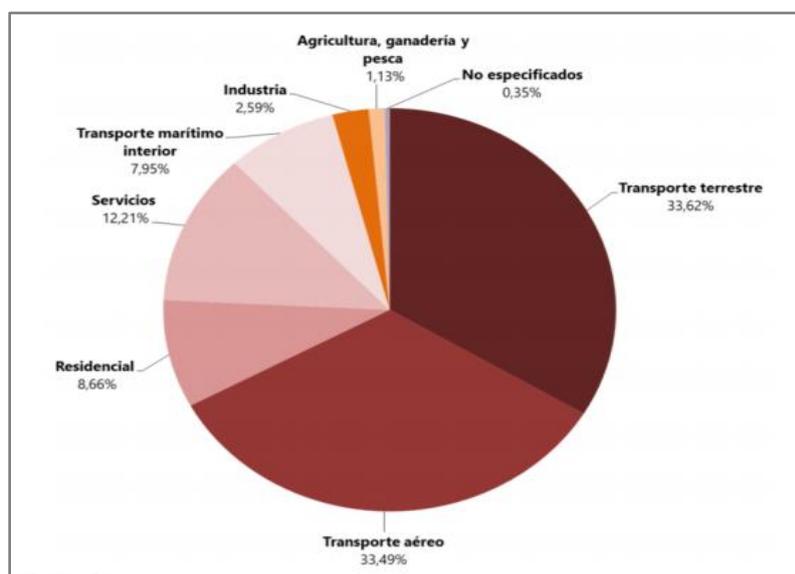


Figura 10- Distribución porcentual de la demanda de energía final en Canarias por sectores en el año 2017. Fuente: [5]

1.4. Biodiesel como alternativa para el transporte

La incesante demanda de energía, la dependencia energética del exterior, el incremento de las emisiones de dióxido de carbono y el elevado porcentaje de energía final destinada al transporte, son algunas de las razones para que la gran mayoría de los países estén adoptando medidas para impulsar el desarrollo de las energías alternativas en el transporte, tanto terrestre, como marítimo, aéreo o ferroviario.

Con este fin, España aprobó el 9 de diciembre de 2016 el *Real Decreto 639/2016*, con nuevas medidas promoviendo la implantación de una infraestructura para los

combustibles alternativos y un *Marco de Acción Nacional de Energías Alternativas en el Transporte*, con el objetivo de que en 2020 se alcance un 10% de energías renovables en el transporte. Las medidas aprobadas se enmarcan en la transposición de la *Directiva 2014/94/UE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 22 de octubre de 2014*.

El elevado porcentaje de energía consumido por el transporte en Canarias hace necesario y urgente la adopción de un nuevo modelo energético en el transporte, en el que tengan cabida varios tipos de combustibles alternativos al petróleo. El biodiesel podría ayudar. Dentro de estos combustibles alternativos se encuentra el biodiesel, cuyas características se definirán en el Apartado 2.1.

1.5. Residuo de aceite vegetal usado

Además de un elevado uso de la energía fósil en el transporte, así como las emisiones asociadas al mismo, Canarias se enfrenta al problema de su elevada dependencia energética. La adopción del biodiesel en el transporte puede ayudar en el primer caso, pero las islas, con una elevada densidad de población, no disponen de la extensión agrícola suficiente para el cultivo de la materia prima a partir de la cual obtener los aceites vegetales para la fabricación del biodiesel. La importación de estos aceites para fabricar el biodiesel en Canarias carecería de sentido, ya que continuaría siendo dependiente del exterior.

En este sentido, se plantea la posibilidad de emplear como materia prima los residuos de aceites de fritura generados en las propias islas. Estos residuos, que actualmente presentan un problema porque no se está efectuando una buena recogida y que, incluso aunque hubiese una buena recogida, existiría un problema con su gestión y eliminación, podrían servir como materia prima a coste cero para fabricar biodiesel en Canarias.

Así, la valorización energética de los residuos de aceites de fritura se presenta como una oportunidad que da solución a dos problemas, la dependencia energética con el exterior y los problemas medioambientales que genera una inadecuada gestión de dichos residuos. Además, permitiría cerrar el ciclo de la *economía circular*, una estrategia que tiene por objetivo reducir tanto la entrada de los materiales como la producción de desechos vírgenes, cerrando los bucles o flujos económicos y ecológicos de los recursos.

Los biocarburantes derivados de materias primas agrícolas tienen unas reducciones típicas de gases efecto invernadero entre un 40 y 70% con respecto a los combustibles convencionales (gasóleo/gasolina), mientras que los biocarburantes procedentes de aceites usados, grasas animales o residuos orgánicos de consiguen reducciones de al

menos un 80% [6] . De este modo, la utilización de aceites vegetales usados contribuiría también a la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero.

2. DESCRIPCIÓN DEL BIODIESEL

2.1. Definición y especificaciones del biodiesel

El biodiésel es un combustible líquido que se obtiene mediante procesos químicos a partir de lípidos naturales, como aceites vegetales y grasas animales, y un alcohol.

El biodiesel puro es biodegradable, no tóxico y esencialmente libre de azufre y compuestos aromáticos. Sus propiedades son prácticamente las mismas que las del gasóleo de automoción en cuanto a densidad, número de cetano, eficiencia y rendimiento de los motores diésel, aunque el biodiesel presenta un punto de inflamación superior. Por todo ello, el biodiésel puede usarse en motores diésel mezclado con el gasóleo en diferentes proporciones (B5 – B10 – B30 – B50, etc.) e incluso sustituirlo totalmente (B-100) si los motores se adaptan convenientemente.

La ASTM lo describe como ésteres monoalquílicos de ácidos grasos de cadena larga derivados de lípidos renovables tales como aceites vegetales o grasas de animales, y que se emplean en motores de ignición de compresión. Sin embargo, los ésteres más utilizados son los de metanol (ésteres metílicos de los ácidos grasos, FAME) y etanol, obtenidos a partir de la transesterificación de cualquier tipo de aceites vegetales o grasas animales o de la esterificación de los ácidos grasos, debido a su bajo coste y sus ventajas químicas y físicas.

Los estándares que describen los requerimientos para FAME se recogen en la norma ASTM D 6751 en Estados Unidos y en la EN 14214 en Europa (Tabla 2), con una excepción del índice de yodo para España, cuyo valor máximo queda establecido en 140 en vez de 120 como propone la norma EN 14214.

En España el biodiésel aparece regulado en el Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, por el que se determinan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo y se regula el uso de determinados biocarburantes. Para las mezclas de biocarburantes con derivados del petróleo que superen un 5% de ésteres metílicos de los ácidos grasos o de bioetanol es obligatoria una etiqueta específica en los puntos de venta.

Tabla 2- Propiedades del biodiesel según la norma EN 14214. Fuente: [7]

<i>Propiedad</i>	<i>Unidad</i>	<i>Límites</i>		<i>Método de ensayo</i>
		<i>Mínimo</i>	<i>Máximo</i>	
Contenido en éster ^a	% (m/m)	96,5 ^b		EN 14103
Densidad a 15°C ^c	kg/m ³	860	900	EN ISO 3675 EN ISO 12185
Viscosidad a 40°C ^d	mm ² /g	3,50	5,00	EN ISO 3104
Punto de inflamación	°C	120	-	prEN ISO 3679 ^e
Contenido de azufre	mg/kg	-	10,0	prEN ISO 20846 prEN ISO 20884
Residuo de carbón (en 10% de residuo destilado) ^f	% (m/m)	-	0,30	EN ISO 10370
Índice de cetano ^g		51,0		EN ISO 5165
Contenido de cenizas sulfatadas	% (m/m)	-	0,02	ISO 3987
Contenido en agua	mg/kg	-	500	EN ISO 12937
Contaminación total ^h	mg/kg	-	24	EN 12662
Corrosión de la tira de cobre (3h a 50°C)	Clasificación		Clase 1	EN ISO 2160
Estabilidad a la oxidación 110°C	Horas	6,0	-	EN 14112
Índice de ácido	mg KOH/g		0,50	EN 14104
Índice de yodo	g de yodo/100g		120	EN 14111
Éster de metilo de ácido linoléico	% (m/m)		12,0	EN 14103
Ésteres de metilo poli-insaturados ⁱ (> = a 4 dobles enlaces)	% (m/m)		1	
Contenido de metanol	% (m/m)		0,20	EN 14110
Contenido en monoglicéidos	% (m/m)		0,80	EN 14105
Contenido en diglicéidos	% (m/m)		0,20	EN 14105
Contenido en triglicéidos ^j	% (m/m)		0,20	EN 14105
Glicerol libre ^j	% (m/m)		0,02	EN 14105 EN 14106
Glicerol total	% (m/m)		0,25	EN 14105
Metales del grupo I (Na+K) ^k	mg/kg		5,0	EN 14108 EN 14109
Metales del grupo II (Ca+Mg) ^l	mg/kg		5,0	prEN 14538
Contenido de fósforo	mg/kg		10,0	EN 14107

2.2. Ventajas del biodiesel

Algunas de las ventajas del uso de biodiesel como sustituto del gasóleo o una mezcla de ambos son:

- Es un combustible renovable, obtenido a partir de aceites vegetales y grasas animales.
- Tiene baja toxicidad en comparación con el diésel.
- Es un combustible biodegradable, que se disuelve fácilmente en la naturaleza sin contaminar el medioambiente en caso de derrame accidental.
- Bajas emisiones de contaminantes a la atmósfera: monóxido de carbono, material particulado, hidrocarburos aromáticos o aldehídos.
- Menor riesgo para la salud debido a las reducidas emisiones de sustancias cancerígenas.
- El biodiésel y los biocombustibles son neutros en sus emisiones de carbono, ya que el carbono producido en sus combustiones se compensa con el carbono absorbido por los cultivos que los producen.
- No produce emisiones de dióxido de azufre (SO₂).
- Su mayor punto de ignición disminuye el peligro de explosión durante el almacenamiento.
- Posee un mayor punto de inflamación (mínimo 100°C).
- Puede mezclarse con diésel casi en cualquier proporción, por lo que su utilización es fácil de implementar. Ambos combustibles pueden mezclarse durante el repostaje del vehículo.
- No son necesarias modificaciones de la infraestructura de distribución (estaciones de servicio, transporte, etc.)
- Posee unas excelentes propiedades como lubricante, ya que su viscosidad cinemática es mayor que la del gasóleo. Esto permite reducir los aditivos utilizados.
- Es el único combustible alternativo que puede usarse en motores diésel convencionales, sin modificaciones.
- Es posible usar aceites de cocina usados como materia prima para su fabricación.
- Su fabricación necesita poca energía, la cual se emplea esencialmente en los procesos de extracción, laboreo de las zonas agrícolas y creación de vapor.

2.3. Desventajas del biodiesel

El biodiesel, a pesar de las mejoras que conlleva su uso en motores de combustión interna, presenta algunas desventajas que no se pueden despreciar:

- El consumo de combustible es ligeramente mayor debido a que el biodiesel tiene un menor poder calorífico.
- El coste de producción es más elevado. Las economías de escala no tienen efecto en un producto con una demanda escasa, aunque suele estar incentivado.
- Las emisiones de óxido nitroso (NO_x) son ligeramente superiores a las del diésel, aumentando hasta en un 10% cuando se emplea biodiesel puro. Este compuesto participa en la creación del smog fotoquímico, pero se puede eliminar de manera eficiente con el uso de un catalizador. El biodiésel de baja calidad (con un bajo número de cetano) puede incrementar las emisiones de NO_x , pero si el número de cetano es mayor que 68, las emisiones de NO_x serían iguales o menores que las provenientes del diésel fósil.)
- El punto de congelación es más alto, lo que puede ser un inconveniente en climas fríos.
- Menor estabilidad a la oxidación por lo que no es recomendable su almacenamiento a largo plazo (más de 6 meses) y el transporte a las estaciones de servicio debe seguir un protocolo en el que se debe controlar la temperatura para evitar un deterioro de su calidad.
- Puede degradar las juntas y mangueras de plástico y caucho natural cuando se usa en estado puro. En este caso se recomienda la sustitución por componentes de teflón.
- Disuelve los depósitos de sedimentos y otros contaminantes del gasóleo en los tanques de almacenamiento y las líneas de combustible, que posteriormente son expulsados por el combustible al motor, donde pueden causar problemas en las válvulas y en los sistemas de inyección. Como consecuencia, se recomienda la limpieza de los tanques antes del llenado con biodiésel.

A pesar de todo, debe señalarse que estas desventajas se disminuyen significativamente cuando se usa el biodiesel en mezclas con gasóleo.

3. MATERIAS PRIMAS PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

Uno de los factores más importantes a la hora de producir biodiésel es la elección de la materia prima, que debe tener como principal requisito un alto contenido de triglicéridos. Su elección determina el proceso de producción a seguir y un elevado porcentaje del coste total del proceso. Entre las propiedades más importantes de las materias primas usadas está la distribución de ácidos grasos, la acidez, la humedad, el contenido de materia no saponificable, la presencia de impurezas, la viscosidad y el poder calorífico [8].

Las principales materias primas para la elaboración de biodiesel pueden clasificarse en aceites vegetales convencionales, aceites vegetales alternativos, aceites de semillas modificadas genéticamente, aceites de freír usados, grasas animales y aceites de microalgas [7].

3.1. Aceites vegetales convencionales

Los aceites vegetales están compuestos principalmente por triglicéridos, tres moléculas de ácidos grasos unidas a una molécula de la glicerina. El largo de la cadena de los ácidos grasos y su organización en la estructura de la glicerina varía ampliamente, aunque la mayoría de los aceites tienen entre 16 y 18 átomos de carbono. Los ácidos grasos que forman los triglicéridos (saturados o insaturados) varían de un aceite a otro, tal y como se muestra en la Tabla 3.

Aunque el biodiesel puede obtenerse a partir de la mayoría de aceites vegetales, la calidad del producto variará en función del tipo de materia prima empleada. Así, cuanto menor sea el contenido en ácidos grasos saturados (sin dobles enlaces) del aceite vegetal y mayor sea su contenido de ácidos grasos monoinsaturados (un solo enlace doble), mejor será el biodiesel obtenido. Esto es debido a que un alto contenido en ácidos grasos insaturados produce un biodiesel con mayor punto de gel (estado en el que un líquido empieza a exhibir propiedades elásticas e incrementa su viscosidad). Por otro lado, los ácidos grasos con más de un doble enlace (poliinsaturados) son algo inestables y pueden romperse o ser químicamente alterados en presencia de calor y agua.

Tabla 3- Composición de ácidos grasos de los principales. Fuente: [9]

	Saturados	Insaturados	Poliinsaturados
Aceite de canola	7%	62%	31%
Aceite de girasol	10%	20%	66%
Aceite de maíz	13%	24%	59%
Aceite de oliva	14%	73%	11%
Aceite de soja	16%	23%	58%
Aceite de palma	49%	37%	9%
Aceite de cártamo	7%	14%	79%
Aceite de camelina	10%	33%	54%
Aceite de cacahuete	17%	46%	32%
Aceite de algodón	26%	18%	52%
Aceite de palmiste	81%	11%	2%
Aceite de coco	90%	6%	2%

Las materias primas utilizadas convencionalmente en la producción de biodiésel han sido los aceites de semillas oleaginosas como el girasol y la colza (principalmente en Europa, en países como Austria, Alemania, Francia y España), la soja (Estados Unidos, Brasil y Argentina) y el coco (Filipinas); y los aceites de frutos oleaginosos como la palma (en países tropicales como Malasia, Indonesia, Colombia, Costa Rica y Ecuador).

Estos aceites constituyen también las principales grasas comestibles (Tabla 4). El resto se reparte entre muchas otras grasas, de las que las más importantes son los aceites de oliva, nuez de palma y coco.

Tabla 4- Distribución aproximada de la producción total mundial de las principales grasas comestibles. Fuente: [10]

Soja	Palma	Colza	Girasol	Cacahuete	Algodón
30%	23%	15%	11%	6%	5%

El aceite de soja y sus derivados son la principal grasa a nivel mundial, siendo su principal productor Estados Unidos, seguido de Brasil y Argentina con un 20% y un 11% del total, respectivamente. El ácido graso predominante es el ácido linoleico, que es un ácido graso poliinsaturado, lo que hace al aceite de soja muy fácilmente oxidable.

Entre los aceites convencionales, el de palma es el que posee el mayor contenido de ácidos grasos saturados (alrededor del 50%), siendo el mayoritario el ácido palmítico. Esto junto a su alto contenido de estabilizantes naturales, hace que el aceite de palma posea mayor estabilidad química que el resto de los aceites convencionales.

El aceite de colza (también llamado aceite de canola) se caracteriza por tener un alto contenido de ácidos grasos monoinsaturados (62%), principalmente ácido erúrico, y

bajos niveles de ácidos grasos saturados y poliinsaturados. Estas características hacen que probablemente sea el mejor aceite para la producción de biodiesel, ya que es bastante estable químicamente, permanece en estado líquido a bajas temperaturas y tiene un alto contenido energético.

El aceite de girasol es muy rico en ácido linoleico (poliinsaturado) y, consecuentemente, fácilmente oxidable. Recientemente se ha conseguido, mediante modificaciones genéticas, obtener un aceite de girasol con mayor contenido en ácido oleico (ácido graso monoinsaturado) y menor de ácido linoleico, con semejanzas notables al aceite de oliva, que produce mejoras en el biodiésel obtenido y ciertas ventajas respecto al aceite de colza.

España es el principal productor de aceite de oliva (un tercio del total mundial), seguida de Italia, Grecia y Turquía. La composición de ácidos grasos del aceite de oliva es variable dentro de ciertos márgenes, dependiendo en gran parte de la variedad de aceituna utilizada, así como del clima, suelo, etc., pero siempre con un gran predominio del ácido oleico, que representa más de la mitad, y usualmente más de las tres cuartas partes, del total de ácidos grasos presentes. En comparación con el aceite de colza, tiene un contenido en poliinsaturados y saturados ligeramente mayor, por lo que el biodiesel obtenido presenta un mayor punto de gel y es un poco menos estable, aunque aproximadamente el mismo contenido de energía. Sus características hacen del aceite de oliva otro buen aceite para la producción de biodiesel, aunque su baja producción y su elevada cotización en el mercado hacen que no sea muy empleado como materia prima.

La principal ventaja de estos aceites convencionales tradicionales es su facilidad de producción en diversos países. Sin embargo, su uso presenta el inconveniente de la competencia en el mercado alimentario, pudiendo conducir a una disminución de la cantidad de estos aceites y su aumento de precio, y la competencia por terrenos de uso agrario.

3.2. Aceites vegetales alternativos

Para tratar de evitar la posible competencia de los aceites vegetales convencionales con su utilización para alimento humano, se ha intentado encontrar una oleaginosa alternativa ideal para la producción de biodiésel, que debe caracterizarse por una gran adaptabilidad climática a la región donde se cultiva, disponibilidad regional, alto contenido de aceite, bajo contenido de ácidos grasos libres, compatibilidad con la estructura existente en el campo, bajas necesidades agrícolas (fertilizantes, agua,

pesticidas), mercado potencial para los subproductos y la habilidad de crecer en tierras no deseables para la agricultura y/o fuera de temporada de los cultivos tradicionales .

En este sentido destaca el uso de los aceites de *Camelina sativa* (sésamo bastardo), *Crambe abyssinica* y *Jatropha curcas* (piñón) como materias primas para la producción de biodiesel, cuyo cultivo está orientado fundamentalmente para fines energéticos, no alimentarios. En España, cultivos de *Brassica carinata* (colza etíope) y *Cynara cardunculus* (cardo) se adaptan mejor a las condiciones y presentan mayores rendimientos de producción.

3.3. Aceites de semillas modificadas genéticamente

Se trata de aceites modificados genéticamente para reducir su elevado número de ácidos grasos insaturados, ya que estos disminuyen su estabilidad a la oxidación, ocasionando un mayor índice de yodo. Un ejemplo es el aceite de girasol de alto oleico.

3.4. Aceites de fritura usados

Estos aceites presentan un bajo nivel de reutilización, por lo que no sufren grandes alteraciones y muestran una buena aptitud para su aprovechamiento como biocombustible. Como desventaja, se puede citar su dificultad de recogida y su control debido a su carácter de residuo. Otros problemas del uso de aceites reciclados son su alto contenido en material no saponificable, cantidad de agua y alto contenido de ácidos grasos libres, lo que requiere de procesos para acondicionar el aceite. También el producto suele presentar una baja estabilidad a la oxidación, por lo que no cumple la norma UNE 14214 y obliga a agregar antioxidantes. Finalmente, la calidad del biodiésel producido normalmente no cumple con las especificaciones de pureza requeridas, por lo que debe ser sujeto a una destilación. Todos estos problemas y procesos adicionales elevan los costes de producción.

A pesar de estos problemas los aceites reciclados son considerados como una de las alternativas con mejores perspectivas en la producción de biodiésel ya que, además de producir combustible con una materia prima muy barata, elimina los costes de tratamiento como residuo.

La alternativa de reciclar aceite de fritura en biodiésel es la que más ventajas tiene porque además de producir combustible elimina un residuo contaminante como es el aceite usado. Este aceite da problemas al depurar el agua; sin embargo, su recogida es problemática. La Comisión Europea propone que el Ministerio de Medio Ambiente y los

Ayuntamientos creen un sistema de recogida de aceite frito, oleínas y grasas en tres etapas: industrial, hostelería y doméstica.

La utilización de aceites usados presenta dificultades logísticas, no sólo por su recogida, como se ha dicho, sino también por su control y trazabilidad debido a su carácter de residuo. En el caso español, dicha recogida no está siendo promovida enérgicamente por la Administración pese a que la Ley 10/98 de Residuos establece la prohibición de verter aceites usados, lo cual es un incentivo más para su utilización en la fabricación de biodiésel.

3.5. Grasas animales

Además de los aceites vegetales y los aceites de fritura usados, las grasas animales, y más concretamente el sebo de vaca, pueden utilizarse como materia prima de la transesterificación para obtener biodiésel. El sebo tiene diferentes grados de calidad respecto a su utilización en la alimentación, empleándose los de peor calidad en la formulación de los alimentos de animales. La aplicación de grasas animales surgió a raíz de la prohibición de su utilización en la producción de piensos, como salida para los mismos como subproducto. Sin embargo, actualmente no existe un nivel de aplicación industrial en España.

3.6. Aceites de otras fuentes

Por otra parte, es interesante señalar la producción de lípidos de composiciones similares a los aceites vegetales, mediante procesos microbianos, a partir de algas, bacterias y hongos, así como a partir de microalgas.

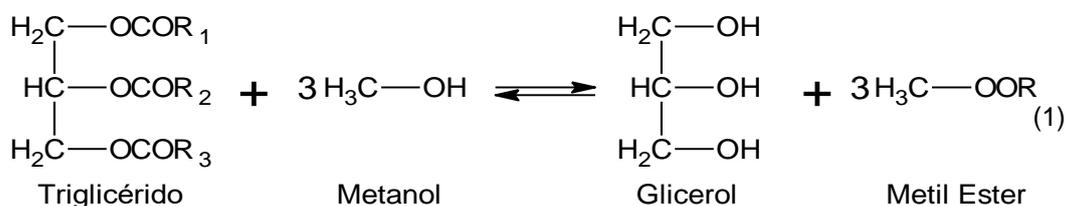
4. REACCIONES IMPLICADAS EN LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

El biodiesel puede ser producido a partir de una reacción de transesterificación, de esterificación o mediante una combinación de las mismas para aprovechar el subproducto de ácidos grasos.

4.1. Reacciones de transesterificación de triglicéridos

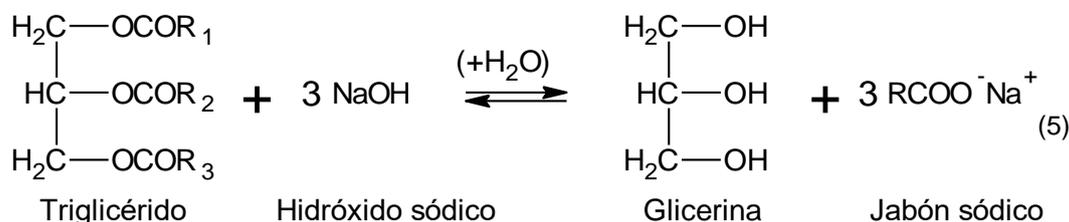
El método más utilizado comercialmente para la obtención de biodiesel es la transesterificación, también llamada alcoholisis. Se basa en la reacción de moléculas de triglicéridos (componentes principales de los aceites vegetales o grasas animales, cuyo número de átomos de las cadenas está comprendido entre 15 y 23, siendo el más habitual de 18) con un alcohol de bajo peso molecular (metanol, etanol, propanol, butanol), en presencia de un catalizador, para obtener ésteres alquílicos y glicerina.

La reacción de transesterificación, que se presenta en la ecuación (1), se desarrolla en una proporción molar de alcohol a triglicérido de 3 a 1 (en la práctica se suele añadir una cantidad adicional de alcohol para desplazar la reacción hacia la formación del éster), dando lugar a tres moles de ésteres metílicos y un mol de glicerina. Se trata de una reversión reversible en la que la formación de la base de la glicerina, inmisible con los ésteres, juega un papel importante en el desplazamiento de la reacción hacia la derecha, alcanzándose conversiones cercanas al 100%.



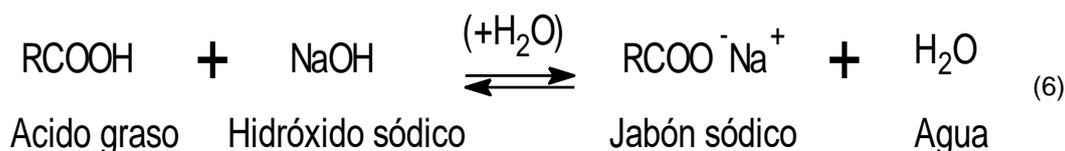
Químicamente, la reacción de transesterificación tiene lugar en tres etapas consecutivas y reversibles donde los triglicéridos son convertidos consecutivamente en diglicéridos, monoglicéridos y glicerina, liberando un mol de éster metílico en cada reacción, como se puede ver las ecuaciones (2), (3) y (4).

agua, dando lugar a la formación de jabones que dificultan la separación del producto obtenido de la glicerina y consumen catalizador, reduciendo la eficiencia catalítica. Por esta razón, cuando se emplean este tipo de catalizadores, los aceites y alcoholes deben ser anhidros para evitar la formación de jabones. Además, debe tenerse especial precaución con las condiciones de operación, ya que esta reacción se ve favorecida con la temperatura y especialmente con la cantidad de catalizador.



- **Reacción de neutralización de ácidos grasos libres**

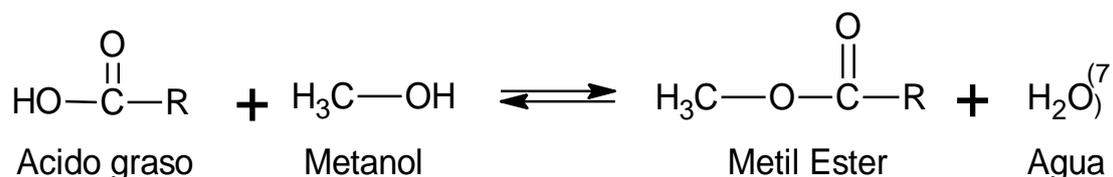
Cuando el aceite empleado tiene una elevada proporción de ácidos grasos libres en su composición, éstos pueden neutralizarse con el catalizador básico en presencia de agua y formar también jabones, tal y como se muestra en la ecuación (6).



4.2. Reacción de esterificación

Aunque el proceso que se utiliza para la producción de biodiesel es la transesterificación, cuando el contenido de ácidos grasos libres en la materia prima es elevado, suele combinarse con una etapa previa de pretratamiento, en la que se realiza la esterificación de los ácidos grasos libres para reducir su contenido y evitar así la formación de jabones en la posterior transesterificación.

En la reacción de esterificación, los ácidos grasos libres del aceite reaccionan con un alcohol en presencia de un ácido fuerte como catalizador, normalmente ácidos sulfúrico, formando ésteres metílicos y agua, tal y como indica la ecuación (7).



4.3. Factores que afectan a la reacción de transesterificación

Entre los factores que afectan a la reacción de transesterificación se encuentra el grado de acidez y humedad de la materia prima empleada, el tipo de catalizador y su concentración, el tipo de alcohol y la relación molar de alcohol/aceite o el efecto del tiempo de reacción y la temperatura [7].

4.3.1. Acidez y humedad

Como ya se ha mencionado en las secciones anteriores, la pureza de la materia prima, el contenido de ácidos grasos y el porcentaje de humedad son parámetros determinantes de la viabilidad del proceso de transesterificación del aceite vegetal, ya que originan formación de jabones, consumo del catalizador y reducción de su efectividad.

Para que se realice la reacción completa de transesterificación empleando un catalizador alcalino, el contenido de ácidos grasos libres debe ser menor al 0,5% en peso y el contenido de agua no debe superar el 0,4% [11].

En casos de alta acidez, para evitar todos estos problemas, se emplea una transesterificación en medio ácido o una esterificación previa.

4.3.2. Tipo de alcohol y relación molar de alcohol / aceite

El alcohol es el principal insumo para la producción de biodiesel, representando alrededor del 10-15% en volumen de los insumos consumidos. Los alcoholes que más comúnmente se utilizan para producir biodiesel son metanol y etanol. Se puede utilizar otros alcoholes, propanol, isopropanol, butanol y pentanol, pero estos son mucho más sensibles a la contaminación con agua.

Una de las variables más importantes que afectan al rendimiento del proceso es la relación molar del alcohol y los triglicéridos. Aunque la relación estequiométrica requiere tres moles de alcohol y un mol de triglicérido para producir tres moles de esteres y un mol de glicerina, la transesterificación es una reacción de equilibrio que necesita un exceso de alcohol para conducir la reacción al lado derecho. Sin embargo, un valor alto de relación molar de alcohol afecta a la separación de glicerina debido al incremento de

solubilidad. Cuando la glicerina se mantiene en la solución hace que la reacción revierta hacia la izquierda, disminuyendo el rendimiento de los ésteres. Para una conversión máxima se debe utilizar una relación molar de 6:1, el doble de la que necesita estequiométricamente.

4.3.3. Tipo de catalizador

Los catalizadores empleados para la transesterificación de los triglicéridos se pueden clasificar en homogéneos, heterogéneos y enzimáticos. Tanto los catalizadores homogéneos como los heterogéneos pueden ser ácidos o básicos. Además, existen también procesos en estudio que se llevan a cabo mediante transesterificación no catalíticas, tal y como se muestra en Tabla 5.

Tabla 5-Clasificación de las reacciones de transesterificación

Transesterificación catalítica	Homogénea	Ácida
		Básica
	Heterogénea	Ácida
		Básica
	Enzimática	
Transesterificación no catalítica	Supercrítica	
	Ultrasonido	

El proceso más conocido, utilizado y hasta el momento más efectivo es el que emplea catalizadores alcalinos. Sin embargo, si el aceite tiene un alto contenido de ácidos grasos libres, la catálisis alcalina no es la apropiada debido a que los hidróxidos reaccionan con los ácidos grasos formando jabones, lo cual reduce el rendimiento de producción de biodiesel. En este caso, se requiere otro tipo de transesterificación, o un pretratamiento con catalizadores ácidos.

Catalizadores alcalinos

Los catalizadores básicos) son los más utilizados en los procesos industriales de producción de biodiesel debido a varias razones [12]:

- Catalizadores baratos y abundantes.
- Temperatura de reacción baja con presión atmosférica.
- Elevada conversión (entorno al 98%) con un corto período de tiempo de reacción.
- No pasos intermedios, la conversión a metilésteres es directa.

- No necesita de equipos complicados.
- Proceso rentable y económico.
- Es 4000 veces más rápido que la catálisis homogénea ácida.

La catálisis alcalina presenta como inconveniente el ser un proceso muy dependiente de la materia prima, como ya se mencionó, por ello los catalizadores deben mantenerse en un estado anhidro. Su concentración debe estar comprendida entre el 0,5-1,5% en peso. Por encima existen problemas de saponificación y por debajo de baja conversión.

Los catalizadores básicos más empleados son el hidróxido de sodio (NaOH), el hidróxido de potasio (KOH) y el metóxido de sodio (MeONa).

Catalizadores ácidos

Los catalizadores ácidos pueden ser utilizados tanto para la esterificación de ácidos grasos libres, con el fin de convertirlos directamente en ésteres, o para la transesterificación de los triglicéridos. Cuando la materia prima es un aceite con alto contenido de ácidos grasos libres, la esterificación ácida está recomendada como un primer proceso para tratarlos, pero debe ser seguida por la transesterificación alcalina (con NaOH o KOH como catalizadores) para convertir los triglicéridos subsistentes. Los catalizadores ácidos también pueden ser utilizados directamente para la transesterificación, pero esta reacción es extremadamente lenta y requiere de un exceso aún mayor de alcohol, lo cual la hace poco económica.

Algunos de estos catalizadores ácidos son el ácido sulfúrico (H_2SO_4), el ácido clorhídrico (HCl), el ácido fosfórico (H_3PO_4) y el ácido sulfónico ($R-S(=O)_2-OH$).

Catalizadores enzimáticos

Aunque la transesterificación utilizando catalizadores alcalinos permite una alta tasa de conversión en bajos tiempos de reacción, este proceso tiene algunos inconvenientes: dificultad para recuperar la glicerina, al ser contaminado por las sales producidas por los catalizadores; el catalizador (ácido o básico) debe ser removido del combustible, requiriendo un proceso de purificación y lavado posterior a la transesterificación; se producen efluentes (aguas residuales) alcalinos, que deben ser tratados antes de verterlos a los desagües; la presencia de ácidos grasos libres y/o agua interfiere con la reacción.

Los catalizadores enzimáticos como las lipasas (enzimas que en los seres vivos están encargadas de descomponer las grasas para permitir su digestión y asimilación) son capaces de catalizar la transesterificación de los triglicéridos superando los

problemas mencionados arriba. La glicerina especialmente puede ser eliminada fácilmente, los ácidos grasos libres pueden ser convertidos totalmente en ésteres, y la presencia de agua no es problemática. Sin embargo, los costos de producción de las lipasas aún son mucho más caros que los de los catalizadores alcalinos.

Existen dos tipos de catalizadores enzimáticos: enzimas extracelulares (es decir, que han sido extraídas de las células vivas que las producen y posteriormente purificadas) y enzimas intracelulares (es decir, que aún están dentro de las células que las producen. En este caso, son organismos vivos – ciertas bacterias – los que estarían realizando la catálisis).

Algunas ventajas de utilizar lipasas como catalizadores para la producción de biodiesel son:

- Se pueden regenerar y reutilizar luego de la reacción (simplemente el residuo sólido se deja en el reactor).
- Esto permite una alta concentración de la enzima, lo cual ayuda a una mejor reacción.
- La separación y purificación del biodiesel es más sencilla, ya que no tiene que eliminarse ningún componente alcalino o ácido.

Sin embargo, también presenta algunas desventajas:

- El mayor costo de este catalizador.
- Algunos estudios han reportado que la reacción con lipasas no llega a ser lo suficientemente completa como para cumplir con los estándares de calidad del biodiesel.
- Sistemas de inmovilización de la enzima y/o el uso de múltiples enzimas en secuencia podrían mejorar este aspecto. El riesgo de que el metanol inactive a las enzimas. Esto se supera añadiendo el alcohol por partes, o utilizando cosolventes que ayuden a disolver el metanol en el aceite.
- El riesgo de que la glicerina inactive a las enzimas al acumularse y cubrirlas. Las soluciones propuestas han sido añadir sílica gel para absorber la glicerina, lavar las enzimas periódicamente con solventes orgánicos para remover la glicerina, o usar un cosolvente que ayude a diluir la glicerina.

Catalizadores heterogéneos

Los catalizadores heterogéneos son aquellos que se encuentran en una fase diferente a la de los reactantes. Es decir, que no se encuentran disueltos en el alcohol o aceite, sino que son sólidos, y por lo tanto fácilmente recuperables al final de la reacción. Este

tipo de catalizadores permiten superar algunos de los principales problemas de los catalizadores homogéneos como el hidróxido de sodio o potasio, o el metóxido de sodio: los procesos de purificación del biodiesel para separar los restos de catalizador, y los de tratamiento de efluentes contaminados con los catalizadores.

Algunos de los primeros catalizadores sólidos probados fueron óxidos de estaño, magnesio y zinc, pero ellos actúan finalmente de forma similar a los catalizadores homogéneos, pues terminan convertidos en jabones o gliceratos metálicos. El uso de un óxido mixto de zinc y aluminio permite la transesterificación sin que haya pérdida del catalizador. Durante esta reacción, se requiere mayor temperatura y presión que en la transesterificación alcalina convencional, y además se realiza en dos etapas para alcanzar niveles de reacción máximos. El biodiesel obtenido cumple con las especificaciones de calidad de la norma europea.

Como ventajas del proceso, destaca que la purificación del biodiesel sólo requiere la evaporación del metanol sobrante y la adsorción de la glicerina, sin necesidad de lavado con agua. Asimismo, la glicerina producida es incoloro, de una pureza del 98%, sin presencia de cenizas u otros componentes inorgánicos. Las principales impurezas en la glicerina son agua, metanol y ésteres orgánicos. Esta mayor calidad otorga un valor agregado a este subproducto, que puede ayudar a mejorar la rentabilidad de la producción de biodiesel.

4.3.4. Temperatura y tiempo de reacción

La temperatura está íntimamente ligada con el tiempo de reacción pues, al incrementar la temperatura, se produce un aumento de la solubilidad del metanol en el aceite, originando una mayor velocidad de reacción, provocando una reducción en el tiempo de reacción y un aumento en el rendimiento.

No obstante, se recomienda que la temperatura no exceda el límite de la temperatura de ebullición del alcohol, porque éste se vaporiza y forma burbujas que limitan la reacción en las interfases alcohol-aceite-biodiesel. Además, dicho aumento de la temperatura favorece también las reacciones secundarias, disminuyendo la conversión.

El tiempo de reacción en la transesterificación alcalina está comprendido entre 0,5 y 8 horas. Al inicio de la reacción, ésta transcurre lentamente ya que el metóxido se dispersa, pero aumenta rápidamente alcanzando porcentajes altos de ésteres metílicos.

4.3.5. Velocidad de agitación

Al inicio de la reacción, los triglicéridos y el metanol forman dos fases inmiscibles. Dado que la concentración de triglicéridos en metanol es baja, el rendimiento inicial de la reacción es bajo. Por esa razón, es recomendable una buena agitación de la mezcla de reacción para garantizar el contacto entre los reactivos y que la reacción transcurra a velocidades adecuadas.

5. PROCESOS INDUSTRIALES PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

Tal y como se mencionó en el apartado anterior, el biodiesel puede ser producido a partir de un proceso de transesterificación o de un proceso de esterificación, aunque habitualmente este último se utiliza en combinación con el de transesterificación. Estos procesos pueden ser en discontinuo y en continuo. Además, existen también otros nuevos procesos que aún están en fase de experimentación [7].

5.1. Proceso por lotes

El conocido como método *Batch* o por lotes es el método más simple para la producción de biodiesel. Suele ser el más utilizado en plantas de poca capacidad.

El aceite se mezcla antes de entrar al reactor con un exceso de alcohol, generalmente metanol, y con el catalizador, siendo los más comunes el NaOH y el KOH en rangos del 0,3% al 1,5% [7]. La mezcla se introduce en un reactor discontinuo de tanque agitado o BR (*Stirred Batch Reactor*) durante aproximadamente 1 hora a temperaturas del orden de 65 °C [11]. Algunas plantas utilizan reacciones en dos etapas, con la eliminación del glicerol entre ellas, para aumentar el rendimiento a porcentajes entre el 98-99%, aunque esto también puede conseguirse empleando temperaturas mayores y ratios superiores de alcohol: aceite.

Se requiere una agitación firme de los fluidos dentro del reactor para permitir una correcta mezcla. Cuando se termina la reacción, las distintas fases formadas se pueden separar por gravedad porque la capa de glicerina es más densa que la del biodiesel, aunque a veces se usa un centrifugador para separarlas más rápido. Una vez separada la glicerina del biodiesel, se separa el exceso de alcohol mediante destilación. Los productos extraídos con la glicerina pueden ser separados para obtener glicerina pura. El biodiésel se purifica lavándolo cuidadosamente con agua tibia para eliminar los restos de catalizador y jabón. Luego se seca y se almacena.

5.2. Proceso continuo

Los reactores continuos de mezcla completa o CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*) son los más utilizados en plantas de gran capacidad, siendo a menudo empleados 2 o 3 reactores en cascada [11]. El primer reactor es el de mayor volumen, de forma que la mezcla pase en él un mayor tiempo y alcance niveles de conversión más elevados. Posteriormente, tras la decantación de glicerol, la mezcla resultante se introduce en el

segundo reactor, donde la reacción es mucho más rápida y puede alcanzar una conversión del 98%.

Un elemento esencial en el diseño de este tipo de reactores CSTR es asegurarse que la mezcla se realiza convenientemente para que la composición en el reactor sea prácticamente constante.

Otro tipo de reactor continuo que podría utilizarse es el reactor de flujo en pistón o PFR (*Plug Flow Reactor*), aunque por el momento no se conocen aplicaciones industriales que lo utilicen para la producción de biodiesel [11].

5.3. Proceso combinado esterificación-transesterificación

Es uno de los procesos más usados cuando el aceite empleado para la producción de biodiesel tiene un elevado contenido en ácidos grasos libres y se quiere evitar la formación de jabones.

Antes de la transesterificación se realiza un tratamiento previo de esterificación, en el que los ácidos grasos libres del aceite reaccionan con metanol y un catalizador ácido, generalmente ácido sulfúrico, para formar ésteres metílicos y agua. Suele emplearse un reactor con agitación que opera a una temperatura de 60°C durante 1,5-2 horas [11].

Como la reacción produce agua, la mezcla resultante debe enviarse a un tanque de decantación para separar el metanol, el agua y el ácido sulfúrico de la fase oleosa, que ya tiene un bajo contenido en ácidos grasos libres y puede enviarse al reactor de transesterificación.

5.4. Proceso en condiciones supercríticas

Se trata de un método alternativo de transesterificación sin catalizador que usa metanol supercrítico en temperaturas y presiones altas continuamente. En estado supercrítico, el aceite y el metanol forman una única fase y la reacción ocurre espontánea y rápidamente. Este proceso permite que la materia prima contenga agua y no es necesaria la eliminación del catalizador.

A pesar de estas ventajas, los costes de instalación y operación son más altos y la energía consumida mayor por lo que, aunque los resultados mediante este proceso son muy interesantes, el escalado de estas instalaciones a nivel industrial puede ser difícil [7].

5.5. Otros procesos

Existen otros procesos para la producción de biodiesel que todavía no han sido adaptados a una producción industrial, bien porque se encuentran en fase experimental o bien porque son mucho más caros que los métodos convencionales.

5.5.1. Método ultrasónico o cavitación

En este método, las ondas ultrasónicas hacen que la mezcla produzca burbujas que chocan entre sí constantemente. Esta cavitación provee simultáneamente el movimiento y el calentamiento requerido para la transesterificación. Consecuentemente, usar un reactor ultrasónico reduce significativamente el tiempo, las temperaturas y la energía necesarios. Por consiguiente, este proceso puede cubrir varias etapas en un mismo período de tiempo en lugar del proceso por lotes.

5.5.2. Empleo de enzimas lipasas

Como ya se mencionó en el apartado anterior, la lipasa es una enzima que puede emplearse como catalizador en la transesterificación de los aceites. Además de mostrar un muy buen rendimiento, el uso de lipasas hace la reacción menos sensible a grandes cantidades de ácidos grasos libres, entre otras ventajas. Pero son mucho más caras que los catalizadores convencionales.

5.5.3. Método de microondas

Actualmente se está investigando el uso de hornos microondas para suministrar la energía necesaria en la transesterificación, pero a día de hoy sigue siendo un método para uso científico y en etapa de desarrollo.

6. MERCADO DEL BIODIESEL

Bioetanol y biodiésel constituyen los principales mercados de biocarburantes tanto a escala global como nacional. La producción mundial de biocombustibles ascendió a 84.121 miles de toneladas de petróleo equivalentes (ktep) en el año 2017, lo que supuso un aumento del 3,5% con respecto al año anterior y del 11,4% con respecto al año 2007 (Figura 11). Tal y como sucede con los otros recursos energéticos fósiles (carbón, petróleo y gas natural), la producción de biocarburantes se localiza preferentemente en un reducido número de países. En la actualidad más del 65% de la producción es aportada por Estados Unidos y Brasil. En 2017 Estados Unidos produjo un total de 36.936 ktep de biocombustibles (43,93% del total) y Brasil 18.465 ktep (21,9%). Bastante alejados se sitúan Alemania con 3.293 ktep (3,9%) y Argentina con 3.131 ktep (3,7%), en tercera y cuarta posición (Tabla 29 en Anexo).

Por tipo de combustible, la producción mundial de etanol creció a una tasa de 3,3% en 2017 con respecto al año anterior y contribuyó con más del 60% al crecimiento total de los biocombustibles. La producción de biodiesel aumentó en un 4%, impulsada principalmente por el crecimiento en Argentina, Brasil y España (Figura 11).

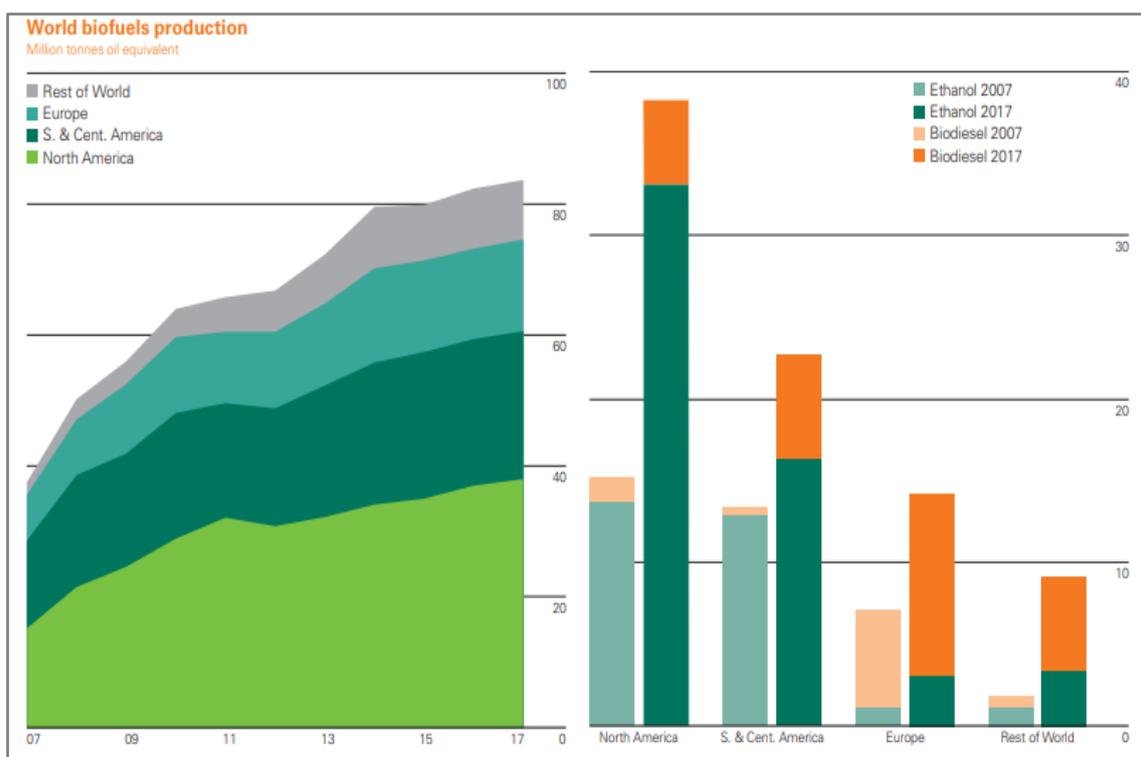


Figura 11- Producción mundial de biocombustibles en Mtep. Fuente: [1]

6.1. Mundial

En 2016, la producción mundial de biodiesel ascendió a algo más de 34 millones de toneladas (Figura 12). El productor de biodiesel más importante es la Unión Europea, que representa casi el 37% de la producción mundial (12.610 miles de toneladas), siendo su principal materia prima la colza.

En el continente americano, la producción de biodiesel se basa en la soja. Los productores estadounidenses de biodiesel más importantes son Estados Unidos con una producción de 6.210 miles de toneladas, Brasil con 3.300 miles de toneladas y Argentina con 2.660 miles de toneladas. En cuarta posición se sitúa Colombia con 510 miles de toneladas.

El sudeste asiático, que emplea como materia prima aceite de palma, está ganando cada vez más importancia en el mercado del biodiesel. Los principales productores son Indonesia en primera posición, con una producción de 3.150 miles de toneladas, Tailandia, con 1.160 miles de toneladas y Singapur con 990 miles de toneladas. Malasia, con una producción de 510 miles de toneladas, se sitúa en cuarta posición, seguido de China con 440 miles de toneladas e India con 130 miles de toneladas. La producción de biodiesel en Indonesia y Malasia está en un aumento constante, impulsada por la presión asociada sobre los precios en los mercados de aceite vegetal.

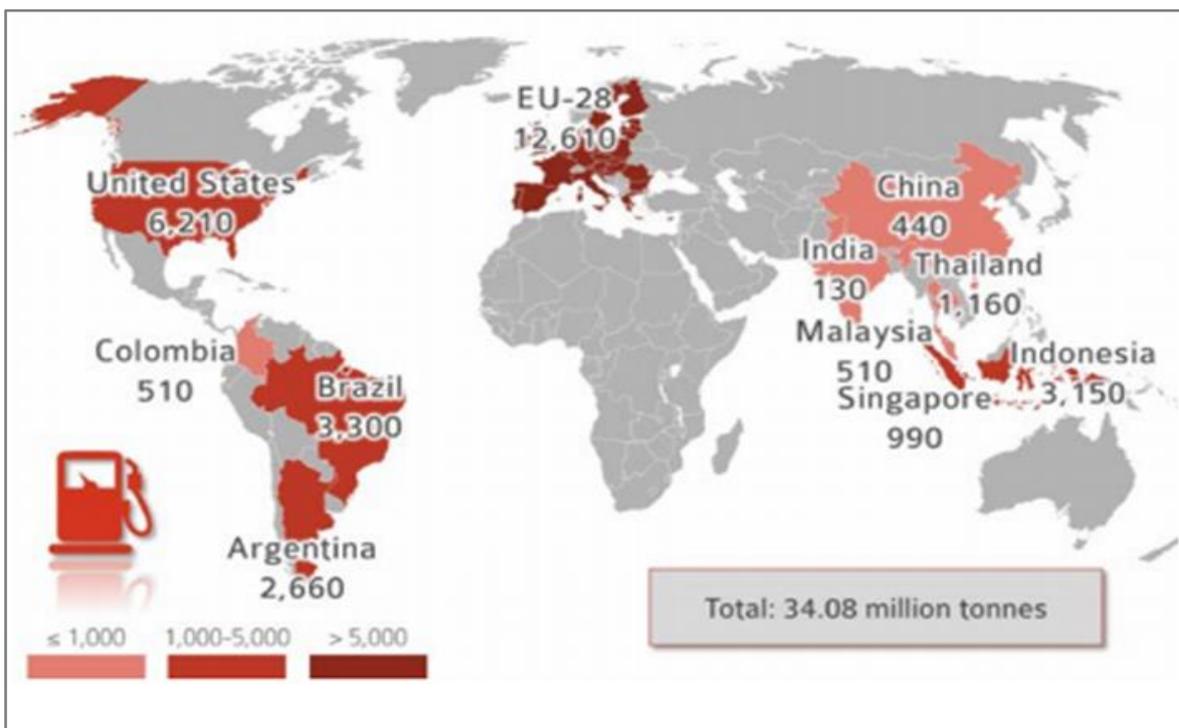


Figura 12- Mayores productores mundiales de biodiesel en 2016 en kt. Fuente: [13]

6.2. Unión Europea

En el año 2016, los 12.610 miles de toneladas de biodiesel producidas por la Unión Europea fueron aportadas principalmente por Alemania en primer lugar, con 3.017 miles de toneladas (23,9% del total de la Unión Europea) y Francia en segunda posición, con 1.703 miles de toneladas (13,5%). España se coloca en la tercera posición con 1.105 miles de toneladas (8,8%), seguida de Polonia con 779 miles de toneladas e Italia con 503 miles de toneladas (Figura 13).

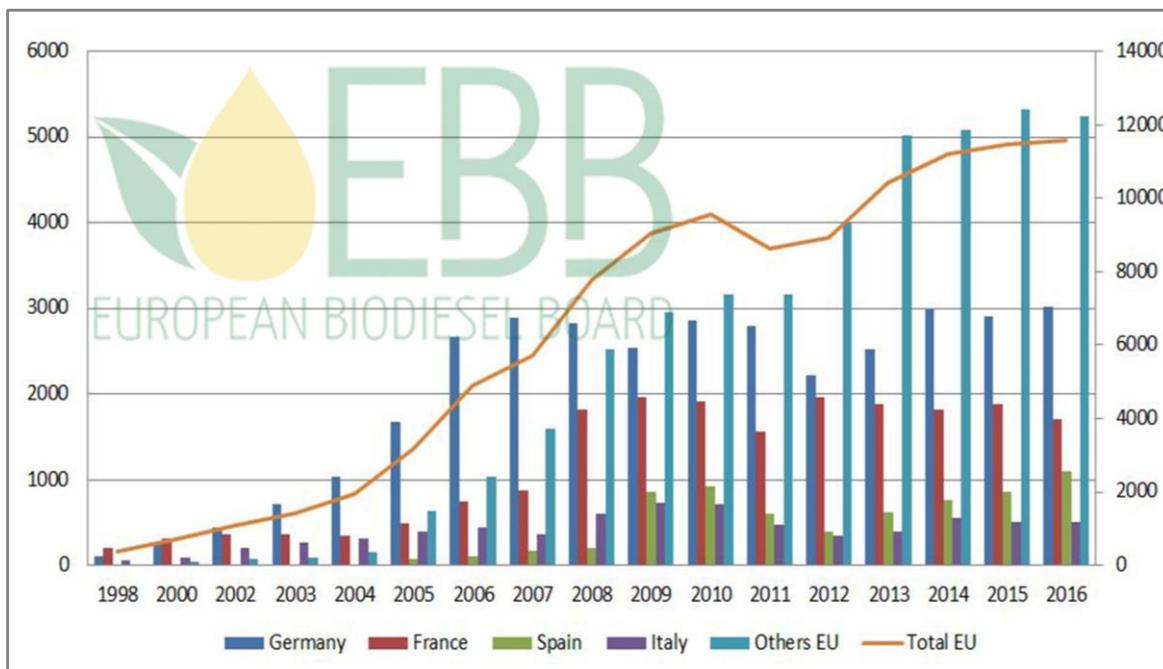


Figura 13- Evolución de la producción de biodiesel en la Unión Europea por países en kt.
Fuente: [14]

6.3. España

- **Capacidad de producción**

La producción de biocarburantes en nuestro país, según tipos de producto, se inicia en el año 2000 con la inauguración de la planta de bioetanol en Cartagena (Murcia), impulsada por Abengoa Bioenergía y el IDEA (Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía) y continúa dos años más tarde con la puesta en marcha de la planta de biodiésel propiedad de Stocks del Vallés en Montmeló (Barcelona).

La implantación del biodiesel en España es tardía, pero su evolución ha sido espectacular, tanto en el número de fábricas como en la capacidad de producción (Tabla 6). En sólo dos años, de 2004 a 2006, se pasó de 6 a 12 fábricas, y se duplicó la capacidad inicial de 121.000 toneladas. Un año más tarde, en 2007, dos nuevas

industrias permitieron triplicar la capacidad y que se llegase a las 815.190 toneladas. Algo parecido en cuanto al incremento sucedió en 2008 con la incorporación de 22 nuevas plantas que permitieron que la capacidad llegase a los 2 millones de toneladas. En 2009, la aportación de 9 industrias llevó a que se duplicase la producción y finalizase ese año con 4,1 millones de toneladas. A lo largo de los tres siguientes años se ralentizó el proceso, pero siguió la inauguración de plantas y el aumento de la capacidad productiva: 3 nuevas plantas en 2010 sumaron un 6,4%, otras 3 en 2011 añadieron un 5% más y 2 en 2012 la incrementan otro 7,4%. Con todas ellas se elevó la capacidad productiva total a finales de 2012 a la cifra de 4,9 millones de toneladas.

Tabla 6- Evolución del número de plantas de biocarburantes en España (2000-2013). Fuente: [15]

Año	Biodiésel	
	Número	Capacidad tm/año
2000	-	-
2001	-	-
2002	1	6.000
2003	3	32.000
2004	6	121.000
2005	7	141.500
2006	12	248.310
2007	14	815.190
2008	36	2.070.020
2009	45	4.110.400
2010	48	4.371.400
2011	51	4.589.400
2012	53	4.930.900
2013	38	4.462.085

El incremento en la capacidad de producción no fue paralelo al consumo o exportación de biodiésel y en 2013 se manifestaron las consecuencias de este hecho con el cierre de 15 plantas, la mayoría de ellas con escaso aprovechamiento desde su inauguración, y una reducción de la capacidad productiva de 468.815 toneladas (9,5% del total instalado a finales de 2012).

La infrautilización de la capacidad productiva de este sector se debía a varios factores: España tiene que importar la mayor parte de las materias primas que necesita para su funcionamiento; ha padecido desde hace muchos años la competencia exterior de los países que disponen de esas materias primas y que también producen bioetanol; la venta de sus productos está condicionada por la política energética que establece unos objetivos obligatorios, muy reducidos en los últimos años; el desconocimiento por parte

de las sociedad de las ventajas-inconvenientes del consumo de biocarburantes; y la caída en los últimos años del consumo de gasolinas y gasóleos, entre otros.

Los últimos datos encontrados [16] indican que en enero de 2016 había sólo 32 plantas en España y sólo 20 de ellas en operación, pero durante 2017 se cerraron otras 10 plantas.

- **Producción y consumo**

El consumo de biodiésel en España en 2017 ascendió a un total de 1.027.188 toneladas, que, aunque representan un incremento del 23,8% respecto al año anterior quedan aún muy lejos de la demanda récord alcanzada en 2011 (1.611.113 toneladas). La participación del biodiésel en el mercado español de biocarburantes se situó en 2017 en el 66,4%, una cifra algo superior a la alcanzada el año anterior (63%) [16].

Aunque los productores españoles aumentaron ligeramente sus ventas en España (+4,5%), su cuota del mercado nacional descendió por segundo año consecutivo hasta el 62,6% (desde el 75% de 2016 y el 93% en 2015). La decisión de la Unión Europea de rebajar los derechos antidumping que se venían aplicando al biodiésel argentino desde finales de 2013 contribuyó a que las importaciones totales de este biocarburante en el conjunto del año aumentaran un 39,3% con respecto al ejercicio anterior.

La producción de las plantas de biodiésel en 2017 se situó en 1.515.120 t, lo que supuso un incremento del 30,6% respecto al año anterior y la mayor producción histórica del sector. El 61% de esta producción fue exportado, mientras que el resto se destinó al mercado doméstico.

Aunque el aumento de la producción del sector permitió elevar la ratio de utilización de la capacidad instalada (3,1 millones de toneladas) hasta el 48%, el más elevado desde el inicio de la obligación de biocarburantes en 2009, esta cifra fue insuficiente para asegurar la sostenibilidad económica de la totalidad de la industria en España

III. MEMORIA DESCRIPTIVA

1. OBJETIVO, ALCANCE Y JUSTIFICACIÓN

El objetivo de este Trabajo Fin de Grado es el diseño conceptual de una planta de producción de biodiesel a partir de aceite vegetal usado recogido como residuo en la Comunidad Canaria.

Tras la cuantificación y caracterización del residuo de aceite vegetal generado, se seleccionará la capacidad de la planta a diseñar, así como su localización, y se escogerá la tecnología que mejor se adapte a las características de la materia prima, diseñando el proceso de forma que el biodiesel obtenido cumpla con los requisitos mínimos exigidos por la normativa para su uso y comercialización.

Además, se calcularán los balances de materia y energía del proceso, incorporando su correspondiente diagrama de flujo, y se realizará el dimensionamiento de los principales equipos de la planta. La distribución de los equipos en la planta y las necesidades de bombeo quedan fuera del alcance de este trabajo por ser un diseño preliminar, pero deberían ser calculadas en el proyecto definitivo, así como el estudio económico de la misma.

La justificación del proyecto atiende a dos motivaciones principales, que ya han sido planteadas en la Introducción (apartado I.1):

- a) Por un lado, la realización de la planta permitirá contar en las islas con un combustible limpio alternativo a los combustibles fósiles. De esta forma se contribuirá a la reducción de las emisiones generadas por el transporte y a la vez se disminuirá la dependencia energética del exterior
- b) Adicionalmente, se eliminará un residuo que actualmente parece no estar siendo controlado ni bien gestionado por parte de las administraciones públicas, como demuestra la falta de datos de recolección del residuo de aceites vegetales (apartado IV.I).

2. PARÁMETROS GENERALES DE DISEÑO

2.1. Materia prima

En base a las cuestiones mencionadas en la Introducción, la materia prima empleada para la producción de biodiesel en la planta diseñada será aceite vegetal usado recogido como residuo en la Comunidad Autónoma de Canarias.

Este residuo se comprará a los correspondientes gestores autorizados para su recolección y, como requisito, se les exigirá que el aceite usado que llegue a la planta esté convenientemente filtrado, para evitar posibles impurezas como sólidos en suspensión, y haya sido sometido a un proceso previo de secado, para reducir su contenido en agua por debajo del 0,4% en peso [11].

Debido a que el ácido oleico es el principal ácido graso en el aceite de oliva y en el aceite de girasol alto oleico (apartado II.3), aceites más empleados en Canarias (apartado IV.1), se seleccionará la trioleína ($C_{57}H_{104}O_6$) para representar el aceite vegetal en los balances de materia de la planta y en las simulaciones realizadas, y el ácido oleico para representar al conjunto de ácidos grasos libres contenidos en el aceite vegetal usado [17].

De este modo, se considerará que el aceite que llega a la planta como materia prima está formado por un 93,6% de trioleína, un 6% de ácido oleico y 0,4% de agua.

2.2. Producto

El biodiesel obtenido como producto en la planta deberá cumplir todos los requisitos establecidos por la correspondiente normativa, ya mencionados en el apartado II.2.

Para simplificar los cálculos tanto en los balances de materia como en las simulaciones realizadas, se considerará que los ésteres metílicos de ácidos grasos (FAME) del biodiesel estarán representados por el metil-oleato ($C_{19}H_{36}O_2$) [17].

2.3. Capacidad de la planta y localización

La capacidad de la planta es de 24.000 toneladas anuales y estará ubicada en la isla de Gran Canaria, en el Polígono de Arinaga, localizado en el municipio de Agüimes (Figura 14).



**Figura 14- Municipio de Agüimes en Gran Canaria y vista aérea del Puerto de Arinaga.
Fuentes: [18] y [19]**

Este polígono, considerado por sus dimensiones como el más importante de Canarias y uno de los principales de España, se encuentra a sólo 25 kilómetros de la capital de la isla, Las Palmas de Gran Canaria, y del Puerto de la Luz de Las Palmas. Además, cuenta con importantes comunicaciones como Puerto propio y accesos directos a la autopista GC-1, por lo que se considera idóneo para la ubicación de cualquier tipo de planta industrial.

La capacidad de la planta y su ubicación se han estimado en base a los cálculos recogidos en el apartado IV.2.

La planta operará un total de 7.920 horas anuales correspondientes a 330 días al año durante 24 horas al día, en turnos de 12 horas. Durante los días al año que la planta esté parada se aprovechará para la realización de labores de mantenimiento y limpieza de la misma, así como para las vacaciones de la mayoría del personal.

Teniendo en cuenta estas consideraciones se obtiene un caudal másico de aceite vegetal usado de 3.030 kg/h.

2.4. Tecnología elegida

La tecnología seleccionada para el proceso de producción de biodiesel es la transesterificación mediante catálisis básica, ya que a nivel industrial es la más económica, barata y comercialmente probada.

Una de las limitaciones de esta tecnología es su sensibilidad a la pureza de los reactantes, estando muy afectada por la presencia de ácidos grasos libres y agua en el aceite empleado como materia prima. La presencia de agua puede provocar la saponificación de los ésteres bajo condiciones alcalinas y los ácidos grasos libres pueden reaccionar también con los catalizadores básicos para producir jabones y agua cuando su contenido está entre el 2-7%. La saponificación no solamente consume el catalizador alcalino, sino que los jabones resultantes pueden provocar la formación de emulsiones que dificultan el proceso de purificación de biodiesel.

Debido a que el aceite que llega a la planta tiene un contenido mayor que el 5% de ácidos grasos libres, será necesario realizar un pretratamiento del aceite antes de llevar a cabo la reacción de transesterificación básica del aceite, consistente en una esterificación de los ácidos grasos libres para reducir su contenido por debajo del 0,5%.

Aunque existen una multitud de procesos para la obtención y posterior purificación del biodiesel, el seleccionado en este proyecto se basa principalmente en el desarrollado por (Zhang, 2003) [17], con algunas modificaciones basadas en información complementaria obtenida de la bibliografía [11] [20] [21].

2.5. Metodología de cálculo

Para la realización de los cálculos presentados en este trabajo se ha empleado, además de información bibliográfica, el programa de simulación de procesos químicos HYSYS.Plant versión 2.2 desarrollado por Hyprotech [20], sobre todo en lo relativo al cálculo de las propiedades de las corrientes (densidad, viscosidad, etc.), al dimensionado de algunos de los equipos y al balance de energía de la planta.

3. DESCRIPCIÓN DE PROCESO

La planta de producción de biodiesel se dividirá en 3 secciones, tal y como se puede ver en la Figura 15.

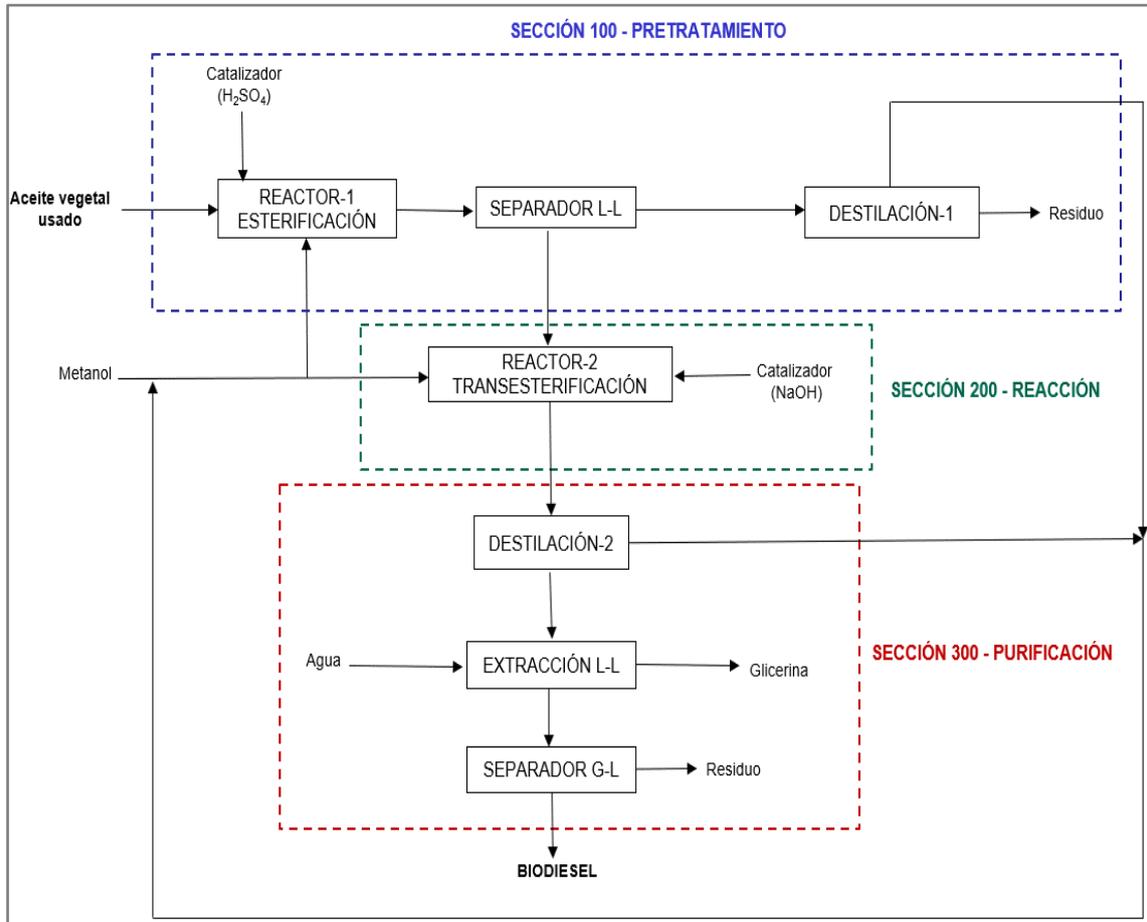


Figura 15- Secciones de la planta de obtención de biodiesel

El proceso comienza en la Sección 100, en la que el aceite de fritura que llega a la planta se somete a un pretratamiento para reducir su elevado porcentaje de ácidos grasos libres mediante una esterificación ácida. Una vez transcurrida dicha reacción, la corriente de salida del reactor de esterificación se introducirá en un separador líquido-líquido en el que se separará el aceite del resto de reactivos por decantación. Este aceite, que ya tiene un contenido en ácidos grasos lo suficientemente bajo para poder llevar a cabo su transesterificación, pasará a la Sección 200. La otra corriente, compuesta por el metanol sobrante, el ácido sulfúrico y el agua formada en la esterificación, se introducirá en una columna de destilación para tratar de recuperar la máxima cantidad posible de metanol y recircularlo al proceso.

La Sección 200 es la sección de reacción, pues en esta sección del proceso es donde tiene lugar la transesterificación del aceite con exceso de metanol y un catalizador

básico (NaOH). Además del producto principal, biodiesel (metil-oleato), también se forma glicerina como subproducto.

En la última sección de la planta, la Sección 300, se realizará la purificación de la corriente que sale del reactor, formada por una mezcla de biodiesel, glicerina, metanol sobrante, aceite vegetal que no ha reaccionado e hidróxido sódico. Para que el biodiesel cumpla los requisitos para su comercialización, será necesario realizar una serie de procesos para separarlo del resto de compuestos. Para ello, se hará uso de una columna de destilación, en la que se recuperará prácticamente todo el metanol sobrante de la reacción; una torre de lavado con agua, en la que se consigue eliminar la mayor parte de la glicerina y el hidróxido sódico; y finalmente un separador flash, donde se elimina el agua restante. De esta forma, se obtiene un biodiesel que cumple los requisitos comerciales establecidos.

En las siguientes subsecciones de este apartado se describe detalladamente el proceso en cada uno de los equipos, así como los parámetros considerados para el cálculo de los balances de materia. Las corrientes de materia se denominarán mediante un número de 3 dígitos, el primero de los cuales indicará la sección a la que pertenecen. Los equipos se nombrarán con una letra que indica el tipo de equipo del que se trata (apartado 4), seguida de un número de 3 dígitos identificativo de cada equipo, el primero de los cuales hace referencia a la sección a la que pertenecen. Cuando hay más de un equipo del mismo tipo se indica por medio de una letra (A/B...), aunque en este apartado estas letras se omitirán para una mayor claridad. Por último, la nomenclatura de las corrientes de energía consistirá en una Q que indicará que es una corriente de energía, seguida de un número de 3 dígitos que hará referencia al equipo en el que se aplican.

En el apartado 4.1 se incluye un resumen de las dimensiones de los equipos principales, sus condiciones de operación y el material seleccionado para su fabricación. Las magnitudes más importantes de los intercambiadores de calor de la planta se resumen en el apartado 4.2. Para una mayor información sobre cada una de las corrientes, pueden consultarse los balances de materia y energía incluidos en los apartados 6.1 y 6.2, respectivamente, así como el diagrama de flujo incluido en el apartado 5.

3.1. Sección 100. Pretratamiento

3.1.1. Reactor de esterificación R-101

En este equipo se inicia el tratamiento preliminar de esterificación que necesitan los aceites vegetales usados que llegan a la planta para reducir su cantidad de ácidos grasos libres por debajo del 0,4% [11]. Estos ácidos grasos libres (ácido oleico) reaccionan con metanol en presencia de un catalizador ácido con una estequiometría 1:1, formando ésteres metílicos (metil-oleato) y agua.

La reacción de esterificación se lleva a cabo a 60°C [17] durante 1,5 horas [21], con exceso de metanol en una relación molar metanol/ácidos grasos libres de 30 y empleando ácido sulfúrico como catalizador en una proporción de 10% en peso en relación a los ácidos grasos libres contenidos en el aceite [11].

La corriente 104 de metanol fresco (51,6 kg/h) procedente del tanque de almacenamiento TK-101 y la corriente 102 de ácido sulfúrico (18,2 kg/h) procedente del tanque TK-102, ambas corrientes a temperatura ambiente (25°C), se mezclan antes de entrar en el reactor R-101 en una cubeta de mezclas con la corriente 110 de metanol recirculado (569,7 kg/h) que sale de la corriente de destilado de la columna T-101 a 64,5°C y la corriente 103A de aceite usado (3.030 kg/h). Previamente, la corriente 103 de aceite usado almacenado en el tanque TK-103 a temperatura ambiente, que contiene un 6% de ácido oleico y un 0,4% de agua, se precalienta hasta los 60°C en el intercambiador E-102 aprovechando el calor de la corriente 301C (3353,7 kg/h), procedente de la columna de destilación T-301. Mediante este intercambio de calor, la corriente 301C reduce su temperatura desde 114,5°C a 87,6°C (corriente 301D).

La corriente 106 (3.669,5 kg/h) entra al reactor R-101 a 60,6°C y está formada por 77,29% trioleína, 16,93% metanol, 4,95% ácido oleico, 0,5% ácido sulfúrico y 0,33% agua.

El reactor de esterificación R-101 es un reactor isotérmico de mezcla completa que dispone de agitación a 600 rpm y opera a presión atmosférica. Para simplificar los cálculos del balance de materia y debido a la no disponibilidad de información cinética detallada sobre la reacción empleando esta materia prima concreta, el reactor se ha modelado como un reactor de estequiométrico simple, considerando una conversión de los ácidos grasos libres del 97% [17].

Tras llevarse a cabo la reacción de esterificación, la corriente 107 sale del reactor R-101 a 60°C, estando compuesta por 77,29% trioleína, 16,38% metanol, 5,04% metil-oleato, 0,64% agua, 0,50% ácido sulfúrico y 0,15% ácido oleico.

3.1.2. Separador S-101

La reacción de esterificación produce agua, por lo que la mezcla de salida del reactor (corriente 107) deberá introducirse en el separador continuo líquido-líquido S-101, donde el metanol, el agua y el H_2SO_4 se separan por acción de la gravedad del resto de componentes (aceite, metil-oleato y ácido oleico), aprovechando la diferencia de densidades entre las fases formadas. Esta separación podría haberse hecho también mediante un separador centrífugo pero, aunque la separación por gravedad lleva más tiempo, se ha optado por este sistema debido a que no tiene costes energéticos [22].

La separación entre las fases en el decantador se incrementa con temperaturas por debajo de $40^\circ C$, logrando recuperar el 99,79% del agua y el 98,09% del metanol, así como prácticamente el 100% del ácido sulfúrico en la fase metanólica [22]. Por esta razón, la corriente 107 que sale del reactor a $60^\circ C$ se enfría hasta los $35,1^\circ C$ (corriente 107A) antes de introducirse en el separador S-101 por medio del enfriador E-101.

La fase metanólica formada abandona el decantador por la parte superior del mismo en la corriente 108 (631,1 kg/h), estando compuesta por 93,40% metanol, 3,72% agua y 2,88% ácido sulfúrico. Esta corriente se envía a la columna de destilación T-101.

Por la parte inferior del decantador sale la fase oleosa en la corriente 204 (3.038,0 kg/h), con un contenido de 93,34% trioleina, 6,09% metil-oleato, 0,39% metanol y 0,18% ácido oleico. Su contenido en ácidos grasos libres (ácido oleico) es lo suficientemente reducido (inferior a 0,4%) como para poder ser introducida en el reactor de transesterificación R-201.

Se ha supuesto que ambas fases abandonan el separador a la misma temperatura a la que entraron ($35,1^\circ C$), pues el tiempo que permanecen en el mismo es muy pequeño.

3.1.3. Columna de destilación T-101

Con la intención de recuperar la mayor cantidad posible de metanol para poder recircularlo al proceso, la corriente 108A (631,0 kg/h) se introduce en la columna T-101 tras ser calentada en el intercambiador E-108 hasta los $63^\circ C$, temperatura cercana al punto de ebullición del metanol, para tratar de reducir los flujos energéticos en la columna de destilación y aprovechar el calor proporcionado por la corriente 301A, que disminuye su temperatura desde $198,3^\circ C$ a $131,7^\circ C$ (corriente 301B).

La columna de destilación T-101 opera a presión atmosférica, tiene 21 etapas y una relación de reflujo de 3.

Casi el 97% del metanol de la alimentación se recupera en el destilado (corriente 110), que abandona la columna a 64,5°C y 101,3 kPa. Esta corriente, con un flujo másico de 569,7 kg/h y composición 99,98% metanol y 0,02% agua, se recircula al inicio del proceso para ser reutilizada en el reactor R-101.

La corriente de fondos 109 (61,3 kg/h) sale a 101,3°C y 101,3 kPa, estando compuesta por un 38,32% de agua, 32,01% de metanol y 29,67% de ácido sulfúrico. Esta corriente, en la que se elimina todo el sulfúrico, no se reutilizará debido a la presencia del ácido y a su bajo caudal. Se tratará como desecho, almacenándose junto al resto de residuos del proceso en el tanque TK-303, tras ser previamente enfriado hasta temperatura ambiente en el enfriador E-308.

3.2. Sección 200. Reacción

3.2.1. Reactor de transesterificación R-201

En el reactor R-201 tiene lugar la reacción de transesterificación de los triglicéridos del aceite (trioleína), que reaccionan con metanol con una estequiometría 1:3, en presencia de un catalizador básico, formando ésteres metílicos (metil-oleato) y glicerina.

La reacción de transesterificación por catálisis básica se lleva a cabo a 60°C durante una hora, empleando una relación molar 6:1 de metanol/aceite y un 1% de hidróxido de sodio en peso respecto al aceite total de la corriente de entrada como catalizador. Bajo estas condiciones, la conversión del aceite a biodiesel alcanza un valor del 97% [11].

La corriente 202 de metanol fresco (287, kg/h) a temperatura ambiente, la corriente 307 de metanol recirculado (317,0 kg/h) a 64,5°C procedente de la columna T-301 y la corriente 201 de hidróxido sodio (28,4 kg/h) almacenado en el tanque TK-201, se mezclan en una cubeta de mezclas con la corriente 204A de aceite usado (3038,0 kg/h). Esta corriente procede del separador S-101 y ha sido previamente calentada hasta los 60°C. Para llevar a cabo ese calentamiento, se pone en contacto con la corriente 301B, que se encuentra a 131,7°C, en el intercambiador E-201. De este modo, su temperatura se reduce hasta 114,5°C.

La corriente 205 de entrada al reactor de transesterificación R-201 tiene un caudal másico de 3.670,8 kg/h, se encuentra a 60°C y está compuesta por 77,27% trioleína, 16,77% metanol, 5,04% metil-oleato, 0,77% de hidróxido potásico y 0,15% de ácido oleico.

Al igual que en el caso del reactor de esterificación R-101, el reactor de transesterificación R-201 es un reactor de mezcla completa con una agitación de 600

rpm, y ha sido modelado como un reactor estequiométrico simple para simplificar los cálculos, considerando una conversión del aceite a biodiesel del 97%. El reactor opera en condiciones isotérmicas (60°C).

La corriente 206 que sale del reactor está formada de 80,33% metil-oleato, 8,64% metanol, 7,79% glicerina, 2,32% glicerina, 0,77% hidróxido sódico y 0,15% ácido oleico.

3.3. Sección 300. Purificación del biodiesel

3.3.1. Columna de destilación T-301

La columna de destilación T-301 constituye la primera etapa de la sección 300. El objetivo de esta sección es el de separar el metil-oleato que se ha formado en la reacción de transesterificación del resto de compuestos tales como metanol no reaccionado, glicerina formada como subproducto, catalizador, etc.

Al igual que en el caso de la columna T-101, la función de la columna de destilación T-301 en el proceso es fundamentalmente la de recuperar la máxima cantidad posible de metanol. Para ello, la corriente 206 (3.671,0 kg/h), que sale del reactor a 60°C, se introduce directamente en la columna T-301. En esta columna se usaron 4 etapas y una relación de reflujo de 2 para obtener una buena separación entre el metanol y el resto de los componentes.

En el destilado (corriente 307) se recupera el 99,99% del metanol de la alimentación. Esta corriente, de 317,1 kg/h, compuesta por 99,98% de metanol y trazas de agua y glicerina, abandona la columna a 64,5°C y 101,3 kPa y se recircula para ser reutilizada en el reactor de transesterificación R-201.

La corriente 301 (3.353,7 kg/h) abandona la columna por el fondo a 264,5°C y 101,3 kPa y está compuesta por 87,92% de metil-oleato, 8,53% de glicerina, 2,54% de trioleina, 0,85% de NaOH y 0,16% ácido oleico.

3.3.2. Torre de lavado T-302

El propósito de este paso es separar el metil-oleato de la glicerina, el catalizador y las trazas del metanol que permanece en la corriente de colas de la columna T-301. Para ello se emplea una torre de lavado con agua (T-302) con 4 etapas.

La corriente 301 procedente de la columna de destilación T-301 se encuentra a una temperatura muy elevada (264,5°C) que es necesario disminuir hasta 60°C (condiciones óptimas de operación de la torre de lavado [17]). Para aprovechar la energía liberada

durante su enfriamiento, esta corriente se pondrá en contacto con aquellas corrientes de la planta que necesiten ser calentadas (corrientes 304, 108, 204, 103 y 302,) en los intercambiadores de calor E-303, E-105, E-201, E-102 y E-304, sucesivamente, tal y cómo hemos ido describiendo. De este modo su temperatura irá disminuyendo progresivamente, hasta llegar a los 86,3°C. Finalmente se introducirá en el enfriador E-305, para reducir su temperatura hasta los 60°C, y se introducirá por la parte inferior de la torre de lavado (corriente 301F). Por la parte superior de la torre de lavado se introduce la corriente 302A, formada por 33 kg/h de agua, que también ha sido calentada a 60°C en el intercambiador E-304 aprovechando el calor residual de la corriente 301D.

Prácticamente toda la glicerina permanece en la corriente 303 (396,1 kg/h), que contiene 72,22% de glicerina, 12,79% de trioleina, 7,53 % de hidróxido de sodio, 7,45% de agua y 0,1% de metil-oleato. Esta corriente, que sale por la parte inferior de la torre de lavado a 60°C, se lleva hasta temperatura ambiente en el enfriador E-306 y se envía al tanque de almacenamiento de glicerina TK-302. La purificación de la glicerina no será objeto de este trabajo, por lo que se propone almacenarla en tanque, donde se neutralizaría con ácido fosfórico, y venderse como subproducto a alguna empresa interesada en su purificación y comercialización.

La corriente 304 (2.990,6 kg/h) sale por la parte superior de la torre de lavado, estando formado por 98,59% metil-oleato, 1,15% trioleina, 0,18% ácido oleico, 0,07% agua y trazas de glicerina.

3.3.3. Separador flash S-301

Para obtener un producto final de biodiesel que cumpla la normativa europea EN 14214, será necesario reducir el contenido en agua de la corriente 304, ya que en esta corriente el contenido en agua es de 700 mg por kg de biodiesel, un valor superior a los 500 mg/kg que establece la normativa.

La corriente 304 que sale de la torre de lavado T-302, tras aumentar su temperatura hasta 150°C en el intercambiador E-303 al ponerse en contacto con la corriente 301, se introducirá en el separador flash S-301. En este tanque tendrá lugar una separación entre la fase vapor formada al incrementar la temperatura y la fase líquida.

La fase vapor se retira por la parte superior del separador en la corriente 305 (1,5 kg/h), formada por agua (98,57%) y restos de metil-oleato (1,43%). Esta corriente, debido a su reducido flujo, se tratará también como desecho. Tras unirse a la corriente 109 y pasar por el enfriador E-308 para reducir su temperatura hasta temperatura ambiente, se almacenará en el tanque de residuos TK-303.

La fase líquida es la mayoritaria y abandona el separador por la parte inferior en la corriente 306 (2.989,1 kg/h) compuesta por un 98,64% metil-oleato, 1,16% de trioleina, 0,18% ácido oleico y 0,02% de agua. La corriente 306 se enfría también a temperatura ambiente en el enfriador E-307 y se almacena en el tanque de almacenamiento de biodiesel TK-301 como producto terminado.

Teniendo en cuenta que se parte de 3.030,0 kg/h de aceite vegetal usado y se obtienen 2.989,1 kg/h, el rendimiento del proceso es del 98,65%. Como se puede ver en la comparativa de la Tabla 7, el producto obtenido cumple las principales especificaciones de la norma EN 14214.

Tabla 7- Comparativa entre las características del biodiesel obtenido y las especificaciones de la norma EN 14214.

	Biodiesel obtenido	Norma EN 14214
Contenido en éster (%)	98,6%	96,5% mínimo
Contenido en agua (mg/kg)	200	500 máximo
Densidad a 15°C (kg/m³)	877,7	860-900
Viscosidad a 40°C (mm²/g)	4,96	3,5-5,0
Contenido en metanol (%)	0,0%	0,20% máximo
Contenido en glicerol (%)	0,0%	0,25% máximo

4. EQUIPOS

Como se ha indicado anteriormente, los equipos se nombrarán con una letra que indica el tipo de equipo del que se trata (apartado 4), seguida de un número de 3 dígitos identificativo de cada equipo, el primero de los cuales hace referencia a la sección a la que pertenecen. Cuando hay más de un equipo del mismo tipo se indica por medio de una letra, así 2 letras (A/B) indican que el equipo está duplicado y 4 letras (A/B/C/D) indican que hay 4 equipos del mismo tipo.

Para una mayor claridad, en la Tabla 8 se indican el tipo de equipo al que hace referencia cada letra y en la Tabla 9 se proporciona un listado de los equipos del proceso.

Tabla 8- Nomenclatura de los equipos de la planta

Nomenclatura	Tipo de equipo
TK	Tanques de almacenamiento
R	Reactores
S	Separadores de corrientes
T	Columnas de destilación y torre de lavado
E	Intercambiadores de calor

Tabla 9- Listado de equipos de la planta

Código	Descripción	Código	Descripción
E-101	Enfriador	R-201	Reactor de transesterificación
E-102	Intercambiador de calor	S-101	Separador líquido-líquido
E-103	Condensador de columna T-101	S-301	Separador gas-líquido
E-104	Hervidor de columna de T-101	T-101	Columna destilación
E-201	Intercambiador de calor	T-301	Columna destilación
E-301	Condensador de columna T-301	T-302	Torre de lavado
E-302	Hervidor de columna T-301	TK-101 A/B	Tanques almacenamiento de metanol
E-303	Intercambiador de calor	TK-102	Tanque almacenamiento ácido sulfúrico
E-304	Intercambiador de calor	TK-103 A/B/C/D	Tanques almacenamiento aceite usado
E-305	Enfriador	TK-201	Tanque almacenamiento hidróxido sódico
E-306	Enfriador	TK-301 A/B/C/D	Tanques almacenamiento biodiesel
E-307	Enfriador	TK-302 A/B	Tanques almacenamiento glicerina
E-308	Enfriador	TK-303	Tanque almacenamiento residuos
R-101	Reactor de esterificación		

4.1. Equipos principales

En la Tabla 10 se resumen las características de los equipos principales de la planta (número, material, dimensiones y condiciones de operación).

Tabla 10- Características de los equipos principales de la planta

		Nº	Material	Dimensiones D x H (m)	Temperatura (°C)	Presión (kPa)
Sección de pretratamiento	TK-101	2	Acero al carbono	12 x 18	25,0	101,3
	TK-102	1	Acero inoxidable	5 x 7	25,0	101,3
	TK-103	4	Acero al carbono	15 x 23	25,0	101,3
	R-101	1	Acero inoxidable	2 x 4	60,0	101,3
	S-101	1	Acero inoxidable	1 x 2	30,0	101,3
	T-101	1	Acero inoxidable	2 x 13	64,5 / 81,3	101,3
Sección de reacción	TK-201	1	Acero al carbono	5 x 8	25,0	101,3
	R-201	1	Acero al carbono	2 x 3	60,0	101,3
Sección de purificación	T-301	1	Acero al carbono	1 x 2	64,5 / 264,6	101,3
	T-302	1	Acero al carbono	1 x 1	60,0	101,3
	S-301	1	Acero al carbono	1 x 1	150,0	101,3
	TK-301	4	Acero al carbono	16 x 23	25,0	101,3
	TK-302	2	Acero al carbono	11 x 17	25,0	101,3
	TK-303	1	Acero inoxidable	8 x 12	25,0	101,3

Las dimensiones de los equipos se han seleccionado redondeando las dimensiones calculadas al entero superior más próximo.

4.2. Equipos auxiliares

Las necesidades de calentamiento y refrigeración de las diferentes corrientes de la planta serán cubiertas por intercambiadores de calor. En función del objetivo que tienen en el proceso, se clasifican en:

- Intercambiadores de calor. Dispositivos que realizan una doble función, calentar un fluido y enfriar otro. En la planta hay 5 intercambiadores: E-102, E-105, E-201, E-303 y E-304.
- Condensadores. Se emplean un total de 2 condensadores totales (E-103 y E-301), cuya función es la de condensar las corrientes de destilado en las columnas de destilación T-101 y T-301.

- Hervidores. Su objetivo es vaporizar parte de la corriente de colas de las columnas de destilación T-101 y T-301 e introducirlas de nuevo en la columna. En total se cuenta con 2 hervidores (E-104 y E-302).
- Enfriadores. Su objetivo es disminuir la temperatura del fluido por medio de otro. Hay un total de 5 enfriadores. E-101, E-305, E-306, E-307 y E-308.

Los principales parámetros calculados para los intercambiadores de calor se resumen en la Tabla 11 y para los condensadores, hervidores y enfriadores en la Tabla 12.

Tabla 11- Características de los intercambiadores.

		Energía (MJ/h)	U-A (MJ/°C·h)	LMTD (°C)	Ft
Intercambiadores	E-102	-204,0	3,67	55,6	0,9522
	E-105	-542,0	4,80	113,0	0,9768
	E-201	-146,9	1,95	75,2	0,9865
	E-303	-599,6	5,09	117,7	0,9339
	E-304	-5,6	0,126	44,2	0,9973

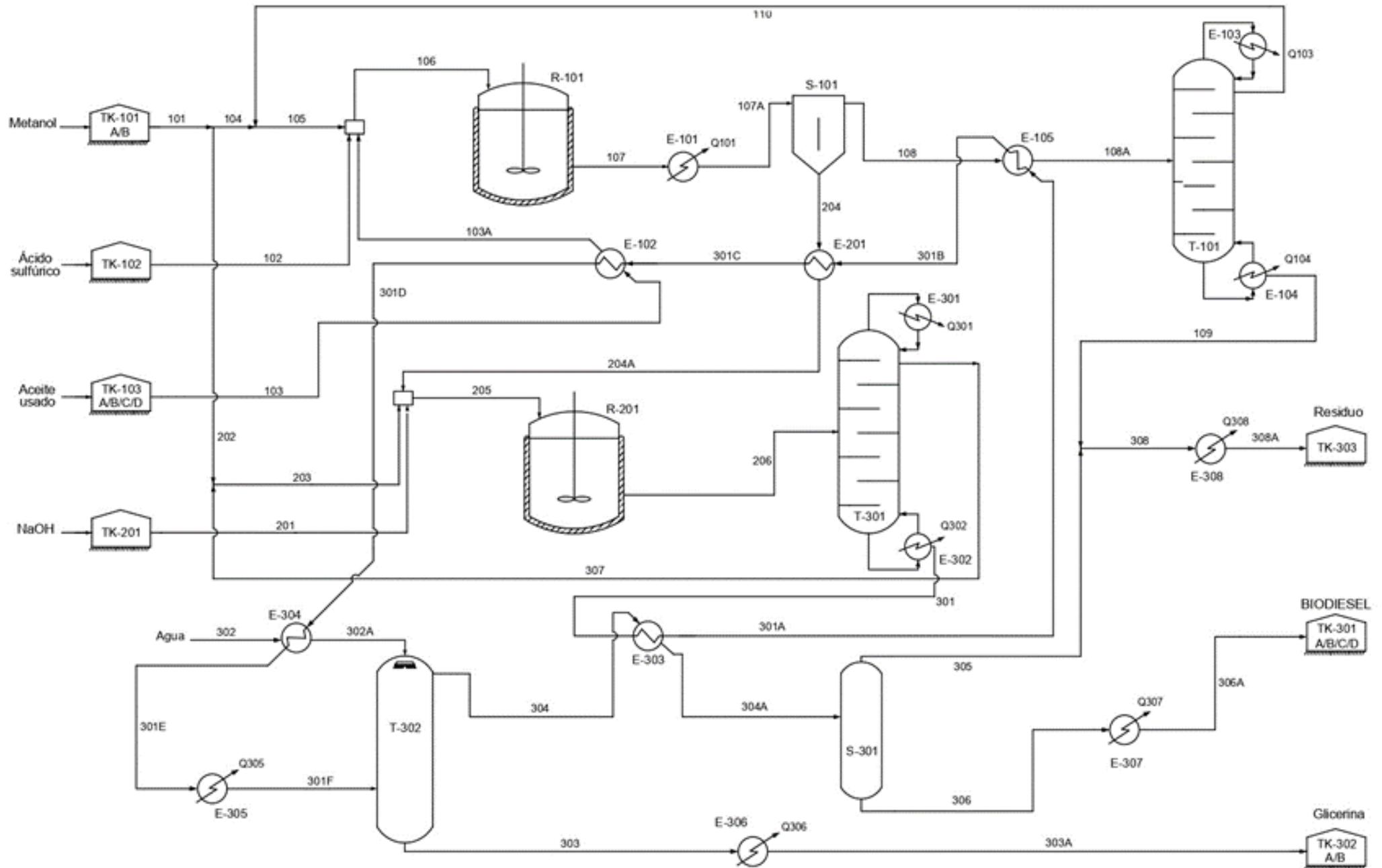
Tabla 12- Características de los condensadores, hervidores y enfriadores.

		Energía Consumida (MJ/h)	Potencia (kW)
Condensadores	E-103	2.510,0	697,2
	E-301	1.048,0	291,0
Hervidores	E-104	2.517,0	699,2
	E-302	2.737,0	760,3
Enfriadores	E-101	204,0	56,7
	E-305	194,7	54,1
	E-306	38,1	10,6
	E-307	803,5	223,2
	E-308	43,7	12,1

El total de la energía consumida por los condensadores, hervidores y enfriadores en la planta asciende a 10.096 MJ/h.

La planta deberá contar también con bombas como equipos auxiliares. En este trabajo no han sido calculadas por ser un diseño preliminar, pero deberían ser contempladas en el proyecto definitivo.

5. DIAGRAMA DE FLUJO



6. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

En esta sección se presentan los balances de materia (Tabla 13 a Tabla 17) y energía (Tabla 18) de la planta, que han sido realizados teniendo en cuenta las consideraciones mencionadas en la descripción del proceso del apartado 3 y con la ayuda del programa de simulación de procesos químicos HYSYS, especialmente para el caso de las columnas de destilación, la torre de lavado y los intercambiadores de calor, así como para la obtención de las propiedades de las corrientes (densidad, etc.).

6.1. Balances de materia

Tabla 13- Balance de materia. Parte 1/5

	101	102	103	103A	104	105	106	107	107A
Fracción vapor	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,581	0,000	0,000	0,000
Temperatura (°C)	25,0	25,0	25,0	60,0	25,0	64,5	60,6	60,0	35,1
Presión (kPa)	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3
Flujo molar (kmol/h)	10,6	0,2	4,5	4,5	1,6	19,4	24,1	24,1	24,1
Flujo másico (kg/h)	338,5	18,2	3030,0	3030,0	51,6	621,3	3669,5	3669,5	3669,5
Flujo volumétrico (m ³ /h)	0,425	0,010	3,332	3,332	0,065	0,781	4,123	4,123	4,123
Densidad (kg/m ³)	791,24	1845,10	873,28	851,53	791,24	1,99	900,17	897,96	928,11
Fracción másica									
Metanol	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,9998	0,1693	0,1638	0,1638
Glicerina	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Metil-oleato	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0504	0,0504
H ₂ SO ₄	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0050	0,0050	0,0050
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0040	0,0040	0,0000	0,0002	0,0033	0,0064	0,0064
Ácido oleico	0,0000	0,0000	0,0600	0,0600	0,0000	0,0000	0,0495	0,0015	0,0015
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Trioleina	0,0000	0,0000	0,9360	0,9360	0,0000	0,0000	0,7729	0,7729	0,7729

Tabla 14- Balance de materia. Parte 2/5

	108	108A	109	110	201	202	203	204	204A
Fracción vapor	0,000	0,000	0,387	0,647	0,000	0,000	0,433	0,000	0,000
Temperatura (°C)	35,1	63,0	81,0	64,5	25,0	25,0	64,5	35,1	60,0
Presión (kPa)	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3
Flujo molar (kmol/h)	19,9	19,9	2,1	17,8	0,7	9,0	18,9	4,2	4,2
Flujo másico (kg/h)	631,1	631,1	61,3	569,7	28,4	287,0	604,0	3038,0	3038,0
Flujo volumétrico (m ³ /h)	0,774	0,774	0,058	0,716	0,016	0,361	0,759	3,349	3,349
Densidad (kg/m ³)	796,18	766,08	2,59	743,17	1478,60	791,24	2,67	894,12	877,29
Fracción másica									
Metanol	0,9340	0,9340	0,3201	0,9998	0,0000	1,0000	0,9999	0,0039	0,0039
Glicerina	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Metil-oleato	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0609	0,0609
H ₂ SO ₄	0,0288	0,0288	0,2967	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0372	0,0372	0,3832	0,0002	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000
Ácido oleico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0018	0,0018
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Trioleina	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9334	0,9334

Tabla 15- Balance de materia. Parte 3/5

	205	206	301	301A	301B	301C	301D	301E	301F
Fracción vapor	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Temperatura (°C)	60,0	60,0	264,5	198,3	131,7	114,5	87,6	86,8	60,0
Presión (kPa)	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3
Flujo molar (kmol/h)	23,8	23,8	13,9	13,9	13,9	13,9	13,9	13,9	13,9
Flujo másico (kg/h)	3670,8	3670,8	3353,7	3353,7	3353,7	3353,7	3353,7	3353,7	3353,7
Flujo volumétrico (m ³ /h)	4,123	4,104	3,705	3,705	3,705	3,705	3,705	3,705	3,705
Densidad (kg/m ³)	912,17	884,76	719,47	782,14	841,35	856,28	879,26	879,89	902,53
Fracción másica									
Metanol	0,1677	0,0864	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerina	0,0000	0,0779	0,0853	0,0853	0,0853	0,0853	0,0853	0,0853	0,0853
Metil-oleato	0,0504	0,8033	0,8792	0,8792	0,8792	0,8792	0,8792	0,8792	0,8792
H ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido oleico	0,0015	0,0015	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016
NaOH	0,0077	0,0077	0,0085	0,0085	0,0085	0,0085	0,0085	0,0085	0,0085
Trioleina	0,7727	0,0232	0,0254	0,0254	0,0254	0,0254	0,0254	0,0254	0,0254

Tabla 16- Balance de materia. Parte 4/5

	302	302A	303	303A	304	304A	305	305A	306
Fracción vapor	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	1,000	0,000
Temperatura (°C)	20,0	60,0	60,0	25,0	60,0	150,0	150,0	150,0	150,0
Presión (kPa)	101,3	101,3	101,3	1164,2	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3
Flujo molar (kmol/h)	1,8	1,8	5,5	5,5	10,1	10,1	0,1	0,1	10,0
Flujo másico (kg/h)	33,0	33,0	396,1	396,1	2990,6	2990,6	1,5	1,5	2989,1
Flujo volumétrico (m ³ /h)	0,033	0,034	0,329	0,329	3,409	3,409	0,001	0,001	3,407
Densidad (kg/m ³)	1011,10	980,42	1084,40	1084,40	845,08	449,67	0,53	0,53	777,61
Fracción másica									
Metanol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerina	0,0000	0,0000	0,7222	0,7222	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Metil-oleato	0,0000	0,0000	0,0001	0,0001	0,9859	0,9859	0,0143	0,0143	0,9864
H ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	1,0000	1,0000	0,0745	0,0745	0,0007	0,0007	0,9857	0,9857	0,0002
Ácido oleico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0018	0,0018	0,0000	0,0000	0,0018
NaOH	0,0000	0,0000	0,0753	0,0753	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Trioleina	0,0000	0,0000	0,1279	0,1279	0,0115	0,0115	0,0000	0,0000	0,0116

Tabla 17- Balance de materia. Parte 5/5

	306A	307	308	308A
Fracción vapor	0,000	0,000	0,403	0,000
Temperatura (°C)	25,0	64,5	82,4	35,0
Presión (kPa)	101,3	101,3	101,3	101,3
Flujo molar (kmol/h)	10,0	9,9	2,2	2,2
Flujo másico (kg/h)	2989,1	317,1	62,3	62,3
Flujo volumétrico (m ³ /h)	3,407	0,398	0,059	0,059
Densidad (kg/m ³)	870,54	743,20	2,46	1084,00
Fracción másica				
Metanol	0,0000	0,9998	0,3150	0,3150
Glicerina	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Metil-oleato	0,9864	0,0000	0,0002	0,0002
H ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	0,2919	0,2919
H ₂ O	0,0002	0,0001	0,3929	0,3929
Ácido oleico	0,0018	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Trioleina	0,0116	0,0000	0,0000	0,0000

6.2. Balances de energía

Tabla 18- Balance de energía.

	Q101	Q103	Q104	Q301	Q302	Q305	Q306	Q307	Q308
Energía (MJ/h)	204,0	2.510,0	2.517,0	1.048,0	2.737,0	194,7	38,1	803,5	43,7

IV. MEMORIA DE CÁLCULOS

1. CÁLCULO DE LA CAPACIDAD DE LA PLANTA

Para determinar la capacidad de la planta a diseñar, el primer paso será la cuantificación del residuo de aceite usado de fritura en todas las islas que forman la Comunidad Autónoma de Canarias (Figura 16).

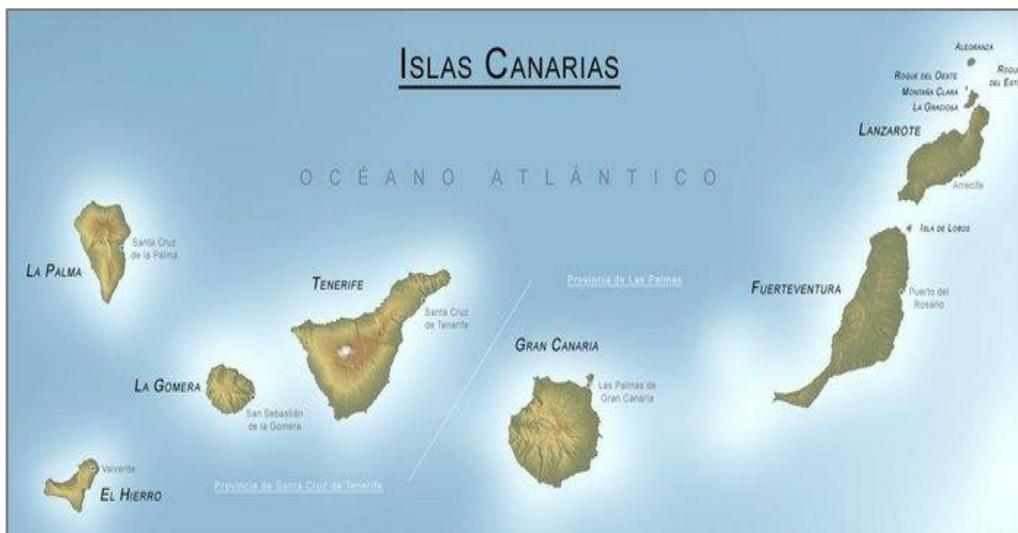


Figura 16- Islas Canarias. Fuente: [23]

Los últimos datos oficiales disponibles, publicados en el *PIRCAN (Plan Integral de Residuos de Canarias)* [24], estimaban este residuo en 3.000 toneladas en el año 2014 y 4.140 toneladas en el año 2015. Según fuentes consultadas en el *SIMAC (Sistema de Información Ambiental de Canarias)* del Servicio de Residuos del Gobierno de Canarias, la cantidad de residuo contabilizada en 2017 ascendió a 5.350 toneladas. Pero estos datos no están actualizados ni recogen todo el posible residuo debido a que no se efectúa una recogida masiva del producto a pesar de que existen varias empresas que disponen de la correspondiente certificación para esta recogida. Por esta razón, se ha realizado una estimación de la cantidad de residuo de aceites vegetales que podrían ser recogidos en las islas.

Para la realización de dicha estimación se seguirá la metodología empleada por *Brito et al.* [25], que toma como punto de partida la cantidad total de aceites vegetales de distintas procedencias importados a las Islas Canarias. En la Tabla 19 se presentan datos de las importaciones de aceites vegetales entre los años 2006 y 2018 desglosadas por tipo de aceite proporcionados por el ISTAC (Instituto Canario de Estadística) [26].

Como se puede observar en dicha tabla, los aceites con mayor consumo son el aceite de girasol y el aceite de oliva, cuya suma asciende a más del 80% del total en prácticamente todos los años en el mencionado rango de años. Esto puede dar una idea

acerca de las características del residuo empleado como materia prima en la planta a diseñar.

Tabla 19- Importaciones de aceites vegetales a Canarias entre los años 2006-2008, por tipo. Fuente: [26]

Descripción	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Aceite de soja y sus fracciones, incluso refinado, pero sin modificar químicamente	10.472 23,2%	8.257 18,8%	11.689 26,3%	6.081 14,9%	5.154 12,6%	3.308 8,3%	2.294 6,2%	2.632 6,7%	1.522 3,9%	1.593 4,3%	1.636 4,3%	1.930 4,7%	1.946 4,4%
Aceite de cacahuete y sus fracciones, incluso refinado, pero sin modificar químicamente	0,0 0,0%	0,1 0,0%	0,9 0,0%	0,1 0,0%	19,5 0,0%	0,2 0,0%	0,0 0,0%	0,3 0,0%	0,1 0,0%	0,7 0,0%	0,4 0,0%	0,9 0,0%	2,7 0,0%
Aceite de oliva y sus fracciones, incluso refinado, pero sin modificar químicamente	17.764 39,3%	18.938 43,2%	17.409 39,2%	16.474 40,4%	19.241 47,2%	19.067 47,7%	17.816 48,0%	18.066 45,7%	17.648 45,5%	16.596 45,0%	17.175 44,7%	15.361 37,4%	16.177 36,9%
Los demás aceites y sus fracciones obtenidos exclusivamente de la aceituna, incluso refinado	491 1,1%	421 1,0%	366 0,8%	394 1,0%	543 1,3%	442 1,1%	506 1,4%	635 1,6%	611 1,6%	644 1,7%	783 2,0%	888 2,2%	639 1,5%
Aceite de palma y sus fracciones, incluso refinado, pero sin modificar químicamente	2.391 5,3%	2.060 4,7%	2.097 4,7%	2.052 5,0%	1.812 4,4%	2.236 5,6%	1.911 5,2%	1.879 4,8%	2.096 5,4%	2.258 6,1%	2.663 6,9%	2.249 5,5%	1.814 4,1%
Aceite de girasol, cártamo o algodón y sus fracciones, incluso refinados, pero sin modificar químicamente	13.425 29,7%	14.196 32,4%	12.860 28,9%	15.761 38,7%	13.897 34,1%	14.238 35,6%	13.934 37,6%	15.486 39,1%	16.260 41,9%	15.260 41,4%	15.692 40,9%	20.174 49,1%	22.737 51,9%
Aceite de coco, de almendra de palma o de babasú y sus fracciones, incluso refinados, pero sin modificar químicamente	2 0,0%	1 0,0%	5 0,0%	9 0,0%	4 0,0%	2 0,0%	2 0,0%	246 0,6%	117 0,3%	6 0,0%	4 0,0%	30 0,1%	67 0,2%
Aceite de nabo, colza o mostaza y sus fracciones, incluso refinados, pero sin modificar químicamente	651 1,4%	0,5 0,0%	10,3 0,0%	1,3 0,0%	131 0,3%	689 1,7%	619 1,7%	616 1,6%	538 1,4%	513 1,4%	433 1,1%	453 1,1%	423 1,0%
TOTAL	45.195	43.875	44.436	40.773	40.801	39.983	37.081	39.562	38.791	36.870	38.387	41.086	43.806

Según datos bibliográficos [25], el proceso de fritura del aceite consume aproximadamente un 25% del producto, convirtiéndose el 75% restante en residuo. Suponiendo que todo el aceite importado se consume, puede hacerse una estimación del residuo de aceite vegetal, la cual se presenta en la Tabla 20.

Tabla 20- Aceite importado y residuo de aceite generado en Canarias entre 2006 y 2018.

Año	Aceite importado (toneladas/año)	Aceite residuo (toneladas/año)
2006	45.195	33.897
2007	43.875	32.906
2008	44.436	33.327
2009	40.773	30.580
2010	40.801	30.601
2011	39.983	29.987
2012	37.081	27.811
2013	39.562	29.671
2014	38.791	29.093
2015	36.870	27.652
2016	38.387	28.790
2017	41.086	30.814
2018	43.806	32.855

Debido a que la cantidad de aceite importado, y por tanto el residuo generado, no siguen una tendencia clara que pueda ajustarse a una función que permita hacer una proyección de la cantidad de residuo generado en años venideros, se ha decidido calcular un promedio de los datos entre los años 2006 y 2018. Como se puede ver en la gráfica de la Figura 17, el promedio anual calculado es de 30.614 toneladas de residuo de aceite y el error que se comete al tomar dicha cantidad, representado por las líneas verticales en la gráfica, es inferior al 10%.

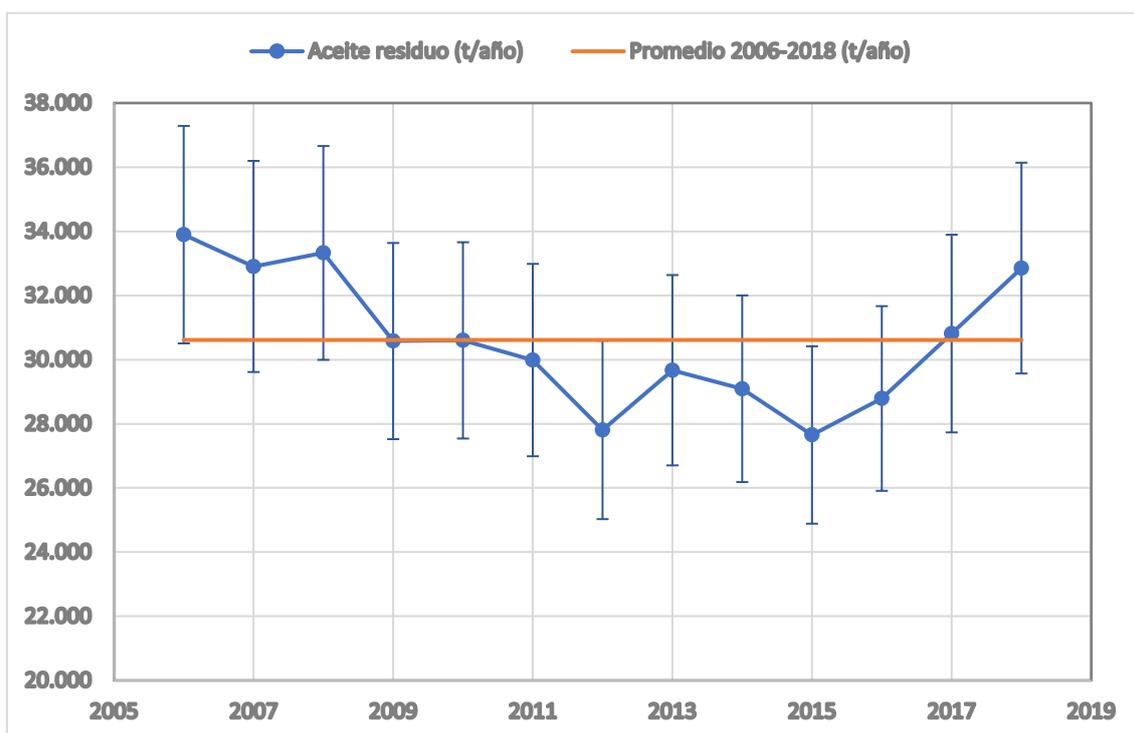


Figura 17- Toneladas de aceite generado como residuo en Canarias entre 2006 y 2018.

Una vez conocido el residuo total de aceite generado anualmente, se optará por una opción conservadora y se considerará que sólo podrá recogerse un 80% del residuo total, que ascendería a 24.291 toneladas anuales. Por esta razón, la capacidad de la planta se cuantifica en **24.000 toneladas anuales**.

Los datos de aceites vegetales importados proporcionados por el ISTAC no aparecen desglosados por islas, por lo que se ha procedido a hacer una estimación atendiendo a la población relativa de cada una de las islas. Partiendo de los datos de distribución de la población en el año 2018, que se presentan en la Tabla 21, donde se tiene en cuenta la población residente y la población turística, se puede calcular el porcentaje de población total con la que cuenta cada isla.

Tabla 21- Distribución de la población en Canarias en el año 2018, por islas. Fuente: [26]

	Población turística (habitantes)	Población residente (habitantes)	Población total	
CANARIAS	292.849	2.127.685	2.420.534	100%
Tenerife	98.561	904.713	1.003.274	41,4%
Gran Canaria	84.576	846.717	931.293	38,5%
Lanzarote	55.011	149.183	204.194	8,4%
Fuerteventura	46.510	113.275	159.785	6,6%
La Palma	5.017	81.863	86.880	3,6%
La Gomera	2.948	21.136	24.084	1,0%
El Hierro	226	10.798	11.024	0,5%

Suponiendo que la relación entre el aceite que se consume en Canarias y en cada una de las islas es proporcional a la población de cada una de ellas, se obtiene el consumo de aceite para cada isla y la generación de residuos que se origina en cada una de ellas, tal y como se muestra en la Tabla 22.

Tabla 22- Estimación de la distribución de aceite importado y aceite generado como residuo en Canarias en el año 2018, por islas.

	Aceite importado (t)	Aceite residuo (t)
CANARIAS	43.806	32.855
Tenerife	18.157	13.618
Gran Canaria	16.854	12.641
Lanzarote	3.695	2.772
Fuerteventura	2.892	2.169
La Palma	1.572	1.179
La Gomera	436	327
El Hierro	200	150

Una vez conocida la cantidad de residuo generado en cada una de las islas, habrá que decidir la ubicación de la planta en función de los valores obtenidos. Como cabría esperar, la mayor cantidad de residuo se generaría en las islas capitalinas, las de mayor población, con 13.618 toneladas de residuo en Tenerife y 12.618 toneladas en la isla de Gran Canaria, por lo que la ubicación de la planta se decidirá entre estas dos islas.

El recuento por provincias asciende a 15.274 toneladas en la provincia de Santa Cruz de Tenerife y 17.581 toneladas en la provincia de Las Palmas de Gran Canaria. Además, es necesario señalar que la cantidad de residuo generado en dos de las cuatro islas de la provincia de Santa Cruz de Tenerife es muy baja (327 toneladas anuales en La

Gomera y 150 toneladas anuales en El Hierro), por lo que podría no proceder transportarlo hasta la planta.

Por esta razón y, aunque los resultados son bastantes similares, se ha decidido optar por la ubicación de la planta de producción de biodiesel a partir de residuos de aceite vegetal en la isla de Gran Canaria.

2. DIMENSIONADO DE EQUIPOS

En este apartado se presentan y explican los cálculos efectuados para el dimensionado de los principales equipos de la planta (tanques de almacenamiento, reactores, separadores, columnas de destilación y columnas de lavado). El dimensionado de los intercambiadores y las bombas del proceso queda fuera de los objetivos de este proyecto.

2.1. Tanques de almacenamiento

La planta contará con varios tanques de almacenamiento que se usarán como depósitos para contener una reserva suficiente de reactivos, así como para el almacenamiento de productos, subproductos y desechos, para su posterior uso, comercialización o tratamiento.

Debido a que las sustancias almacenadas en todos ellos se encuentran a presión atmosférica, su diseño deberá ajustarse al código API 650 (*American Petroleum Institute*). Dentro del alcance de este código están incluidos aquellos tanques en los cuales se almacenan fluidos líquidos diseñados para soportar una presión de operación atmosférica, menor a 18 kPa, o presiones internas que no excedan el peso del techo, con temperaturas no mayores a 93°C.

En todos los casos se emplearán tanques cilíndricos verticales de techo flotante, que permiten almacenar grandes cantidades volumétricas con un coste bajo. El procedimiento de dimensionado será el mismo para todos ellos.

El primer paso será determinar las necesidades de almacenamiento en cada uno de los tanques. Para ello, se especificará el tiempo de stock que debe tener cada uno de los tanques, teniendo en cuenta las horas de operación de la planta (7.929 horas anuales) y considerando que el aceite usado se comprará 4 veces al año, el metanol se comprará 2 veces y el ácido sulfúrico y la sosa se comprarán una vez. Además, el biodiesel se recogerá 4 veces, la glicerina dos veces y el tanque de residuos se vaciará una vez al año.

Una vez fijado el tiempo de almacenamiento (t_{stock}), se calculará el volumen del cuerpo cilíndrico (V_T) del tanque a partir de este, el caudal másico del fluido (Q_m) y su densidad (ρ), considerando un factor de seguridad del 20%.

$$V_T = 1,2 \frac{Q_m \cdot t_{stock}}{\rho} \quad (8)$$

En el caso del aceite usado y el biodiesel, el volumen total se repartirá entre dos tanques, lo cual permitirá contar con tanques de tamaño más reducido, y además disponer de mayor flexibilidad a la hora de realizar tareas de limpieza y mantenimiento.

Conociendo el volumen de cada tanque (V) y fijando una relación entre la altura y el diámetro $L/D = 1,5$, se podrá calcular el diámetro interno del tanque (D).

$$D = \left(\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (9)$$

Todos los tanques tendrán un espesor mínimo de 5 mm.

Para el cálculo del peso de los tanques, se distinguirá entre dos casos en función del volumen del tanque [27]. Para volúmenes inferiores a 1.500 m³ se usará la expresión:

$$W = 2,53 \cdot L + 0,14 \cdot D^2 - 0,28 \cdot D - 7,9 \quad (10)$$

Y para volúmenes de tanques superiores a 1.500 m³ con:

$$W = 2,74 \cdot L + 0,26 \cdot D^2 - 0,84 \cdot D - 14,12 \quad (11)$$

Donde W es el peso estimado del tanque (kg), D es el diámetro del tanque (m) y L es la altura del tanque (m).

El material seleccionado para todos los tanques de la planta será el acero al carbono excepto, para en tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico (TK-102) y el tanque de almacenamiento de residuos (TK-303), en los que se optará por el acero inoxidable para evitar posibles problemas de corrosión con el ácido.

En la Tabla 23 se muestran las dimensiones calculadas para cada uno de los tanques.

Tabla 23- Cálculo de las dimensiones de los tanques

	TK-101	TK-102	TK-103	TK-201	TK-301	TK-302	TK-303
Reactivo	Metanol	Sulfúrico	Aceite	Sosa	Biodiesel	Glicerina	Residuos
Material	Acero al carbono	Acero inoxidable	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero inoxidable
Llenados/Vaciados anuales	2	1	4	1	4	2	1
t_{stock} (h)	3960	7920	1980	7920	1980	3960	7920
Q_m (kg/h)	338,5	18,2	3.030,0	28,4	2.989,1	396,1	62,3
ρ (kg/m ³)	791,2	1.845,1	873,3	1.478,6	870,5	1.084,4	1.084,0
Factor seguridad	20,00%	20,00%	20,00%	20,00%	20,00%	20,00%	20,00%
V_T (m ³)	2.021,5	93,4	7.916,8	151,2	8.095,0	1.562,9	560,7
Nº tanques	1	1	2	1	2	1	1
V (m ³)	2.021,5	93,4	3.958,4	151,2	4.047,5	1.562,9	560,7
L/D	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
Espesor (m)	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005
D (m)	12,0	4,3	15,0	5,0	15,1	11,0	7,8
L (m)	18,0	6,4	22,5	7,6	22,6	16,5	11,7
W (kg)	62,3	12,4	93,2	16,4	94,4	53,2	32,8

2.2. Reactores R-101 y R-201

Para el dimensionado de los reactores de esterificación (R-101) y transesterificación (R-201) se seguirá el mismo procedimiento que el llevado a cabo para los tanques de almacenamiento al tratarse también de reactores cilíndricos y operar a presión atmosférica.

Sin embargo, en este caso no será necesario mantener un stock, sino que el volumen de total del tanque cilíndrico se calculará en base al tiempo de reacción ($t_{reacción}$) de cada uno de ellos. Se considerará de igual modo un factor de seguridad del 20%.

$$V_T = 1,2 \frac{Q_m \cdot t_{reacción}}{\rho} \quad (12)$$

En ambos casos, se fijará una relación entre la altura y el diámetro $L/D = 2$ para calcular el diámetro interno del tanque (D), teniendo en cuenta su volumen (V).

$$D = \left(\frac{2 \cdot V}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (13)$$

Debido a la presencia de ácido sulfúrico en el reactor de esterificación R-101, este se construirá de acero inoxidable, al igual que el resto de los equipos de la sección de pretratamiento. Para el reactor de transesterificación (R-201) se optará por acero al carbono.

El cálculo del resto de parámetros seguirá los mismos patrones que en el caso de los tanques de almacenamiento.

La Tabla 24 muestra las dimensiones calculadas para cada uno de los reactores.

Tabla 24- Cálculo de las dimensiones de los reactores

	R-101	R-201
Reacción	Esterificación	Transesterificación
Material	Acero inoxidable	Acero al carbono
$t_{\text{reacción}}$ (h)	1,5	1
Q_m (kg/h)	3.669,5	3.670,8
ρ (kg/m ³)	900,2	912,2
Factor seguridad	20%	20%
V_T (m ³)	7,4	4,9
Nº reactores	1	1
V (m ³)	7,4	4,9
L/D	2,0	2,0
Espesor (m)	0,005	0,005
D (m)	1,7	1,5
L (m)	3,4	2,9
W (kg)	1,9	0,6

2.3. Separador S-101

Los separadores líquido-líquido son recipientes que se emplean para separar por gravedad dos líquidos inmiscibles de densidades diferentes, esencialmente libres de vapor.

En el separador líquido-líquido S-101, la corriente que sale del reactor de esterificación R-101 se separará en dos fases: una fase pesada, formada por una corriente oleosa de aceite y la fracción de biodiesel (metil-oleato) formada en el reactor; y una fase ligera, de menor densidad, formada por el metanol, el agua y el ácido sulfúrico. La fase pesada se retirará por la parte inferior del decantador y la fase ligera abandonará el separador por la parte superior.

Para lograr una buena separación en un asentador, el tiempo de retención para una fase líquida debe ser mayor que el tiempo requerido para romper la emulsión de ambas fases. Por esta razón, el separador escogido será horizontal, ya que este tipo de recipientes proporcionan una relación de retención / tiempo de asentamiento mayor que los recipientes verticales.

En la separación por asentamiento de dos fases líquidas de densidad marcadamente diferentes, las gotas de la fase pesada tienen tendencia a caer y separarse de la fase ligera bajo la influencia de la gravedad. Para los tamaños de partículas que se encuentran comúnmente en operaciones industriales de separación líquido – líquido, la ecuación de la ley de Stokes proporciona la velocidad de asentamiento libre para las gotas de un líquido que abandonan otra fase líquida continua:

$$v_a = \frac{d_p^2 \times (\rho_H - \rho_L) \times g}{18 \mu} \quad (14)$$

Siendo v_a la velocidad de asentamiento (m/s), que no deberá exceder a 0,0042 m/s [28]; ρ_H la densidad de la fase líquida pesada (kg/m³); ρ_L la densidad de la fase líquida ligera (kg/m³); μ la viscosidad dinámica (kg/ms); g la gravedad (9,81 m/s²); y d_p el diámetro de partícula. Debido a que el tamaño particular es una dimensión que no se encuentra fácilmente, se ha tomado un valor de 150 μ m, estableciendo esté como el diámetro mínimo a separar.

El diseño deberá cumplir con el requisito de que, para cada fase líquida continua, el tiempo de residencia sea mayor que el tiempo de asentamiento que necesitan las gotas del líquido disperso para separarse. El criterio que se seguirá es que el tiempo de residencia sea el doble que el tiempo de asentamiento.

$$T_{rL} > t_{aL} \quad T_{rL} = 2 \cdot t_{aL} \quad (15)$$

$$T_{rH} > t_{aH} \quad T_{rH} = 2 \cdot t_{aH} \quad (16)$$

Con:

$$t_{aL} = \frac{h_L}{v_{aL}} \quad (17)$$

$$t_{aH} = \frac{h_H}{v_{aH}} \quad (18)$$

Donde T_{rL} es el tiempo de residencia de la fase ligera (min); T_{rH} el tiempo de residencia de la fase pesada (min); t_{aL} el tiempo de asentamiento de la fase ligera (min); t_{aH} el tiempo de asentamiento de la fase pesada (min); h_L la altura de la fase ligera (cm); h_H la altura de la fase pesada (cm); v_{aL} la velocidad de asentamiento de la fase ligera (cm/min); y v_{aH} la velocidad de asentamiento de la fase pesada (cm/min).

La altura mínima de asentamiento para cada una de las fases se establecerá en 1 ft (30,48 cm) [28].

Una vez calculados los tiempos de residencia de cada una de las fases, se calculará el volumen real del recipiente (V) como el sumatorio del flujo volumétrico (Q_v) de cada una de las fases por el tiempo de residencia correspondiente.

$$V = \sum Q_v \cdot T_r \quad (19)$$

El diámetro aproximado del separador se obtendrá de la gráfica de la Figura 18, a partir del volumen calculado (en ft^3) y el factor F .

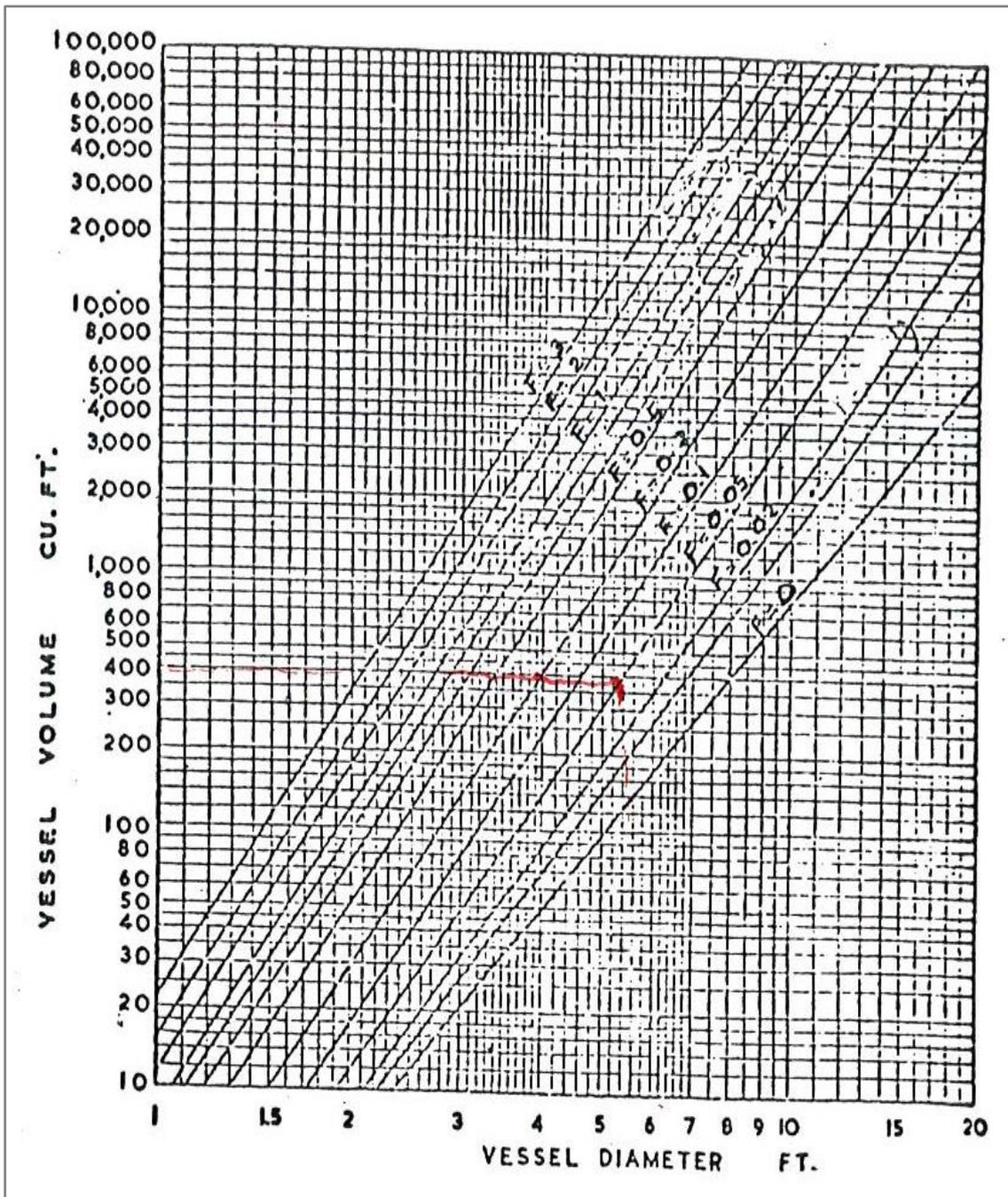


Figura 18- Estimación del volumen del separador L-L a partir del diámetro (ft) y el F (in⁻¹).
Fuente: [28]

F (in⁻¹) se calculará a partir de la presión de diseño $P_{diseño}$ (psi), la eficiencia por soldadura E , el esfuerzo máximo permisible S (psi) y la corrosión permisible C (in).

$$F = \frac{P_{diseño}}{E \cdot S \cdot C} \quad (20)$$

A partir del diámetro obtenido de la gráfica (D), se estimará un diámetro de diseño óptimo ($D_{\text{diseño}}$) eligiendo un valor cercado al valor calculado y a partir de este se calculará el área del recipiente (A) y con ella su longitud (L).

$$A = \frac{\pi \cdot D_{\text{diseño}}^2}{4} \quad (21)$$

$$L = \frac{V}{A} \quad (22)$$

A partir de la longitud calculada se elegirá también una longitud óptima cercana al valor calculado ($L_{\text{diseño}}$).

Como último paso, será necesario chequear el diseño realizado, comprobando que la relación $L_{\text{diseño}}/D_{\text{diseño}}$ es la apropiada (se considerará apropiada cuando su valor esté comprendido entre 1,5 y 3) y que los tiempos de residencia recalculados ($T_{r,\text{diseño}}$) varían menos del 5% con respecto a los tiempos de residencia calculados inicialmente. Si no se cumpliera alguna de las condiciones, se variarán los valores seleccionados de $D_{\text{diseño}}$ y $L_{\text{diseño}}$.

Ese equipo será de acero inoxidable, ya que pertenece a la sección de pretratamiento y está en contacto con ácido sulfúrico.

En la Tabla 25 se muestran los cálculos realizados para el dimensionado del separador:

Tabla 25- Cálculos para el dimensionado del separador L-L

	FASE LIGERA (L)	FASE PESADA (H)
d_p (m)	0,00015	
ρ (kg/m ³)	801,4	892,77
μ (cP)	0,620	1,99
μ (kg/m·s)	0,000620	0,00199
v_a (m/s)	0,001807	0,000562
v_a (cm/min)	10,841	3,370
h (ft)	1,0	1,0
h (cm)	30,38	30,38
t_a (min)	2,80	9,02
T_r (min)	5,60	18,03
Q_v (m ³ /h)	0,7741	3,349
V (m ³)	1,1	
V (ft ³)	38,09	
$P_{\text{diseño}}$ (KPa)	101,30	
$P_{\text{diseño}}$ (psi)	14,22	
Material	Acero inoxidable	
E	0,80	
S (kg/cm ²)	724,4	
S (psi)	10301,0	
C (in)	0,125	
F (in ⁻¹)	0,014	
D (ft)	3,10	
$D_{\text{diseño}}$ (ft)	2,90	
$D_{\text{diseño}}$ (m)	0,88	
A (m ²)	0,61	
L (m)	1,76	
L (ft)	5,77	
$L_{\text{diseño}}$ (ft)	6,00	
$L_{\text{diseño}}$ (m)	1,83	
Comprobación del diseño		
$L_{\text{diseño}}/D_{\text{diseño}}$	2,07	
$V_{\text{diseño}}$ (m ³)	1,12	
T_{rL}/T_{rH}	0,31	
$T_{r,\text{diseño}}$ (min)	5,83	18,76
ΔT_r	3,9%	3,9%

2.4. Columnas de destilación T-101 y T-301

La función de las columnas de destilación es principalmente la de separar diferentes compuestos a partir de sus distintas volatilidades. La planta de biodiesel diseñada opera con dos columnas de destilación (T-101 y T-301), cuyo objetivo es la recuperación del metanol para posteriormente recircularlo al proceso.

El diseño de ambas columnas se ha realizado usando el programa de simulación de procesos químicos Hysys, donde se han llevado a cabo los cálculos teóricos de la columna y su dimensionamiento. En los dos casos se han seguido las siguientes etapas:

- Selección del modelo termodinámico y definición de componentes.
- Definición de la corriente de entrada
- Selección de las condiciones de operación
- Cálculo aproximado de la columna con el método Short-Cut
- Diseño riguroso de la columna
- Dimensionado de la columna

Lo primero que habrá que seleccionar al abrir el simulador es el modelo termodinámico con el que se trabajará. Debido a la presencia de compuestos altamente polares como el metanol y la glicerina, se usará el paquete NRTL-Ideal (*non-random two liquid*) para predecir los coeficientes de actividad. Los parámetros de interacción entre algunos de los coeficientes no están disponibles con este paquete, como es el caso del metanol/metil-oleato, la glicerina/metil-oleato y el ácido sulfúrico con cualquier otro componente. En esos casos se empleará el módulo UNIQUAC (*universal quasi-chemical*) líquido-líquido para estimarlos.

En la Figura 19 se muestra una captura de pantalla del programa con la selección del modelo termodinámico.

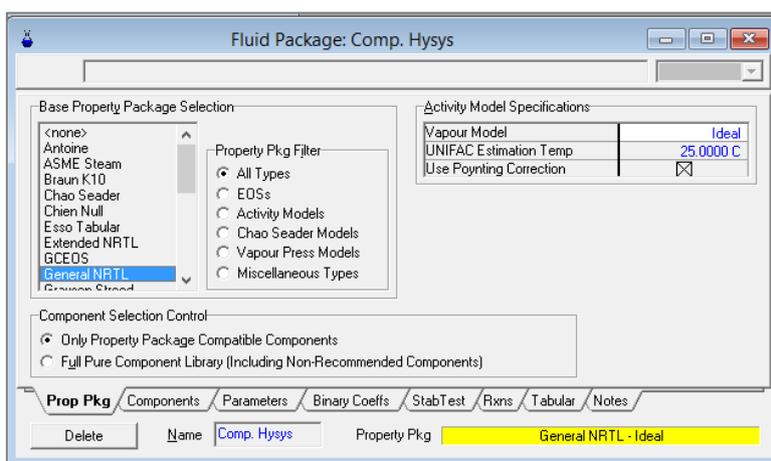


Figura 19- Selección del paquete termodinámico en Hysys.

Una vez definido el modelo termodinámico, se definirán los compuestos químicos. La mayoría de los elementos, como el metanol, la glicerina, el ácido sulfúrico, el hidróxido sódico, el metil-oleato y el agua, están disponibles en la librería de Hysys como componentes puros, por lo que pueden introducirse directamente. El único compuesto no disponible es la trioleína, que habrá que definir como compuesto hipotético especificando alguna de sus propiedades, tal y como se muestra en la Figura 20.

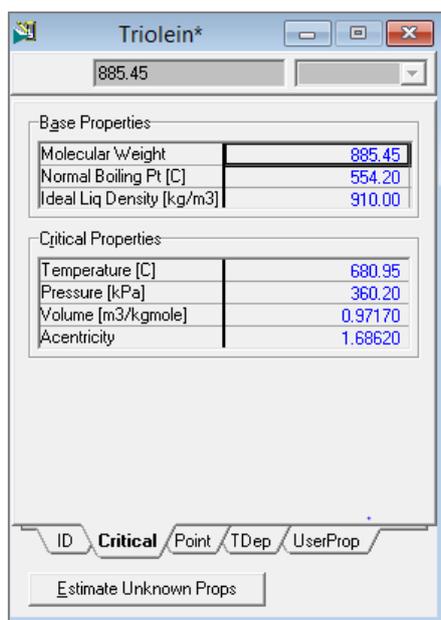


Figura 20- Propiedades de la trioleína para su definición como componente hipotético.

Cálculo aproximado de la columna con el método Short-Cut

Antes de llevar a cabo la simulación de la columna de destilación, deberá conocerse ciertos parámetros de la misma. Para ello se utiliza la operación *Short Cut Distillation* como herramienta auxiliar (Figura 22).

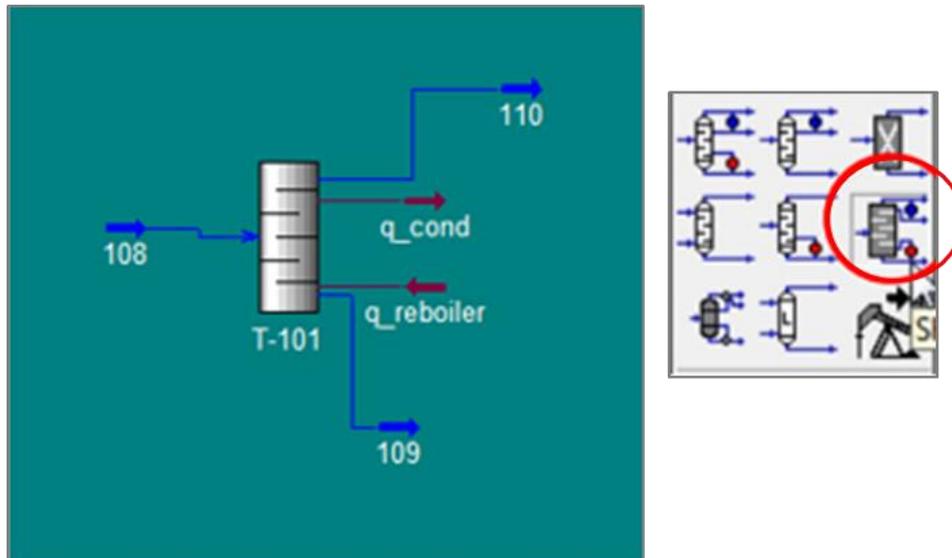


Figura 22- Operación *Short-Cut Distillation* T-101 en Hysys.

La operación *Short-Cut* desarrolla cálculos no rigurosos para torres simples con el método Fenske-Underwood. Con el método de Fenske se calcula el número mínimo de platos y con el de Underwood se calcula la relación de reflujo mínima, permitiendo obtener los valores iniciales para el cálculo de la torre de destilación por métodos rigurosos. Con esta columna pueden estimarse además los flujos de las corrientes de destilado y colas, las temperaturas en el condensador y en el hervidor, el plato de alimentación óptimo y el número de platos ideal.

El primer paso consistirá en establecer las conexiones de corrientes de materia y energía necesarias (Figura 23).

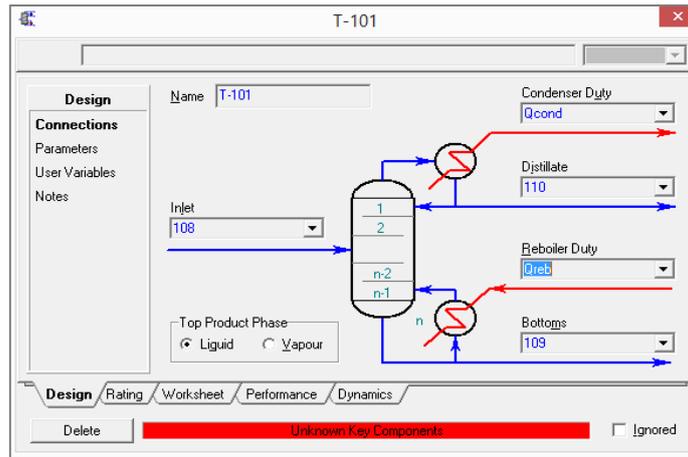


Figura 23- Conexión de corrientes en la columna *Short-Cut* T-101.

Dentro de la sección *Parameters* de la columna se definen las composiciones de los componentes claves ligero y pesado en las corrientes de cola y destilado, respectivamente, especificando los límites correspondientes a cada uno; las presiones en el condensador y en el hervidor; y la relación de reflujo. Todos ellos se corresponderán con los parámetros de operación seleccionados en el apartado anterior, tal y como se muestra en la Figura 24.

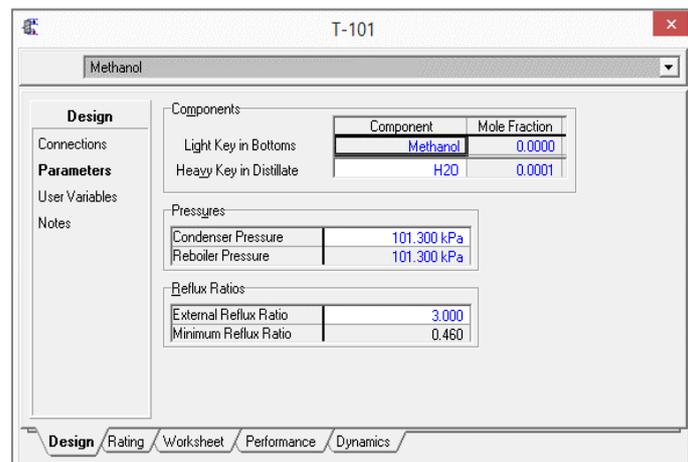


Figura 24- Definición de parámetros de operación en la columna *Short-Cut* T-101.

En la pestaña *Performance* aparecen todos los parámetros calculados por Hysys una vez que la columna ha convergido (Figura 25). Estos parámetros se utilizarán para definir la torre de destilación que formará parte del diagrama de flujo y poder realizar así un diseño más detallado.

Trays	
Minimum Number of Trays	16.763
Actual Number of Trays	20.491
Optimal Feed Stage	2.898

Temperatures	
Condenser [C]	64.48
Reboiler [C]	99.99

Flows	
Rectify Vapour [kgmole/h]	73.580
Rectify Liquid [kgmole/h]	55.185
Stripping Vapour [kgmole/h]	73.580
Stripping Liquid [kgmole/h]	75.890
Condenser Duty [kJ/h]	-2596756.658
Reboiler Duty [kJ/h]	2606481.773

Figura 25- Parámetros calculados por Hysys en la columna *Short-Cut* T-101.

Diseño riguroso de la columna

Con los datos del diseño básico extraídos de la herramienta *Short-Cut* se procederá a la simulación de la columna de destilación T-101 mediante la operación *Distillation Column* (Figura 26).

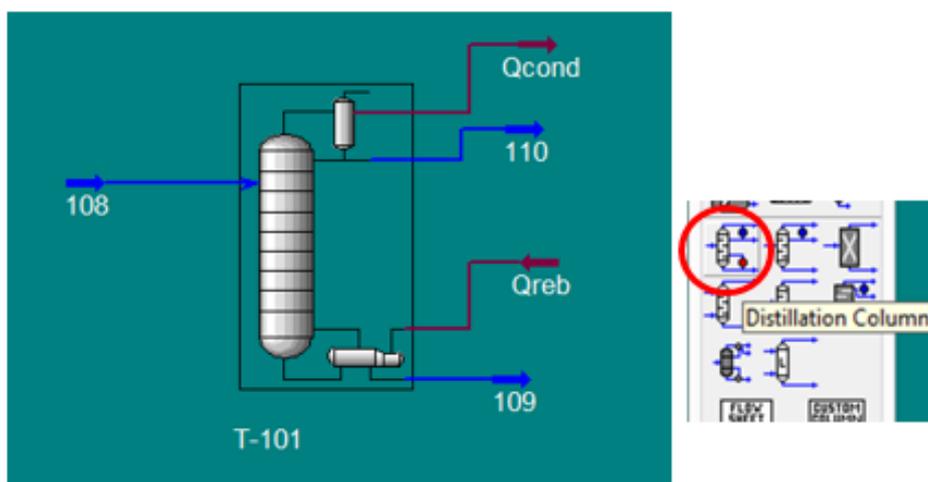


Figura 26- *Distillation Column* T-101

El primer paso consistirá en especificar las corrientes de materia y energía que van a formar parte de la columna (la corriente de entrada a la columna, como el caso anterior, ha de ser previamente definida), el número de platos que ha de constituir la torre (21 platos), la ubicación del plato de alimentación (plato 4) y las características del condensador, que para este caso se utilizará un condensador total (Figura 27).

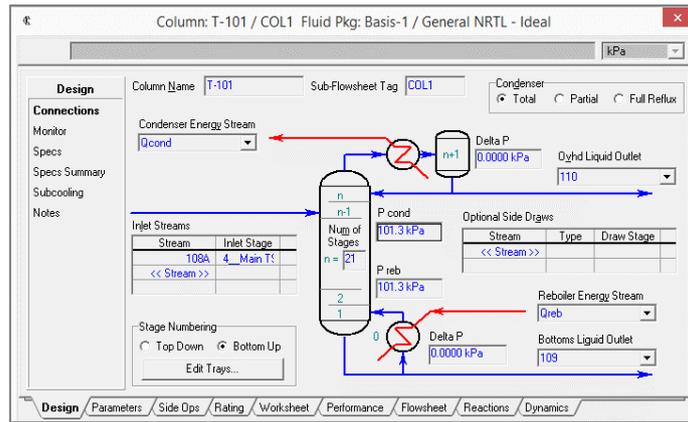


Figura 27- Simulación de la columna de destilación T-101. Paso 1. Conexiones.

En el segundo paso se especifican las presiones de trabajo del condensador y hervidor, que en ambos casos será presión atmosférica (Figura 28).

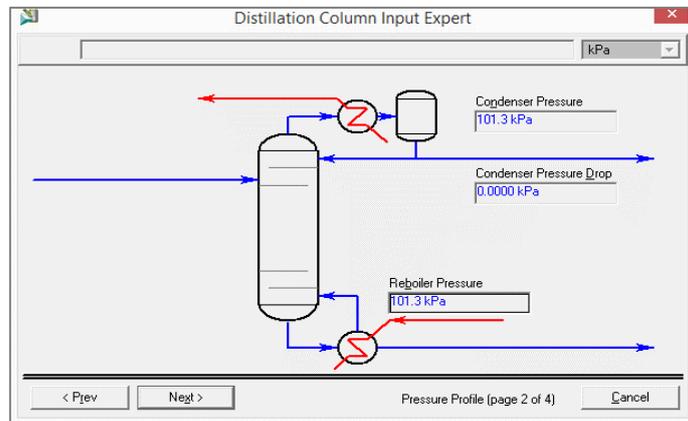


Figura 28- Simulación de la columna de destilación T-101. Paso 2. Presiones

El siguiente paso es opcional y en él se pueden especificar las temperaturas de salida del condensador y del hervidor (Figura 29).

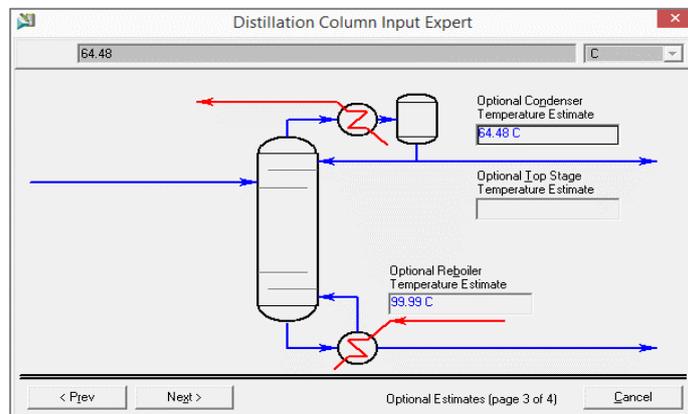


Figura 29- Simulación de la columna de destilación T-101. Paso 3. Temperaturas.

En el último paso se ha de ingresar la relación de reflujo y el flujo de destilado (Figura 30).

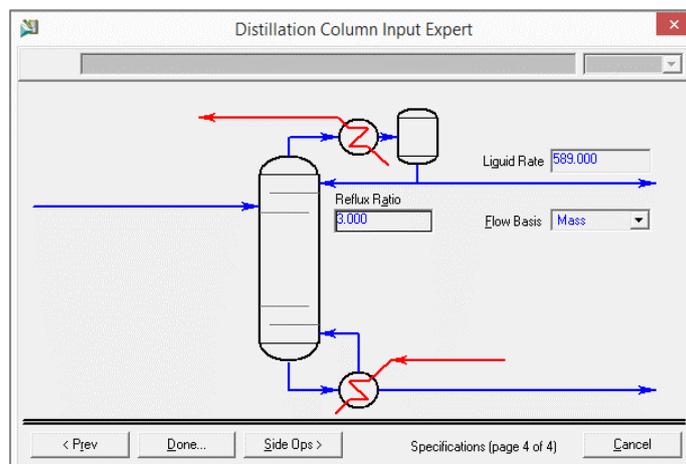


Figura 30- Simulación de la columna de destilación T-101. Paso 4. Especificaciones

Realizados estos pasos, se pulsará el botón *Run* para que la columna converja. En el caso de que esto no ocurriese habría que modificar alguno de los parámetros introducidos. En las Figura 31 y Figura 32 se muestran las condiciones y composiciones obtenidas para las corrientes de destilado y colas de columna.

Worksheet	Stream Name	110
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.00000
Properties	Temperature [C]	64.477
Composition	Pressure [kPa]	101.30
Notes	Molar Flow [kgmole/h]	17.780
K Value	Mass Flow [kg/h]	569.71
	Liquid Volume Flow [m3/h]	0.7160
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole-C]	-2.348e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	75.737
	Heat Flow [kJ/h]	-4.1746e+06
	Std Liq Vol Flow [m3/h]	0.7154

Worksheet	Mass Fractions
Conditions	H2O 0.000002
Properties	Methanol 0.999998
Composition	H2SO4 0.000000
Notes	
K Value	
	Total 1.00000

Figura 31- Corriente de destilado (corriente 110) de la columna T-101.

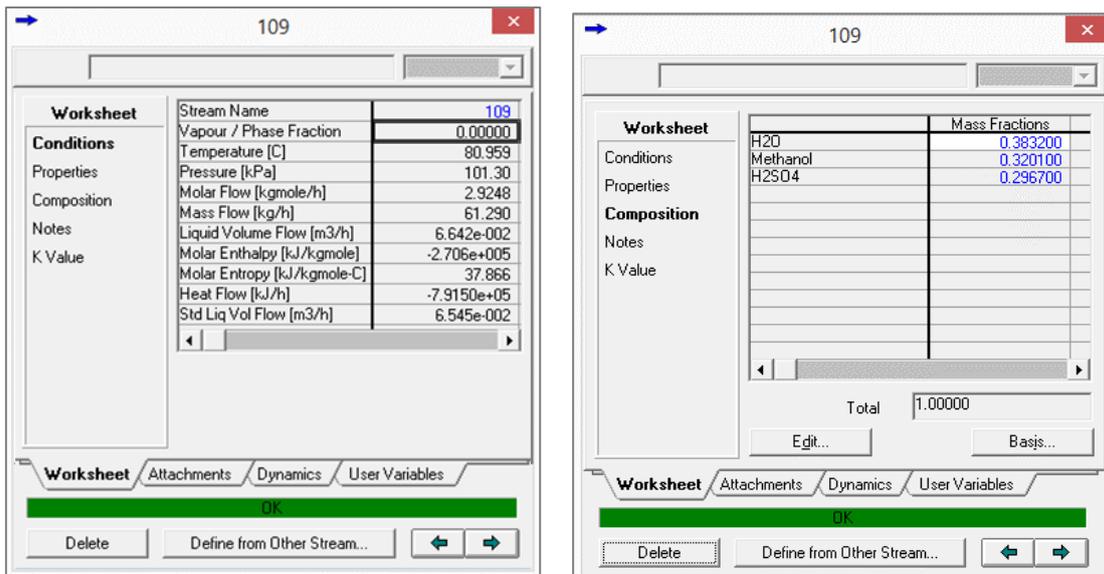


Figura 32- Corriente de colas (corriente 109) de la columna T-101.

Dimensionado de la columna

El dimensionado interno de la columna de destilación T-101 se realizará con la herramienta *Tray Sizing* de Hysys.

Aquí será necesario seleccionar el tipo de plato entre las opciones disponibles: platos con campanas de burbujeo (*Bubble Cap*), platos con válvulas (*Valve*), platos perforados (*Sieve*) y relleno (*Packet*).

En este caso, se ha seleccionado una columna de platos perforados. La Figura 33 muestra los resultados obtenidos.

Tray Results			
Section	Section 1	Side DC Top Width [mm]	82.55
Internals	Sieve	Side DC Btm Width [mm]	82.55
Section Diameter [m]	0.7620	Side DC Top Length [m]	0.4737
Max Flooding [%]	42.97	Side DC Btm Length [m]	0.4737
X-Sectional Area [m2]	0.4560	Side DC Top Area [m2]	2.669e-002
Section Height [m]	12.80	Side DC Btm Area [m2]	2.669e-002
Section DeltaP [kPa]	6.781	Side Weir Length [m]	0.4737
Number of Flow Paths	1	Hole Area [m2]	5.136e-002
Flow Length [mm]	596.9	Estimated # of Holes/Valves	2883
Flow Width [mm]	674.6	Relief Area [m2]	0.0000
Max DC Backup [%]	17.35		
Max Weir Load [m3/h-m]	6.401		
Max DP/Tray [kPa]	0.348		
Tray Spacing [mm]	609.6		
Total Weir Length [mm]	473.7		
Weir Height [mm]	50.80		
Active Area [m2]	0.4027		
DC Clearance [mm]	38.10		
DC Area [m2]	2.669e-002		

Figura 33- Dimensionado de la columna de destilación T-101 con la herramienta *Tray Sizing*.

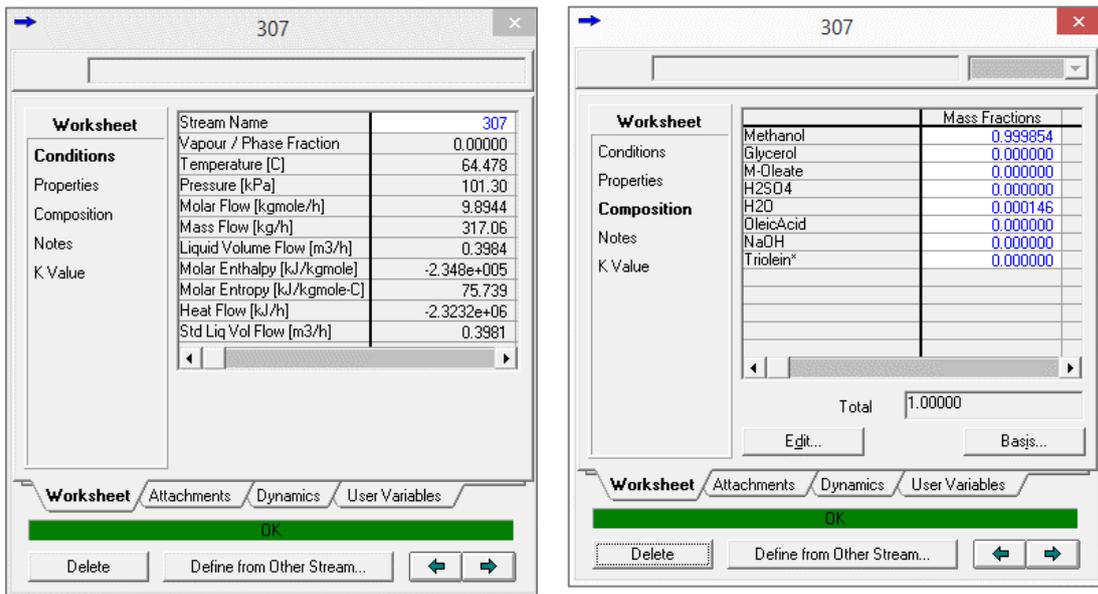


Figura 35- Corriente de destilado (corriente 307) de la columna T-301.

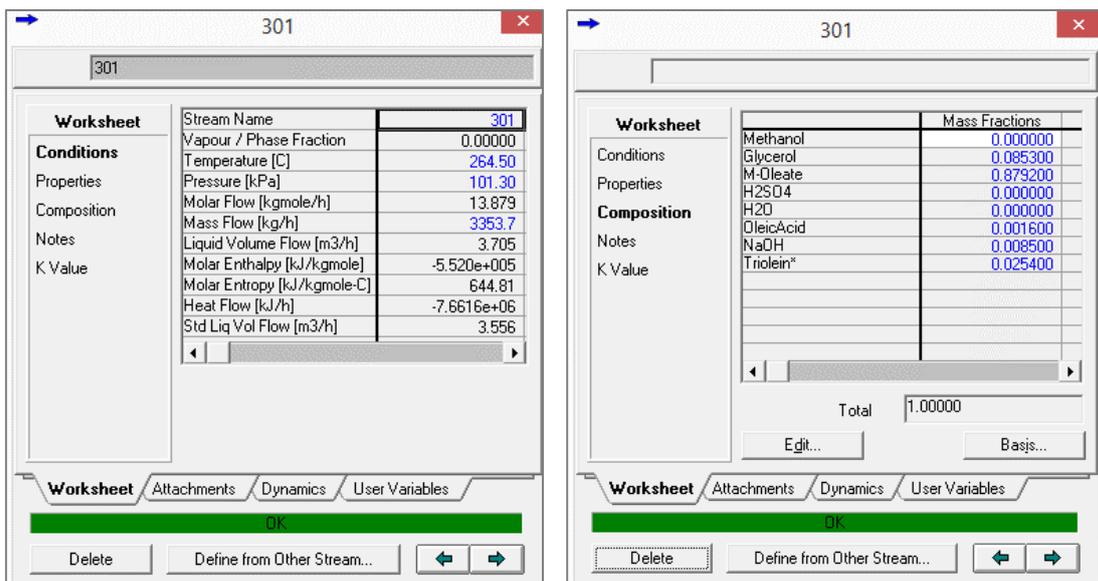


Figura 36- Corriente de colas (corriente 301) de la columna T-301.

Se trata de una columna de relleno de 4 etapas teóricas que opera a presión atmosférica, con una temperatura de 64,48°C en el condensador y 264,5 °C en el hervidor. Dispone de un condensador total, y la relación de reflujo externa es 2. El número mínimo de platos teóricos o etapas obtenidos es 2,7 y la alimentación entra por encima de la segunda etapa.

El dimensionado se ha realizado también empleando la herramienta *Tray Sizing* de Hysys, que nos recomienda una columna de relleno, cuyas dimensiones se muestran en la Figura 37.

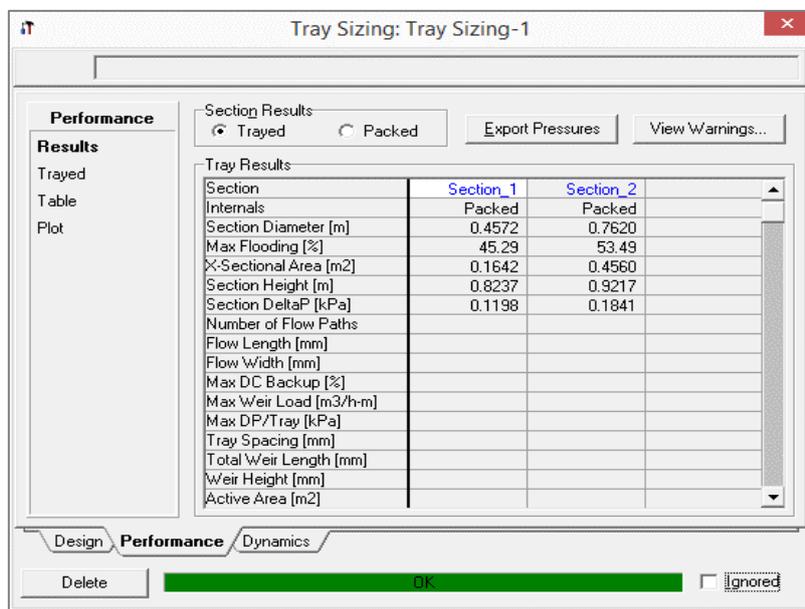


Figura 37- Dimensionado de la columna de destilación T-301 mediante la herramienta *Tray Sizing*.

La sección 1 está formada por las etapas 3 y 4 (aquellas situadas por encima de la alimentación) y la sección 2 por las etapas 1 y 2.

Tomando un factor de seguridad del 20% sobre el mayor diámetro entre ambas secciones, se seleccionará un diámetro de 0,91 metros. La altura de la columna corresponderá a la suma de ambas secciones, 1,8 metros.

La columna T-301 será de acero al carbono, más barato que el acero inoxidable pero resistente a elevadas temperaturas.

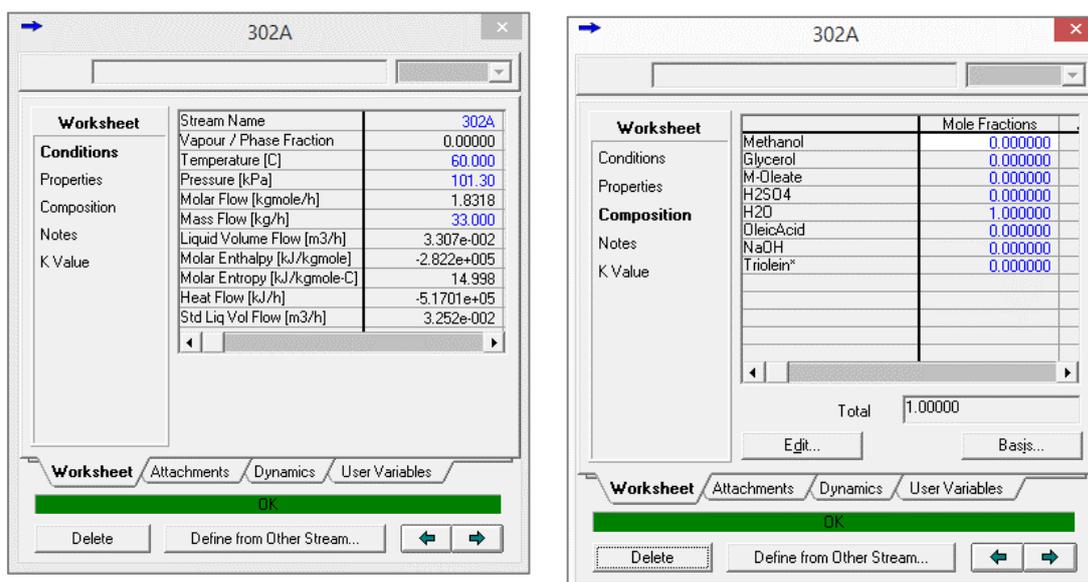


Figura 40- Corriente de alimentación superior (corriente 302A) de la columna T-302.

La columna opera a presión atmosférica y consta de 4 etapas. Con estos parámetros se obtiene la corriente 303, que sale por la parte inferior de la columna y está formada principalmente de la glicerina y el NaOH que se quería eliminar, así como la mayoría del agua introducida (Figura 41). La corriente 304, que sale por la parte superior y está formada principalmente por metil-oleato, con trazas de aceite sin reaccionar y agua (Figura 42).

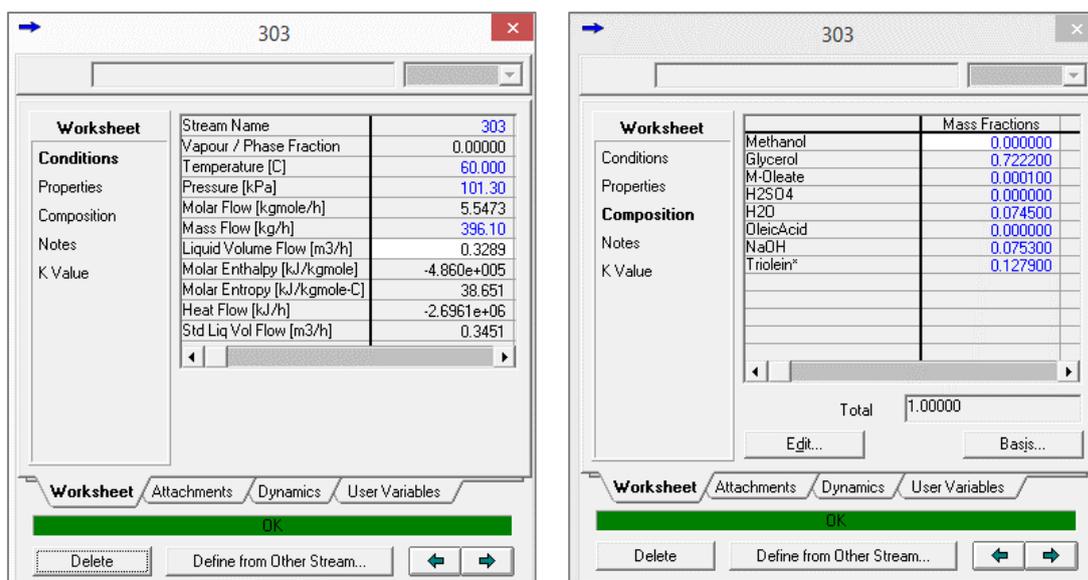


Figura 41- Corriente de salida inferior (corriente 303) de la columna T-302.

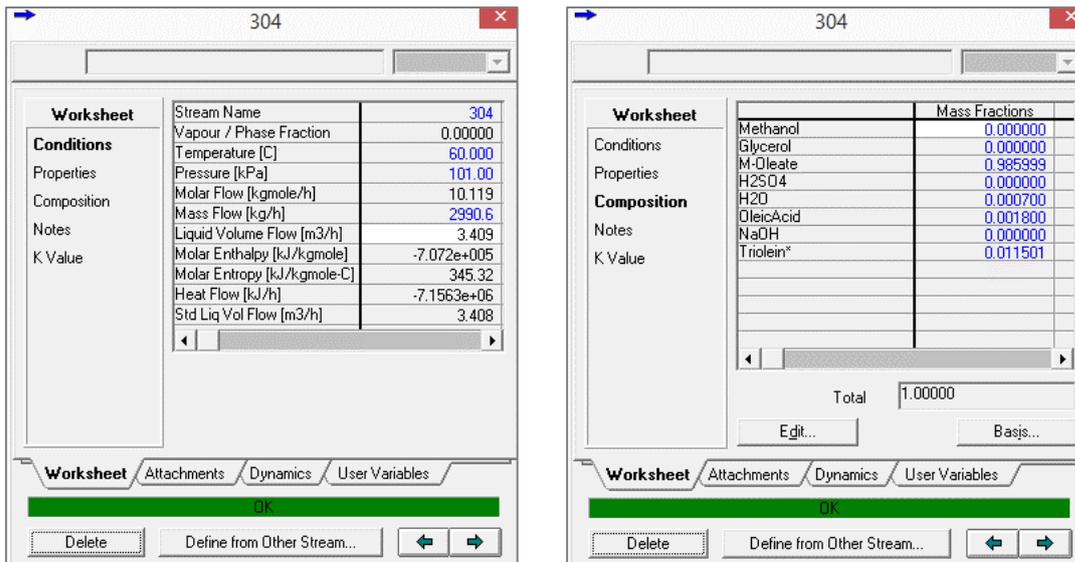


Figura 42- Corriente de salida superior (corriente 304) de la columna T-302.

Una vez realizada la simulación, se procede al dimensionado de la torre de lavado empleando nuevamente la herramienta *Tray Sizing*, cuyos resultados se muestran en la Figura 43.

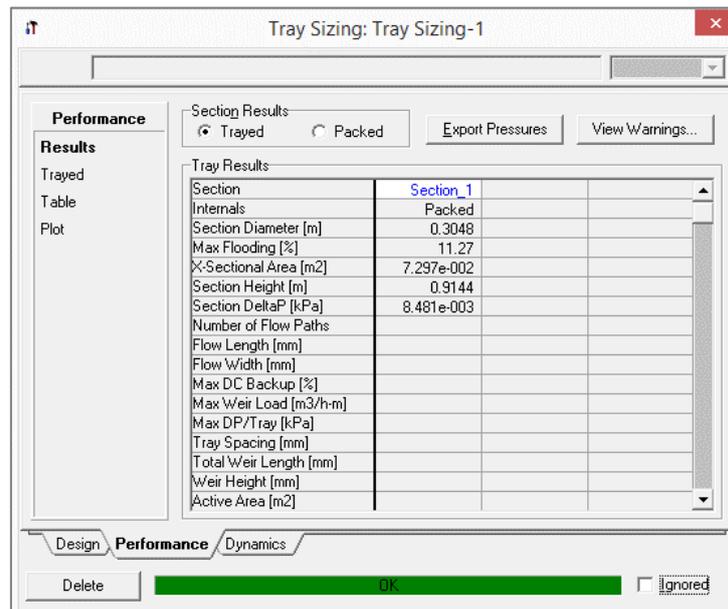


Figura 43- Dimensionado de la torre de lavado T-302 mediante la herramienta *Tray Sizing*.

En base a los resultados obtenidos y tomando un factor de seguridad del 20% para el diámetro de la torre, se obtiene un diámetro de 0,37 metros y una altura de 0,91 metros.

El material seleccionado para la torre de lavado T-302 será acero al carbono.

2.6. Separador flash S-301

El separador flash S-301 es un separador gas-líquido vertical cilíndrico, para cuyo dimensionamiento se empleará la ecuación de Souders-Brown.

$$v_{max} = K_s \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L}} \quad (23)$$

Mediante esta ecuación se calcula la velocidad máxima permitida para el vapor dentro del recipiente (v_{max}), en función de una constante de diseño o parámetro de dimensionamiento (K_s), y las densidades de las fases de gas y líquido (ρ_L y ρ_G , respectivamente) a la temperatura de operación (150°C).

El parámetro de diseño K_s , en la ecuación Souders-Brown es una constante empírica y factor clave en el dimensionamiento de los separadores gas – líquido. Su valor depende de varios factores, incluyendo entre otros la presión de operación del equipo; las propiedades de los fluidos, que varían con la temperatura; la geometría del separador; las cantidades relativas del gas y líquido; o el diseño y rendimiento del elemento de entrada. En este caso, debido a que la presión es menor de 7 bar, se tomará un valor de 0,107 m/s [29].

Una vez determinada la velocidad máxima permitida para el vapor dentro del recipiente es posible calcular el área seccional mínima del recipiente respetando el flujo de gas por la siguiente expresión:

$$A_{min} = \frac{Q_G}{v_{max}} \quad (24)$$

Donde Q_G es el caudal volumétrico de gas a las condiciones de operación del separador (150°C y presión atmosférica).

A partir del valor del área seccional mínima del separador, se calculará el diámetro mínimo requerido del recipiente (D_{min}) despejando de la ecuación:

$$A_{min} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{min}^2 \cdot F_G \quad (25)$$

Siendo F_G la fracción del área seccional disponible para el flujo de gas, que toma valor 1 para los separadores verticales [29] y es función de la altura de la fase líquida para los separadores horizontales.

Como factor de seguridad se incrementará un 20% el valor del diámetro mínimo calculado para la obtención del diámetro de diseño del separador (D). Tomando una relación $\frac{L}{D} = 3,5$ se calculará la altura del separador (L).

El separador S-301 estará fabricado de acero al carbono.

En la Tabla 26 se muestran los cálculos efectuados para la obtención de los parámetros de diseño en el separador:

Tabla 26- Cálculos para el dimensionado del separador gas-líquido S-301

	S-301
T (°C)	150
Material	Acero al carbono
ρ_G (kg/m ³)	0,53
ρ_L (kg/m ³)	777,61
K_s (m/s)	0,107
v_{max} (m/s)	0,107
Q_G (m ³ /h)	2,807
Q_G (m ³ /s)	0,0008
F_G	1
A_{min} (m ²)	0,01
D_{min} (m)	0,10
D (m)	0,12
L/D	3,5
L (m)	0,34

2.7. Intercambiadores de calor

Aunque en este trabajo no se ha realizado el dimensionado de los equipos auxiliares de la planta, sí se han simulado mediante Hysys los intercambiadores de calor empleados, obteniendo de este modo las corrientes de energía de la planta y los principales parámetros de los intercambiadores.

2.7.1. Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor se han simulado en Hysys empleando la operación *Heat Exchanger*. En la Figura 44 se muestra la simulación para el intercambiador E-102.

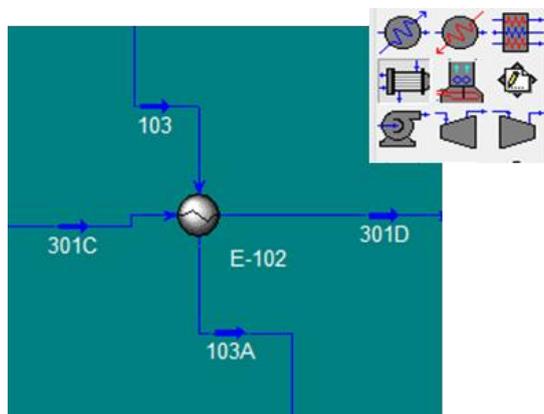


Figura 44- Heat Exchanger E-102 en Hysys.

Se trata de un intercambiador de carcasa y tubo en el que la corriente caliente (corriente 301) circula por los tubos en paralelo a la corriente fría (corriente 103), que circula por la carcasa, tal y como puede verse en la Figura 45.

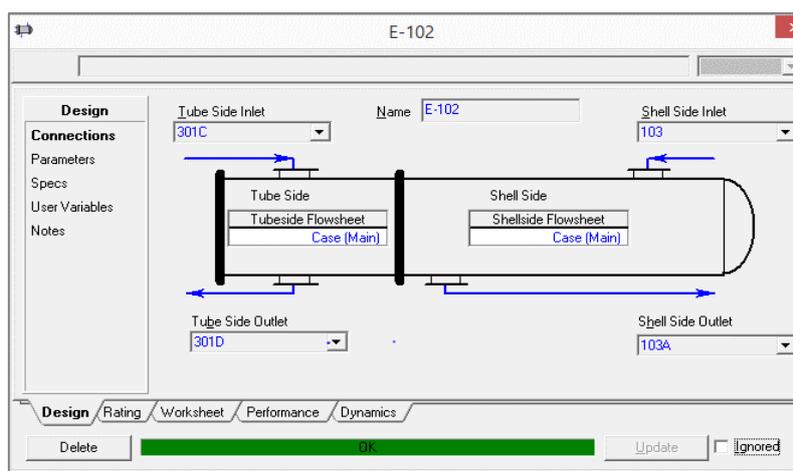


Figura 45- Conexión de corrientes en el intercambiador E-102.

Algunos de los parámetros calculados por el simulador son la energía intercambiada entre los fluidos; el producto U·A, donde U es el coeficiente global de transmisión de calor y A es el área de intercambio de calor; la diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD); y el factor de corrección Ft, parámetro adimensional que representa el grado de desviación entre la temperatura media (ΔT) y la LMTD.

Para el caso del intercambiador E-102 (Figura 46), la energía intercambiada por los fluidos es de $2.040 \cdot 10^5$ kJ/h, el producto U·A es $3,67 \cdot 10^3$ kJ/°C·h, LMTD tiene un valor de 55,64°C y el factor Ft es 0,9522.

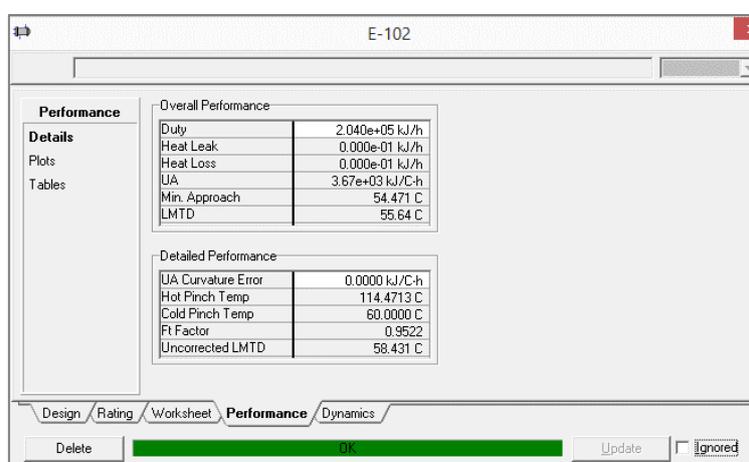


Figura 46- Parámetros calculados por Hysys para el intercambiador E-102.

Los parámetros obtenidos para el resto de los intercambiadores (E-105, E-201, E-303 y E-304) se muestran en las Figura 48 a Figura 50.

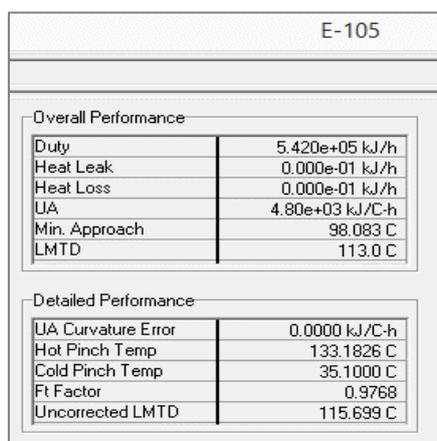


Figura 47- Parámetros calculados por Hysys para el intercambiador E-105.

E-201	
Overall Performance	
Duty	1.469e+05 kJ/h
Heat Leak	0.000e-01 kJ/h
Heat Loss	0.000e-01 kJ/h
UA	1.95e+03 kJ/C-h
Min. Approach	73.183 C
LMTD	75.21 C
Detailed Performance	
UA Curvature Error	0.0000 kJ/C-h
Hot Pinch Temp	133.1826 C
Cold Pinch Temp	60.0000 C
Ft Factor	0.9865
Uncorrected LMTD	76.235 C

Figura 48- Parámetros calculados por Hysys para el intercambiador E-201.

E-303	
Overall Performance	
Duty	5.996e+05 kJ/h
Heat Leak	0.000e-01 kJ/h
Heat Loss	0.000e-01 kJ/h
UA	5.09e+03 kJ/C-h
Min. Approach	114.500 C
LMTD	117.7 C
Detailed Performance	
UA Curvature Error	0.0000 kJ/C-h
Hot Pinch Temp	264.5000 C
Cold Pinch Temp	150.0000 C
Ft Factor	0.9339
Uncorrected LMTD	126.029 C

Figura 49- Parámetros calculados por Hysys para el intercambiador E-303.

E-304	
Overall Performance	
Duty	5.572e+03 kJ/h
Heat Leak	0.000e-01 kJ/h
Heat Loss	0.000e-01 kJ/h
UA	1.26e+02 kJ/C-h
Min. Approach	27.578 C
LMTD	44.23 C
Detailed Performance	
UA Curvature Error	0.0000 kJ/C-h
Hot Pinch Temp	87.5783 C
Cold Pinch Temp	60.0000 C
Ft Factor	0.9973
Uncorrected LMTD	44.345 C

Figura 50- Parámetros calculados por Hysys para el intercambiador E-304.

En todos ellos, la corriente caliente 301 circula por los tubos en paralelo a la corriente fría correspondiente, que circula por la carcasa.

2.7.2. Condensadores, hervidores y enfriadores

En la Figura 51 se muestran los valores de las corrientes de energía y la potencia requerida para su funcionamiento calculadas por Hysys para los condensadores, hervidores y enfriadores de la planta. El condensador E-103 y el hervidor E-104 forman parte de la columna de destilación T-101; el condensador E-301 y el hervidor E-302 de la columna T-301; los enfriadores E-101, E-305, E-306, E-307 y E-308 se han simulado empleando la operación *Cooler* de Hysys

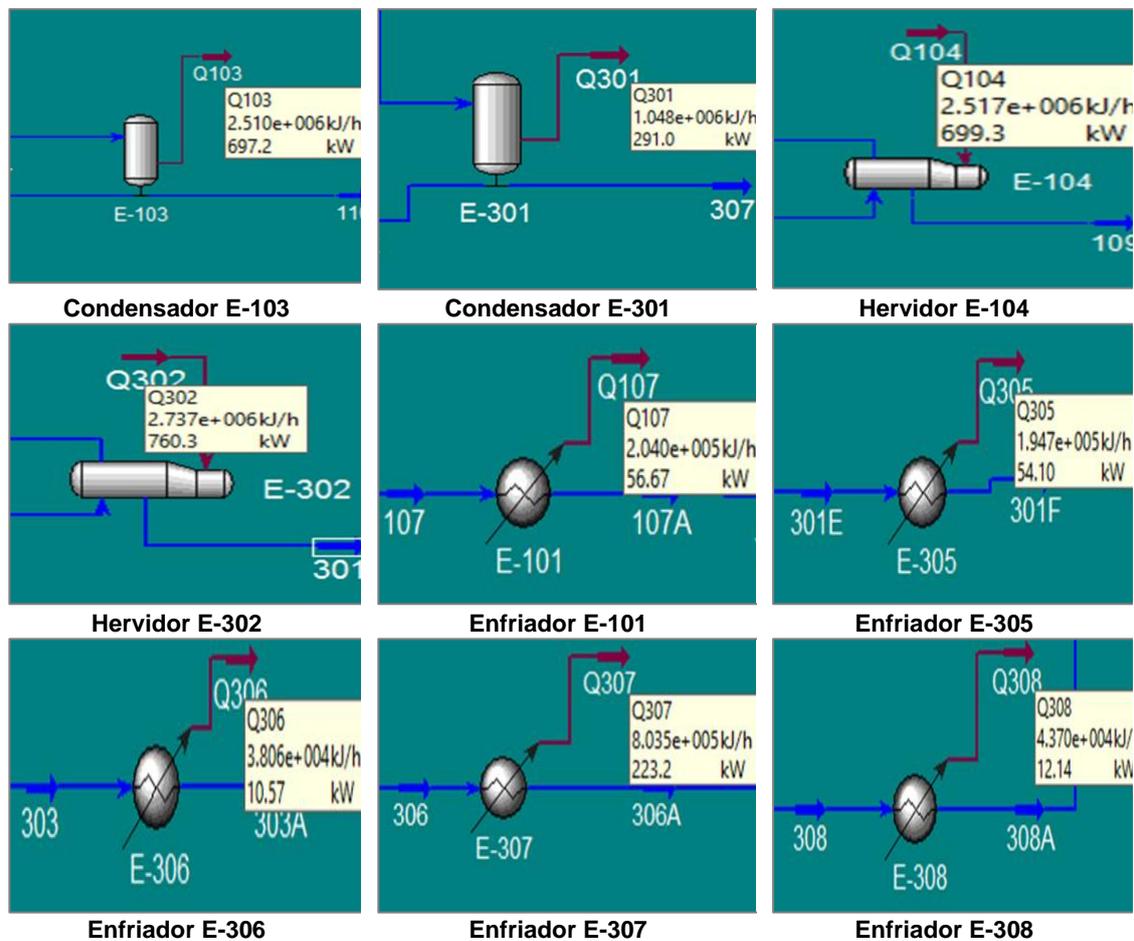


Figura 51- Parámetros calculados por Hysys para los condensadores, hervidores y enfriadores.

V. CONCLUSIONES / CONCLUSIONS

CONCLUSIONES

En este proyecto se propone el diseño preliminar de una planta de obtención de biodiesel a partir de aceites vegetales usados recogidos en Canarias. Las principales conclusiones extraídas durante su elaboración pueden resumirse en los siguientes puntos:

-El transporte es el sector que más energía final consume en Canarias, muy por encima de la media nacional, siendo el culpable de la mayor parte de las emisiones de gases de efecto invernadero producidas. Esto, sumado a la dependencia energética del exterior y de los combustibles fósiles, hacen que sea imprescindible actuar en el sector y diversificar las fuentes de energía. En ese sentido, los biocarburantes pueden jugar un papel fundamental y un biodiesel producido en las mismas islas podría ayudar a mitigar parte de los problemas planteados.

-Como materia prima para la planta se propone la utilización de 24.000 toneladas anuales de aceite vegetal usado recogido en Canarias. De este modo, además de emplear en la producción de biodiesel un recurso disponible en las propias islas, se daría salida a un residuo que actualmente no parece estar siendo bien gestionado y cuya valorización permitiría cerrar el ciclo de vida del producto propuesto por la *economía circular*.

-Para lograr recoger todo ese residuo es necesaria la elaboración de un plan exhaustivo de recogida del aceite, pues los planes actuales (PIRCAN) apenas lo mencionan y no se dispone de datos fiables de recogida, ya que no todo el aceite recogido es contabilizado.

-Se ha demostrado que es posible adaptar esta materia prima al proceso de obtención de biodiesel por transesterificación básica, la más empleada y probada comercialmente. Para ello, previamente a la transesterificación, se ha realizado una esterificación ácida con el fin de reducir la cantidad de ácidos grasos libres que presentan por lo general los aceites usados. Con este pretratamiento, el contenido en ácidos grasos libres del aceite ha disminuido del 6% inicial a un 0,15%, situándose por debajo del 0,4% considerado adecuado para la transesterificación básica.

-La planta dispone de dos reactores (esterificación y transesterificación), un separador líquido-líquido, dos columnas de destilación, una torre de lavado, un separador gas-líquido y quince tanques de almacenamiento (dos tanques para almacenamiento de metanol, uno para el ácido sulfúrico, cuatro para el aceite usado, uno para el hidróxido sódico, un tanque de residuos, cuatro tanques de almacenamiento de biodiesel y dos

tanques para la glicerina). Como equipos auxiliares cuenta con dos condensadores, dos hervidores, cinco enfriadores y cinco intercambiadores de calor.

-La energía consumida en la planta se estima en 10.096 MJ/h, de los cuales un 52,04% corresponde a los hervidores, un 35,24% a los condensadores y un 12,72% a los enfriadores.

- Partiendo de 3.030 kg/h de aceite usado y empleando 338,5 kg/h de metanol fresco, 18,2 kg/h de ácido sulfúrico y 28,4 kg/h de hidróxido sódico, se han obtenido 2.989,1 kg/h de biodiesel, lo que supone un rendimiento del 98,65%. Además, se han obtenido 396,1 kg/h de glicerina como subproducto, que podría ser purificada y posteriormente vendida o vendida directamente, y 62,3 kg/h de residuos, cuya purificación puede ser planteada para recuperar los catalizadores empleados.

-El biodiesel obtenido como producto presenta una pureza del 98,64%, un contenido en agua de 200 mg por kg de biodiesel, una densidad de 877,7 a 15°C y una viscosidad de 4,96 mm²/g a 40°C, cumpliendo las principales especificaciones de la normativa EN 14214 para su comercialización.

-Aunque la viabilidad técnica del proceso ha quedado demostrada, sería necesario un estudio económico que verificase la viabilidad económica del mismo.

CONCLUSIONS

Preliminary design of a biodiesel production plant from waste cooking oil collected from the Canary Islands is proposed in this project. Main conclusions drawn can be summarized as following:

-Transport sector is the biggest consumer of final energy in the Canary Islands, well above national average, being responsible for the main share of green-house gases emissions produced. This together with a near-complete dependence on imported energy and fossil fuels, makes necessary to take measures in this sector and to diversify energy sources. In this regard, biofuels can play a vital role and producing an own biodiesel in the islands could help to mitigate part of the described issues.

- The use of 24.000 tonnes of waste cooking oils collected from the islands as feedstock is proposed. In this way, in addition to take advantage of own resources in the biodiesel production, a currently mismanaged waste may be disposed. Its valuation could also allow closing the product life cycle proposed by the *circular economy*.

--To collect this quantity of residue, a comprehensive collection plan for waste oil should be developed. Current plans (PIRCAN) hardly mention it and there are no reliable data of collection since not all the collected oil is accounted for.

-It has been proven that it is possible to adapt this raw material to the process of obtaining biodiesel by basic transesterification, the most used and commercially proven process. For that purpose, an acid esterification has been performed prior to the transesterification in order to reduce the amount of free fatty acids in the waste cooking oils. With this pre-treatment, the free fatty acids content of the oil has decreased from the initial 6% to 0.15%, being below the 0.4% considered adequate for basic transesterification.

-The plant is fitted with two reactors (esterification and transesterification), a liquid-liquid separator, two distillation columns, a washing tower, a gas-liquid separator and fifteen storage tanks (two methanol storage tanks, one for sulfuric acid, four for used oil, one for sodium hydroxide, one waste storage tank, four biodiesel storage tanks and two tanks for glycerine). As auxiliary equipment, it has two condensers, two reboilers, five coolers and five heat exchangers.

-The energy consumed by the plant is estimated at 10,096 MJ/h, corresponding 52.04% to the reboilers, 35.24% to the condensers and 12.72% to the coolers.

- Starting from 3,030 kg/h of waste cooking oil and using 338.5 kg/h of fresh methanol, 18.2 kg/h of sulfuric acid and 28.4 kg/h of sodium hydroxide, 2,989.1 kg/h of biodiesel have been produced, representing a yield of 98.65%.

In addition, 396.1 kg/h of glycerine have been obtained as a by-product, which could be purified and subsequently sold or be directly sold without further processing, and 62.3 kg/h of waste, which could be purified to recover the catalysts.

-The final product is a biodiesel with 98.64% purity, a water content of 200 mg per kg of biodiesel, a density of 877.7 at 15°C and a viscosity of 4.96 mm²/g at 40°C. Thus, the main EN 14214 Standard specifications for biodiesel commercialization are fulfilled.

-Although the technical viability of the process has been demonstrated, it would be necessary an economic study to verify its economic viability.

VI. BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

- [1] BP, «BP Statistical Review of World Energy. June 2018» [En línea]. <https://www.bp.com/content/dam/bp/business-sites/en/global/corporate/pdfs/energy-economics/statistical-review/bp-stats-review-2018-full-report.pdf>. [Último acceso: Junio 2019].
- [2] Agencia Internacional de la Energía (AIE), [En línea]. <https://www.iea.org/statistics/>. [Último acceso: Junio 2019].
- [3] IDAE, «La energía en España 2016». 2017.
- [4] Gobierno de Canarias, «PECAN 2006-2015 (Plan Energético de Canarias)».
- [5] Gobierno de Canarias, «Anuario Energético de Canarias 2017». 2018.
- [6] Gobierno de España. Grupo Interministerial para la Coordinación del Marco de Acción Nacional de Energías Alternativas en el Transporte, «Marco de Acción Nacional de Energías Alternativas en el Transporte». 2016.
- [7] J. M. García Camús y J. Á. García Laborda, «Biocarburantes líquidos: biodiésel y bioetanol. España, Informe de Vigilancia Tecnológica. Universidad Rey Juan Carlos del Círculo de Innovación en Tecnologías Medioambientales y Energía, CITME» 2006. [En línea]. http://www.madrimasd.org/informacionidi/biblioteca/Publicacion/doc/VT/vt4_Biocarburantes_liquidos_biodiesel_y_bioetanol.pdf. [Último acceso: Mayo 2019].
- [8] A. Karmakar, . S. Karmakar y . S. Mukherjee, «Properties of various plants and animal feedstocks for biodiesel production» *Bioresource Technology*, vol. 101, nº 19, pp. 7201-7210, 2010 (<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.04.079>).
- [9] R. D. Tech, «Make Biodiesel "Aceite para Biodiesel"» [En línea]. <https://make-biodiesel.org/es/Los-Ingredientes-Utilizados-en-Biodiesel/aceite-para-biodiesel.html>.
- [10] M. Calvo, «Milk Science. "Bioquímica de los alimentos"» Universidad de Zaragoza, [En línea]. <http://milksci.unizar.es/bioquimica/temas/lipidos/vegcomunes.html>. [Último acceso: Abril 2019].
- [11] G. Santori, G. Di Nicola, M. Moglie y F. Polonara, «A review analyzing the industrial biodiesel production practice starting from vegetable oil refining» *Applied Energy*, vol. 92, pp. 109-132, 2012.
- [12] S. Ebitei Nelson y T. Prosper Gbarienemi, «Production of biodiesel from waste cooking oil» *International Journal of Advanced Academic Research. Sciences, Technology & Engineering*, vol. 4, nº 7, 2018.
- [13] UFOP- Union zur Förderung von Oel und Proteinpflanzen, «UFOP Report on Global Market Supply 2017-2018,» [En línea]. https://www.ufop.de/files/3515/1515/2657/UFOP_Report_on_Global_Market_Supply_2017-2018.pdf. [Último acceso: Junio 2019].
- [14] «EBB Biodiesel Board» [En línea]. <http://www.ebb-eu.org/stats.php>.
- [15] C. Espejo Marín, D. Millán Piñeiro y R. García Marín, «Contribución al estudio del sector de los biocarburantes en España» *Scripta Nova*, vol. XX, nº 548, Noviembre 2016.
- [16] APPA (Asociación de Empresas de Energías Renovables), «Estudio del Impacto Macroeconómico de las Energías Renovables en España» 2017.
- [17] Y. Zhang, M. Dubé, D. Mclean y M. Kates, «Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment» *Bioresource Technology*, vol. 89, pp. 1-16, 2003.
- [18] Ayuntamiento de Agüimes, [En línea]. https://www.aguimes.es/web2017/modules.php?mod=portal&file=ver_gen&id2=3. [Último acceso: Junio 2019].
- [19] Zona Industrial Arinaga, «Aenaga» [En línea]. <http://www.aenaga.com/documentos/aerea10.jpg>. [Último acceso: junio 2019].
- [20] «Aspentech» [En línea]. <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspens-hysys>.
- [21] M. Berrios, J. Siles, M. Martín y A. Martín, «A kinetic study of the esterification of free fatty acids (FFA) in sunflower oil» *Fuel*, vol. 86, pp. 2383-2388, 2007.
- [22] M. F. Laborde, M. S. González, J. M. Ponce, A. M. Pagano y M. C. Gely, «Optimización del proceso de esterificación de aceites vegetales usados para la producción de biodiesel» *Avances en Ciencias e Ingeniería*, vol. 8 (1), pp. 17-30, 2017.
- [23] «Visitar Canarias» [En línea]. <https://www.visitarcanarias.com/informacion.php>. [Último acceso: Junio 2019].
- [24] Gobierno de Canarias, «PIRCAN (Plan Integral de Residuos de Canarias)- Información y diagnóstico» [En línea]. <https://www.pircan.org/>. [Último acceso: Marzo 2019].

-
- [25] Instituto de Estudios Canarios, Anuario del Instituto de Estudios Canarios, La Laguna-Tenerife, 2004.
- [26] Instituto Canario de Estadística (ISTAC). Gobierno de Canarias, [En línea]. http://www.gobiernodecanarias.org/istac/temas_estadisticos/. [Último acceso: Marzo 2019].
- [27] Fernández Cañas, «Estimación rápida del precio de un tanque de almacenamiento» [En línea]. <https://studylib.es/doc/5681573/estimaci%C3%B3n-r%C3%A1pida-del-precio-de-un-tanque-de-almacenamiento>. [Último acceso: Mayo 2019].
- [28] Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Estudios Superiores de Zaragoza, «Manejo de materiales, diseño de equipo» [En línea]. <https://es.scribd.com/document/332392834/Apunte-No-7-Separadores-Liquido-Liquido>. [Último acceso: Mayo 2019].
- [29] J. M. C. PetroSkills, «Parámetros de Dimensionamiento Separadores Gas-Líquido» [En línea]. <http://www.jmcampbell.com/tip-of-the-month/spanish/?p=1487>. [Último acceso: Mayo 2019].

VII. ANEXO

Tabla 27-Evolución del consumo de energía primaria entre 2007 y 2017. Fuente: [1]

Million tonnes oil equivalent	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	Growth rate per annum		Share 2017
												2017	2006-16	
US	2320.8	2267.9	2159.3	2235.6	2216.7	2161.0	2221.1	2246.2	2227.0	2228.0	2234.9	0.6%	-0.3%	16.5%
Canada	321.4	320.7	303.7	310.5	323.2	319.9	331.5	335.4	331.1	339.0	348.7	3.2%	0.9%	2.6%
Mexico	167.3	170.6	169.5	174.6	183.1	184.2	185.7	185.2	181.6	194.9	189.3	-2.6%	1.6%	1.4%
Total North America	2809.5	2759.4	2632.5	2720.7	2722.9	2665.1	2738.3	2766.8	2739.7	2761.9	2772.8	0.7%	*	20.5%
Argentina	73.3	74.7	72.6	77.4	78.9	81.2	84.5	84.6	86.4	86.6	85.9	-0.5%	2.1%	0.6%
Brazil	229.6	240.3	238.9	263.6	276.6	283.5	294.3	301.8	299.1	293.0	294.4	0.8%	3.1%	2.2%
Chile	32.5	32.2	31.5	31.7	34.5	35.3	35.7	35.1	35.9	37.6	38.3	2.2%	1.7%	0.3%
Colombia	30.8	33.9	31.7	34.0	35.6	38.3	38.8	40.7	41.5	42.1	42.6	1.6%	3.2%	0.3%
Ecuador	11.3	12.0	11.8	13.1	13.9	14.7	15.2	16.0	15.9	15.8	16.5	4.3%	4.0%	0.1%
Peru	15.1	16.4	16.8	18.6	20.3	21.2	21.9	22.6	23.8	25.3	25.9	2.6%	6.2%	0.2%
Trinidad & Tobago	20.5	20.1	20.7	21.7	21.6	20.6	21.1	20.5	20.3	18.2	18.1	-0.5%	-0.7%	0.1%
Venezuela	81.8	84.8	83.5	80.5	82.8	86.4	85.4	81.1	78.8	74.3	74.2	0.2%	-0.9%	0.5%
Other S. & Cent. America	92.2	91.4	89.3	92.0	94.6	95.2	95.2	95.4	99.3	103.9	104.7	1.0%	1.4%	0.8%
Total S. & Cent. America	587.0	605.8	596.8	632.5	658.9	676.5	692.0	697.7	701.1	696.8	700.6	0.8%	2.1%	5.2%
Austria	34.7	35.3	34.3	35.5	33.4	35.0	34.8	33.7	33.7	34.9	35.9	3.3%	-0.2%	0.3%
Belgium	66.3	67.5	62.5	66.6	61.9	59.5	60.9	56.8	58.0	62.4	62.3	0.1%	-0.5%	0.5%
Czech Republic	45.4	44.0	41.7	44.0	42.6	42.2	42.1	40.5	40.5	39.8	41.6	5.0%	-1.3%	0.3%
Finland	32.5	31.4	29.2	31.9	29.3	28.4	28.0	27.0	27.6	28.3	27.6	-2.3%	-1.4%	0.2%
France	260.2	261.9	248.0	256.0	247.2	247.4	250.3	240.6	242.3	238.9	237.9	-0.1%	-1.0%	1.8%
Germany	331.9	335.5	315.0	328.7	317.0	321.3	330.7	317.2	323.3	326.2	335.1	2.4%	-0.5%	2.5%
Greece	35.0	33.9	33.1	31.8	31.0	29.5	28.0	26.4	26.6	26.6	27.6	4.3%	-2.6%	0.2%
Hungary	25.7	25.3	23.3	23.8	22.9	21.3	20.3	20.3	21.4	22.0	23.2	5.8%	-1.7%	0.2%
Italy	183.4	181.5	169.6	174.9	171.0	164.6	158.0	149.1	152.2	153.8	156.0	1.8%	-1.9%	1.2%
Netherlands	94.7	93.6	91.9	97.0	92.9	89.4	87.3	82.2	83.3	85.2	86.1	1.3%	-0.9%	0.6%
Norway	45.9	46.8	43.7	41.9	42.8	47.6	44.8	46.3	47.0	47.3	47.5	0.5%	1.1%	0.4%
Poland	95.7	97.4	93.9	100.1	100.6	97.6	97.9	94.3	95.3	99.5	102.1	2.9%	0.4%	0.8%
Portugal	25.4	24.3	24.5	25.8	24.6	22.5	24.6	24.8	24.7	26.8	26.4	-1.4%	0.6%	0.2%
Romania	38.8	38.7	33.8	34.0	34.9	33.7	31.3	32.7	32.8	32.8	33.9	3.7%	-1.9%	0.3%
Spain	158.6	154.5	143.5	146.6	143.8	143.0	135.7	133.3	135.3	136.7	138.8	1.8%	-1.2%	1.0%
Sweden	54.0	53.6	49.0	51.9	51.8	55.1	51.9	52.1	53.4	52.8	54.4	3.3%	*	0.4%
Switzerland	28.9	29.9	30.0	29.2	27.7	29.3	30.2	28.9	28.3	27.3	26.4	-2.9%	-0.7%	0.2%
Turkey	100.4	100.8	102.2	107.7	115.1	122.3	121.6	125.6	137.5	144.4	157.7	9.5%	4.4%	1.2%
United Kingdom	223.1	219.2	208.4	213.5	202.0	204.5	203.7	192.0	194.4	192.2	191.3	-0.1%	-1.8%	1.4%
Other Europe	161.4	163.3	154.6	160.2	156.6	149.7	152.0	147.6	151.0	155.0	157.6	2.0%	-0.5%	1.2%
Total Europe	2041.7	2038.5	1932.1	2001.1	1949.1	1944.3	1934.0	1871.2	1908.7	1934.6	1969.5	2.1%	-0.6%	14.6%
Azerbaijan	12.7	12.8	11.3	11.2	12.5	12.8	13.2	13.5	14.7	14.6	13.9	-4.1%	0.4%	0.1%
Belarus	25.7	26.0	24.5	26.1	26.0	28.0	25.0	22.7	22.8	22.8	23.2	1.9%	-1.4%	0.2%
Kazakhstan	54.1	56.4	50.8	54.9	60.5	62.7	63.5	64.4	63.1	64.5	67.4	4.8%	2.9%	0.5%
Russian Federation	673.1	676.6	644.6	668.2	691.7	694.7	683.9	689.6	676.8	689.6	698.3	1.5%	0.3%	5.2%
Turkmenistan	24.4	24.7	22.9	26.1	27.2	29.9	27.0	29.7	33.2	33.7	31.7	-5.6%	4.6%	0.2%
Ukraine	134.9	133.5	113.4	121.5	126.3	123.1	115.2	101.6	84.0	86.1	81.9	-4.6%	-4.6%	0.6%
Uzbekistan	48.4	52.0	43.4	43.9	44.9	44.4	44.0	45.6	48.4	42.8	43.0	0.8%	-0.7%	0.3%
Other CIS	16.6	16.1	15.8	16.0	16.9	18.4	17.5	17.5	17.8	18.0	18.6	3.3%	1.5%	0.1%
Total CIS	989.8	998.1	926.8	967.8	1006.0	1014.1	989.2	987.0	960.7	972.0	978.0	0.9%	-0.1%	7.2%
Iran	202.6	210.4	217.7	218.8	228.6	229.9	240.6	255.1	254.1	259.8	275.4	6.3%	3.2%	2.0%
Iraq	28.1	29.2	32.6	34.7	36.7	39.0	42.0	40.2	40.3	46.1	49.2	7.0%	5.7%	0.4%
Israel	23.0	23.3	22.3	23.7	24.2	25.3	24.9	23.3	24.6	24.9	25.8	4.1%	1.3%	0.2%
Kuwait	27.3	29.7	31.1	33.5	33.6	37.3	38.7	35.2	38.2	38.8	39.3	1.5%	3.3%	0.3%
Oman	14.9	17.5	17.6	20.6	22.5	24.5	27.4	27.3	28.9	29.2	29.4	1.0%	6.9%	0.2%
Qatar	26.3	23.3	23.4	28.3	32.3	38.1	40.4	44.1	49.6	49.9	54.1	8.7%	8.6%	0.4%
Saudi Arabia	169.0	184.3	194.3	213.0	219.8	233.1	234.0	250.6	258.7	264.5	268.3	1.7%	5.0%	2.0%
United Arab Emirates	70.7	81.0	79.8	83.7	88.2	92.7	97.3	97.2	106.3	109.6	108.7	-0.5%	5.5%	0.8%
Other Middle East	56.3	58.3	58.5	58.0	54.8	51.1	49.9	50.1	47.8	46.8	46.9	0.5%	-1.5%	0.3%
Total Middle East	618.2	657.1	677.2	714.3	740.9	771.1	795.3	823.1	848.3	869.7	897.2	3.4%	4.1%	6.6%
Algeria	34.4	36.4	38.6	37.6	39.9	43.6	46.2	50.4	53.0	53.0	53.2	0.6%	5.0%	0.4%
Egypt	67.3	71.7	74.6	78.4	79.7	83.8	83.2	82.9	84.4	86.2	91.6	4.2%	3.3%	0.7%
Morocco	14.0	15.4	15.0	16.7	17.5	17.8	18.2	18.4	18.9	19.1	19.6	2.7%	3.1%	0.1%
South Africa	116.9	125.4	125.1	126.5	124.8	123.0	123.8	125.5	120.6	123.0	120.6	-1.6%	0.8%	0.9%
Other Africa	114.3	119.8	120.1	127.7	123.7	131.6	139.2	147.9	152.5	154.7	164.5	6.6%	3.6%	1.2%
Total Africa	348.9	368.7	373.4	386.9	385.6	399.8	410.6	425.1	429.4	438.0	449.5	2.9%	2.8%	3.3%
Australia	126.7	128.9	128.2	129.2	133.5	132.0	132.9	135.1	138.0	139.5	139.4	0.2%	1.1%	1.0%
Bangladesh	17.8	18.8	20.6	21.6	23.0	25.0	25.5	26.8	31.1	31.9	33.0	3.6%	6.5%	0.2%
China	2150.3	2231.2	2329.5	2491.3	2690.1	2799.1	2907.0	2973.5	3009.8	3047.2	3132.2	3.1%	4.4%	23.2%
China Hong Kong SAR	26.2	24.4	26.6	27.7	28.4	27.3	28.0	27.3	28.1	28.8	30.9	7.4%	1.6%	0.2%
India	450.4	478.3	512.0	538.0	570.7	600.3	623.6	666.8	686.9	722.3	753.7	4.6%	5.7%	5.6%
Indonesia	134.4	132.7	137.4	150.9	164.6	173.2	177.6	166.0	165.4	167.4	175.2	5.0%	2.9%	1.3%
Japan	524.4	516.9	472.3	503.8	477.8	475.0	471.3	456.7	453.0	451.2	466.4	1.4%	-1.6%	3.4%
Malaysia	77.2	80.0	77.7	81.6	82.9	89.1	93.1	93.9	95.1	97.6	99.6	2.4%	2.9%	0.7%
New Zealand	19.3	19.5	19.4	20.0	19.8	20.0	20.2	21.1	21.3	21.7	22.1	2.2%	1.2%	0.2%
Pakistan	62.0	62.4	63.2	63.4	63.5	64.1	64.8	66.7	70.2	76.5	80.9	6.1%	2.8%	0.6%
Philippines	27.1	28.0	28.3	29.3	29.9	30.9	33.1	34.9	38.3	40.6	43.3	6.9%	4.6%	0.3%
Singapore	55.8	58.3	63.8	68.6	71.3	71.6	73.6	75.8	80.6	83.6	86.5	3.7%	4.9%	0.6%
South Korea	236.7	241.2	242.3	259.7	273.0	276.3	276.7	279.3	284.9	292.2	295.9	1.6%	2.5%	2.2%
Sri Lanka														

Tabla 28- Consumo de energía primaria por tipo de combustible en 2016 y 2019. Fuente: [1]

Million tonnes oil equivalent	2016							2017						
	Oil	Natural gas	Coal	Nuclear energy	Hydro-electricity	Renow-ables	Total	Oil	Natural gas	Coal	Nuclear energy	Hydro-electricity	Renow-ables	Total
US	907.6	645.1	340.6	191.9	59.7	83.1	2228.0	913.3	635.8	332.1	191.7	67.1	94.8	2249.9
Canada	107.0	94.1	18.9	21.8	87.6	9.6	339.0	108.6	99.5	18.6	21.9	89.8	10.3	348.7
Mexico	90.1	79.0	12.4	2.4	6.9	4.1	194.9	86.8	75.3	13.1	2.5	7.2	4.4	189.3
Total North America	1104.6	818.2	371.9	216.1	154.2	96.8	2761.9	1108.6	810.7	363.8	216.1	164.1	109.5	2772.8
Argentina	32.7	41.6	1.0	1.9	8.7	0.7	86.6	31.6	41.7	1.1	1.4	9.4	0.7	85.9
Brazil	135.7	32.4	15.9	3.6	86.2	19.1	293.0	135.6	33.0	16.5	3.6	83.6	22.2	294.4
Chile	18.1	5.1	7.4	-	4.5	2.5	37.6	18.3	5.2	6.7	-	5.1	3.0	38.3
Colombia	16.5	9.2	5.5	-	10.6	0.4	42.1	16.7	8.6	4.0	-	13.0	0.4	42.6
Ecuador	11.5	0.6	-	-	3.6	0.1	15.8	11.3	0.5	-	-	4.5	0.1	16.5
Peru	11.8	6.5	1.0	-	5.4	0.6	25.3	12.1	5.8	1.0	-	6.5	0.6	25.9
Trinidad & Tobago	2.2	16.0	-	-	-	-	18.2	2.2	15.9	-	-	-	-	18.1
Venezuela	26.0	33.0	0.3	-	15.0	†	74.3	24.2	32.4	0.3	-	17.4	†	74.2
Other S. & Cent. America	66.1	6.3	3.8	-	22.6	5.2	103.9	66.8	6.1	3.2	-	22.9	5.6	104.7
Total S. & Cent. America	320.8	150.6	34.9	5.5	156.4	28.6	696.8	318.8	149.1	32.7	5.0	162.3	32.6	700.6
Austria	13.3	7.1	3.0	-	9.0	2.5	34.9	13.4	7.7	3.2	-	8.8	2.8	35.9
Belgium	32.5	13.9	3.0	9.8	0.1	3.1	62.4	32.2	14.1	2.9	9.5	0.1	3.5	62.3
Czech Republic	8.6	7.0	16.6	5.5	0.5	1.7	39.8	9.8	7.2	16.0	6.4	0.4	1.7	41.6
Finland	10.0	1.7	4.4	5.3	3.6	3.3	28.3	9.7	1.6	4.1	5.1	3.3	3.7	27.6
France	79.2	38.3	8.2	91.2	13.6	8.4	238.9	79.7	38.5	9.1	90.1	11.1	9.4	237.9
Germany	117.3	73.0	75.8	19.2	4.6	38.3	328.2	119.8	77.5	71.3	17.2	4.5	44.8	335.1
Greece	15.4	3.4	4.4	-	1.3	2.1	26.6	15.5	4.1	4.9	-	0.9	2.2	27.6
Hungary	7.3	8.0	2.3	3.6	0.1	0.7	22.0	7.9	8.5	2.3	3.6	†	0.7	23.2
Italy	59.8	58.5	11.0	-	9.6	14.8	153.8	60.6	62.0	9.8	-	8.2	15.5	156.0
Netherlands	41.1	29.7	10.2	0.9	†	3.3	85.2	40.8	31.0	9.1	1.2	†	4.0	86.1
Norway	10.1	3.8	0.8	-	32.2	0.5	47.3	10.1	3.9	0.8	-	32.0	0.7	47.5
Poland	29.2	15.7	49.5	-	0.5	4.7	99.5	31.6	16.5	48.7	-	0.6	4.8	102.1
Portugal	12.0	4.4	3.2	-	3.6	3.7	26.8	12.5	5.3	3.5	-	1.3	3.7	26.4
Romania	9.9	8.9	5.3	2.6	4.1	2.0	32.8	10.0	10.2	5.7	2.6	3.2	2.2	33.9
Spain	10.6	2.7	0.1	5.2	7.9	0.7	27.3	10.9	2.7	0.1	4.6	7.2	0.8	28.4
Sweden	64.2	25.0	10.5	13.3	8.2	15.4	136.7	64.8	27.5	13.4	13.1	4.2	15.7	138.8
Switzerland	15.5	0.8	2.1	14.3	14.0	6.1	52.8	15.6	0.7	1.9	14.9	14.6	6.8	54.4
Turkey	47.1	38.2	38.5	-	15.2	5.4	144.4	48.8	44.4	44.6	-	13.2	6.6	157.7
United Kingdom	76.3	69.6	11.2	16.2	1.2	17.6	192.2	76.3	67.7	9.0	15.9	1.3	21.0	191.3
Other Europe	60.0	24.8	35.3	8.2	16.8	9.8	155.0	61.2	25.9	36.1	8.1	15.2	11.0	157.6
Total Europe	719.3	434.7	295.1	195.2	146.1	144.2	1934.6	731.2	457.2	296.4	192.5	130.4	161.8	1969.5
Azerbaijan	4.7	9.4	†	-	0.4	†	14.6	4.4	9.1	†	-	0.4	†	13.9
Belarus	6.8	15.2	0.7	-	†	†	22.8	6.7	15.5	0.9	-	0.1	0.1	23.2
Kazakhstan	14.3	13.6	33.9	-	2.6	0.1	64.5	14.6	14.0	36.2	-	2.5	0.1	67.4
Russian Federation	152.5	361.3	89.2	44.5	41.8	0.3	689.6	153.0	365.2	92.3	46.0	41.5	0.3	690.3
Turkmenistan	7.1	26.5	-	-	-	†	33.7	7.3	24.4	-	-	-	†	31.7
Ukraine	9.9	26.1	29.7	18.3	1.7	0.4	86.1	10.0	25.6	24.6	19.4	2.0	0.4	81.9
Uzbekistan	3.3	35.8	1.0	-	2.7	†	42.8	3.3	35.8	1.2	-	2.7	†	43.0
Other CIS	4.2	4.7	1.6	0.5	7.0	†	18.0	4.1	4.4	1.9	0.6	7.6	†	18.6
Total CIS	202.8	492.6	156.2	63.3	56.3	0.8	972.0	203.4	494.1	157.0	65.9	56.7	0.9	978.0
Iran	80.7	173.1	0.9	1.5	3.5	0.1	259.8	84.6	184.4	0.9	1.6	3.7	0.1	275.4
Iraq	36.8	8.5	-	-	0.8	†	46.1	38.5	10.3	-	-	0.5	†	49.2
Israel	10.8	8.0	5.7	-	†	0.4	24.9	11.7	8.5	5.2	-	†	0.4	25.8
Kuwait	20.4	18.1	0.2	-	-	†	38.8	20.0	19.0	0.2	-	-	†	39.3
Oman	9.4	19.7	0.1	-	-	†	29.2	9.3	20.0	0.1	-	-	†	29.4
Qatar	12.8	37.1	-	-	-	†	49.9	13.3	40.8	-	-	-	†	54.1
Saudi Arabia	173.8	90.6	0.1	-	-	†	264.5	172.4	96.8	0.1	-	-	†	269.3
United Arab Emirates	45.7	62.3	1.5	-	-	0.1	109.6	45.0	62.1	1.6	-	-	0.1	108.7
Other Middle East	25.5	20.3	0.4	-	0.3	0.3	46.8	25.2	20.4	0.4	-	0.3	0.6	46.9
Total Middle East	416.0	437.6	9.1	1.5	4.6	1.0	869.7	420.0	461.3	8.5	1.6	4.5	1.4	897.2
Algeria	19.7	33.2	†	-	†	0.1	53.0	19.5	33.4	†	-	†	0.1	53.2
Egypt	42.0	42.4	0.2	-	3.0	0.6	88.2	39.7	48.1	0.2	-	3.0	0.6	91.6
Morocco	12.8	1.0	4.3	-	0.3	0.8	19.1	13.1	1.0	4.5	-	0.3	0.8	19.6
South Africa	28.7	4.0	84.7	3.6	0.2	1.8	123.0	28.8	3.9	82.2	3.6	0.2	2.0	120.6
Other Africa	89.4	33.9	5.7	-	23.7	2.0	154.7	95.2	35.5	6.2	-	25.6	2.1	164.5
Total Africa	192.6	114.5	94.9	3.6	27.1	5.2	438.0	196.3	121.9	93.1	3.6	29.1	5.5	449.5
Australia	50.5	35.9	43.6	-	4.0	5.4	139.5	52.4	36.0	42.3	-	3.1	5.7	139.4
Bangladesh	6.7	22.7	2.2	-	0.2	0.1	31.9	7.5	22.9	2.3	-	0.2	0.1	33.0
China	587.2	180.1	1889.1	48.3	261.0	81.7	3047.2	608.4	206.7	1892.6	56.2	261.5	106.7	3132.2
China Hong Kong SAR	19.4	2.7	6.7	-	-	†	28.8	21.9	2.7	6.3	-	-	†	30.9
India	217.1	43.7	405.6	8.6	29.0	18.3	722.3	222.1	46.6	424.0	8.5	30.7	21.8	753.7
Indonesia	74.2	32.9	53.4	-	4.4	2.6	167.4	77.3	33.7	57.2	-	4.2	2.9	175.2
Japan	191.4	100.1	118.8	4.0	18.1	18.8	451.2	188.3	100.7	120.5	6.6	17.9	22.4	456.4
Malaysia	36.7	36.1	19.6	-	4.9	0.3	97.6	36.9	36.8	20.0	-	5.6	0.4	99.6
New Zealand	7.9	4.2	1.2	-	5.9	2.4	21.7	8.5	4.2	1.2	-	5.7	2.4	22.1
Pakistan	28.3	32.9	5.6	1.3	7.8	0.6	76.5	29.2	35.0	7.1	1.8	7.0	0.8	80.9
Philippines	20.6	3.3	11.7	-	1.8	3.1	40.6	21.7	3.2	13.1	-	2.2	3.1	43.3
Singapore	72.7	10.2	0.4	-	-	0.2	83.6	75.3	10.6	0.4	-	-	0.3	86.5
South Korea	128.9	41.0	81.9	36.7	0.6	3.1	292.2	129.3	42.4	86.3	33.6	0.7	3.6	295.9
Sri Lanka	5.0	-	1.3	-	1.0	0.1	7.4	5.3	-	1.4	-	0.9	0.1	7.7
Taiwan	48.6	17.2	38.6	7.2	1.5	1.0	114.0	49.2	19.1	39.4	5.1	1.2	1.2	115.1
Thailand	62.1	43.5	17.7	-	0.8	2.8	126.9	63.9	43.1	18.3	-	1.1	3.4	129.7
Vietnam	21.9	8.8	28.3	-	14.5	0.1	73.6	23.0	8.1	28.2	-	15.9	0.1	75.3
Other Asia Pacific	21.8	9.8	18.3	-	13.0	0.1	63.1	23.3	10.0	19.4	-	13.7	0.1	66.5
Total Asia Pacific	1601.1	625.1	2744.0	106.0	368.5	140.8	5585.5	1643.4	661.8	2780.0	111.7	371.6	175.1	5743.6
Total World	4657.3	3073.2	3706.0	591.2	913.3	417.4	13258.5	4621.9	3156.0	3731.5	596.4	918		

Tabla 29- Producción mundial de biocombustibles. Fuente: [1]

Biofuels production												Growth rate per annum		Share
Thousand tonnes oil equivalent	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2017	2006-16	2017
US	14709	20934	23761	28044	31184	29808	31057	32890	33849	35986	36936	2.9%	12.9%	43.9%
Canada	502	543	761	787	899	1004	1059	1188	1142	1197	1239	3.8%	21.4%	1.5%
Mexico	5	5	5	10	13	9	7	7	5	14	14	-	-	*
Total North America	15216	21481	24527	28841	32095	30821	32124	34086	34996	37197	38190	3.0%	13.1%	45.4%
Argentina	173	635	1055	1670	2234	2295	2014	2644	2038	2828	3131	11.0%	57.3%	3.7%
Brazil	12427	15486	15277	16866	14403	14739	17114	18005	19332	18168	18465	1.9%	6.6%	22.0%
Colombia	155	158	320	455	572	627	650	676	693	626	617	-1.1%	15.8%	0.7%
Other S. & Cent. America	606	806	634	232	313	304	359	382	385	409	456	11.8%	-2.3%	0.5%
Total S. & Cent. America	13360	17085	17285	19223	17522	17965	20136	21707	22448	22030	22669	3.2%	7.9%	26.9%
Austria	222	269	373	391	390	390	374	329	381	419	391	-6.5%	14.4%	0.5%
Belgium	146	282	486	523	525	536	526	666	482	477	471	-1.0%	35.8%	0.6%
Finland	54	101	231	301	208	263	330	367	432	109	219	101.9%	24.2%	0.3%
France	1153	2064	2408	2353	1935	2145	2306	2573	2559	2405	2224	-7.3%	13.4%	2.6%
Germany	3243	2805	2834	3022	2967	3031	2770	3460	3191	3228	3293	2.3%	2.2%	3.9%
Italy	448	623	772	678	486	298	454	575	572	600	595	-0.5%	0.1%	0.7%
Netherlands	82	78	242	391	674	1276	1495	1980	1816	1477	1658	12.6%	51.4%	2.0%
Poland	103	290	408	439	414	652	697	750	940	928	920	-0.6%	19.7%	1.1%
Portugal	162	149	226	284	330	276	274	301	321	298	315	5.9%	15.5%	0.4%
Spain	378	384	1001	1312	851	620	749	1030	1122	1200	1541	28.7%	16.0%	1.8%
Sweden	150	183	254	339	400	491	635	789	222	211	185	-12.0%	8.7%	0.2%
United Kingdom	374	289	220	304	322	303	517	403	310	554	617	11.8%	9.3%	0.7%
Other Europe	504	956	1153	1153	1259	1413	1449	1494	1679	1745	1738	-0.1%	15.7%	2.1%
Total Europe	7019	8473	10609	11490	10761	11692	12578	14717	14025	13652	14167	4.1%	10.0%	16.8%
Total CIS	2	7	36	34	28	29	23	25	19	19	19	-	-	*
Total Middle East	-	-	-	5	5	5	5	5	5	5	5	-	-	*
Total Africa	6	11	18	8	8	23	32	40	40	40	40	-	15.8%	*
Australia	75	111	174	222	223	241	210	163	162	183	144	-21.1%	13.4%	0.2%
China	982	1194	1224	1584	1970	2103	2346	2609	2653	1811	2147	18.8%	6.9%	2.6%
India	100	154	61	123	192	168	198	198	438	544	435	-19.9%	22.0%	0.5%
Indonesia	217	530	469	723	1110	1397	1750	3110	1314	2238	2326	4.2%	48.1%	2.8%
South Korea	78	146	358	511	309	283	321	337	385	386	406	5.3%	25.1%	0.5%
Thailand	148	525	656	700	765	1054	1330	1490	1603	1610	1846	15.0%	33.9%	2.2%
Other Asia Pacific	227	390	478	443	692	1067	1363	1522	1777	1767	1727	-2.0%	28.5%	2.1%
Total Asia Pacific	1827	3051	3419	4306	5262	6313	7518	9429	8333	8540	9031	6.0%	20.1%	10.7%
Total World	37429	50109	55894	63906	65680	66848	72415	80009	79866	81483	84121	3.5%	11.4%	100.0%
of which: OECD	22297	30020	35413	40832	43107	42773	44936	49000	49235	51054	52552	3.2%	12.2%	62.5%
Non-OECD	15133	20090	20481	23074	22573	24074	27478	31009	30630	30429	31569	4.0%	10.1%	37.5%
European Union	6944	8332	10460	11387	10569	11581	12492	14632	13906	13532	14044	4.1%	10.0%	16.7%

*Less than 0.05%.

Notes: Consumption of fuel ethanol and biodiesel is included in oil consumption tables.
Growth rates are adjusted for leap years.Source: Includes data from F.O. Lichts; Strategic grains;
US Energy Information Administration (March 2018).