



**Universidad de Valladolid**



**ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES**

**UNIVERSIDAD DE VALLADOLID**

**ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES**

**Grado en Ingeniería Química**

**Modelado de un reactor catalítico heterogéneo  
para la producción de biodiesel a partir de  
aceite vegetal.**

**Autor:**

**Compadre Guerra, Miguel**

**Tutores:**

**Lucas Yagüe, Susana  
González Benito, Gerardo  
Ingeniería Química y TMA**

**Valladolid, julio 2014.**



# 1. RESUMEN, PALABRAS CLAVE



## RESUMEN

Se ha realizado el diseño y modelado de un reactor catalítico heterogéneo para la producción de 16.000 toneladas anuales de biodiésel a partir de aceite de girasol, empleando óxido de calcio como catalizador. El reactor es del tipo continuo de tanque agitado y opera a la presión de 1 atm, temperatura de 55°C, relación metanol: aceite a la entrada de 6:1 mol/mol y con una masa de catalizador de 456 kg. El agitador utilizado es de tipo turbina con una potencia de agitación de 7 kW. El reactor opera de forma adiabática y utiliza lana de vidrio como aislante. El coste de compra del reactor es de 15000 euros.

Un estudio de seguridad HAZOP permite determinar y actuar sobre las variables más críticas en la operación del reactor. El Análisis del Ciclo de Vida del biodiesel garantiza la viabilidad medioambiental del proceso de producción de biodiésel.

Reactor, modelado, catálisis heterogénea, biodiésel, aceite vegetal.

## ABSTRACT

It was made the design and modelling of a heterogeneous catalytic reactor for the production of 16,000 tonnes of biodiesel per year from sunflower oil, using calcium oxide as catalyst. The reactor is a continuous stirred tank reactor (CSTR) and operates at a pressure of 1 atm, a temperature of 55°C, molar ratio methanol:oil in the input of 6:1 mol/mol and a catalyst mass of 456 kg. The impeller used is a turbine impeller with a power of 7 kW. The reactor operates adiabatically using glass wool as the insulating. The purchase cost of the reactor is 15000 euros.

A HAZOP study allows determining and acting on the most critical variables in the operation of the reactor. The Life Cycle Analysis of biodiesel ensures environmental sustainability of biodiesel production process.

Reactor, modelling, heterogeneous catalysis, biodiesel, vegetable oil.



## 2. ÍNDICE





## 2. ÍNDICE

3. INTRODUCCIÓN .....	5
3.1. SITUACIÓN ENERGÉTICA BIOCOMBUSTIBLES .....	7
3.1.1. Situación en Europa .....	8
3.1.2. Situación en España .....	9
3.2. BIODIESEL .....	10
3.2.1. Composición .....	10
3.2.2. Propiedades .....	10
3.2.3. Ventajas de su uso como combustible .....	11
3.2.4. Inconvenientes de su uso como combustible .....	12
3.3. PRODUCCIÓN DE BIODIESEL .....	13
3.3.1. Materias primas .....	13
3.3.2. Reacción de transesterificación .....	15
3.4. PROCESOS INDUSTRIALES .....	19
3.4.1. Procesos en discontinuo (batch) .....	19
3.4.2. Proceso en continuo .....	20
3.5. PLANTAS DE BIODIESEL EN ESPAÑA .....	21
3.6. PERSPECTIVAS FUTURAS .....	22
3.6.1. Procesos en desarrollo .....	22
3.6.2. Otro tipo de reactores .....	24
3.7. NORMATIVA EUROPEA Y ESPAÑOLA .....	26
3.7.1. Normativa Europea .....	26
3.7.2. Normativa Española .....	26
3.7.3. Calidad del biodiesel .....	27
4. OBJETIVOS .....	31
5. ALTERNATIVAS Y SELECCIÓN .....	35
5.1. MATERIAS PRIMAS .....	37
5.2. TIPO DE CATÁLISIS .....	37
5.3. TIPO DE CATALIZADOR .....	37
5.4. TIPO DE REACTOR .....	38
6. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO. DIAGRAMA DE BLOQUES. ....	39
7. MODELADO DEL REACTOR .....	45
7.1. MODELO CINÉTICO .....	45
7.1.1. Reacción de transesterificación .....	45

## 2. ÍNDICE

7.1.2. Modelos cinéticos (catálisis heterogénea). .....	45
7.1.3. Selección del modelo cinético y determinación de las constantes cinéticas y de adsorción.....	46
7.1.4. Entalpía de reacción.....	46
7.2. MODELADO DEL REACTOR.....	46
7.2.1. Suposiciones realizadas.....	46
7.2.2. Datos básicos del modelado.....	47
7.2.3. Balance de materia. ....	49
7.2.4. Diseño del sistema de agitación. ....	50
7.2.5. Balance de energía.....	52
7.2.6. Simulación del reactor. ....	54
7.3. DISEÑO MECÁNICO.....	55
7.3.1. Datos de diseño. Normativa empleada.....	55
7.3.2. Cuerpo cilíndrico. ....	56
7.3.3. Cabezales toriesféricos. ....	56
7.3.4. Reactor. ....	57
7.3.5. Capa de aislante.....	58
7.3.6. Tubuladuras. ....	58
7.3.7. Hoja de especificaciones. ....	60
8. EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	55
8.1. COSTE DE COMPRA DEL REACTOR.....	63
8.1.1. Coste del recipiente.....	63
8.1.2. Coste del agitador.....	63
8.1.3. Coste total del reactor.....	64
8.2. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD EN LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL. ....	64
8.2.1. Cambios en el precio del biodiésel.....	64
8.2.2. Cambios en el precio de la materia prima (aceite). ....	65
9. SEGURIDAD.....	67
10. ANÁLISIS DEL CICLO DE VIDA.....	69
10.1. ENERGÍA PRIMARIA TOTAL.....	75
10.2. ENERGÍA FÓSIL. ....	76
10.3. EFICIENCIAS ENERGÉTICAS DE LA PRODUCCIÓN y DISTRIBUCIÓN DE LAS MEZCLAS ESTUDIADAS. ....	77
10.4. EMISIONES DE GASES DE EFECTO INVERNADERO DEL CICLO DE VIDA DE LOS ACEITES VEGETALES UTILIZADOS EN LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL. ....	78

## 2. ÍNDICE

10.5. EMISIONES DE GASES DE EFECTO INVERNADERO DE LA PRODUCCIÓN, DISTRIBUCIÓN Y USO DE LAS MEZCLAS ESTUDIADAS.....	78
10.6. RECOMENDACIONES .....	80
11. CONCLUSIONES .....	81
12. BIBLIOGRAFÍA.....	87
13. ANEXOS.....	93
ANEXO I. SIMBOLOGÍA Y NOMENCLATURA .....	95
ANEXO II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS .....	101
ANEXO III. PLANOS.....	123



# 3. INTRODUCCIÓN



#### 3.1. SITUACIÓN ENERGÉTICA BIOCOMBUSTIBLES

Los biocombustibles o biocarburantes son combustibles líquidos o gaseosos producidos a partir de biomasa, entendiendo por tal la materia orgánica biodegradable y que no se encuentra en estado fósil, y que generan energía mediante un proceso de transformación (fermentación alcohólica, ácidos grasos o descomposición anaeróbica). Los biocombustibles se utilizan, mayoritariamente, en el sector del transporte como:

- Biodiésel: producido a partir de la reacción de los aceites vegetales o grasas animales con alcohol.
- Bioetanol: se produce a partir de la fermentación de materia orgánica con altos contenidos en azúcares y almidón (como cereales, caña de azúcar y remolacha).
- Biogás: es un gas compuesto principalmente por metano, formado por la degradación de materia orgánica en condiciones anaerobias.

El uso de los biocombustibles se presenta como la solución para paliar las elevadas emisiones de CO<sub>2</sub> que provoca el sector del transporte y la sustitución de los carburantes de origen fósil.

La producción de biocombustibles a nivel mundial ha crecido exponencialmente en los últimos años. Su desarrollo se ha visto favorecido por la subida del precio del petróleo y las políticas de subvención pública adoptadas por los distintos países para cumplir con las exigencias del Protocolo de Kioto.

Según los datos del GBC (*Global Biofuels Center*), la producción mundial de biodiésel ha aumentado considerablemente, alcanzando los 57.184 millones de litros en el año en 2010. La producción de bioetanol también ha aumentado significativamente, pasando de menos de 20.000 millones de litros al año en 2000 hasta 95.695 millones en 2010. La mayor parte de este crecimiento se ha registrado principalmente en Estados Unidos, Brasil y Alemania que aglutinan más de la mitad de la producción de biodiésel y más de las tres cuartas partes de la producción de bioetanol [1].

Los expertos sostienen que en los próximos años el sector de los biocombustibles seguirá expandiéndose pero a un ritmo diferente. Las previsiones indican que el mercado mundial de bioetanol se duplicará, debido principalmente a la rápida expansión de los biocombustibles en Estados Unidos, y el de biodiésel crecerá considerablemente en Europa.

### 3. INTRODUCCIÓN.

Etanol			Biodiésel		
	País	Millones de litros		País	Millones de litros
1	Estados Unidos	51.415,97	1	Estados Unidos	5.912,17
2	Brasil	26.887,52	2	Alemania	5.047,81
3	China	2.699,48	3	España	5.023,19
4	Francia	1.821,03	4	Indonesia	4.262,31
5	Canadá	1.494,50	5	Brasil	4.160,28
6	India	1.420,92	6	Malasia	4.091,18
7	Polonia	1.079	7	China	3.906,09
8	Alemania	916,97	8	Argentina	3.636,28
9	Tailandia	868,50	9	Francia	2.926,11
10	Jamaica	832,70	10	Tailandia	2.771
11	Trinidad y Tobago	757	11	Italia	2.749,99
12	Indonesia	683,38	12	India	1.715,64
13	España	546	13	Polonia	1.505,05
14	Austria	485	14	Países Bajos	1.124,09
15	Bélgica	485	15	Singapur	988,76
16	Países Bajos	480	16	Austria	982,96
17	Reino Unido	470	17	Reino Unido	970
18	Islas Vírgenes	387,50	18	Bélgica	886,37
19	Colombia	352	19	Grecia	850,26
20	Vietnam	318,11	20	Australia	797,81
21	Australia	292,70	21	Corea del Sur	762,91
22	República Checa	280	22	Portugal	590,92
23	El Salvador	247,10	23	Colombia	584,82
24	Paraguay	237,25	24	Filipinas	478,23
25	Argentina	237,20	25	República Checa	459,77
	<b>Total</b>	<b>95.694,83</b>		<b>Total</b>	<b>57.184</b>

Figura 3.1. Ránking de los 25 países por capacidad de producción de etanol y biodiesel. Año 2010. Fuente: Global Biofuels Center.

#### 3.1.1. SITUACIÓN EN EUROPA

El consumo de biocombustibles en la Unión Europea ha sufrido un crecimiento espectacular en los últimos años, ya que se pasó de las 2,4 millones de toneladas del año 2004 a los 12 millones en 2009, lo que supone un crecimiento del 400%. En Europa el biodiésel acapara el 79,5% de los biocombustibles y el bioetanol representa el 19,3%, mientras que el resto de biocombustibles han perdido protagonismo. Por países, Alemania, Francia, Italia, España y Reino Unido son los que realizan un mayor consumo de biocombustibles, ya que juntos suman el 71,1% del conjunto de la UE.

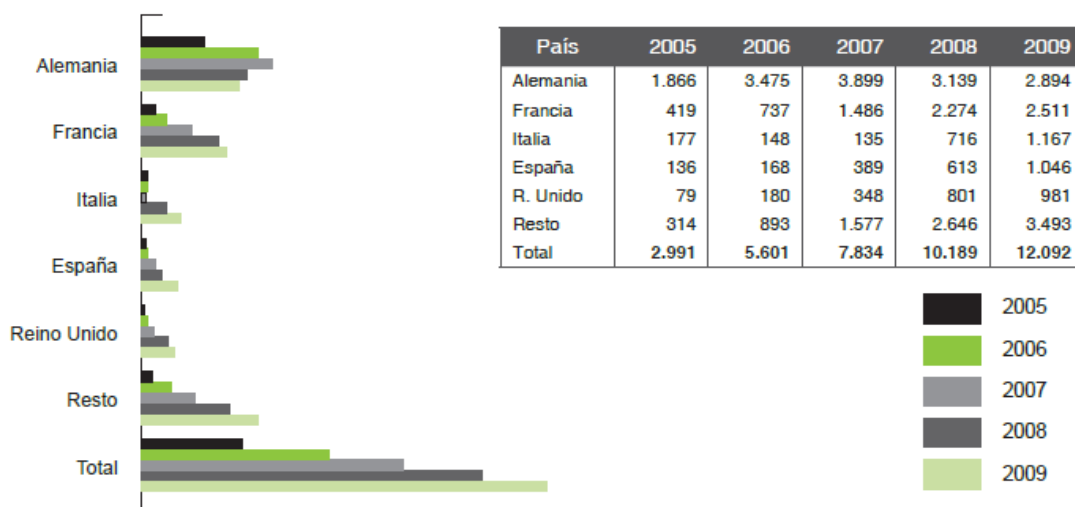


Figura 3.2. Consumo de biocombustibles (en miles de toneladas). Fuente: Euroobserver.



### 3. INTRODUCCIÓN.

Por otra parte, según datos de EBB (*European Biodiesel Board*), la patronal que agrupa a los productores europeos de biodiésel, en 2010 la capacidad de producción ascendía a 21.904.000 toneladas anuales [1].

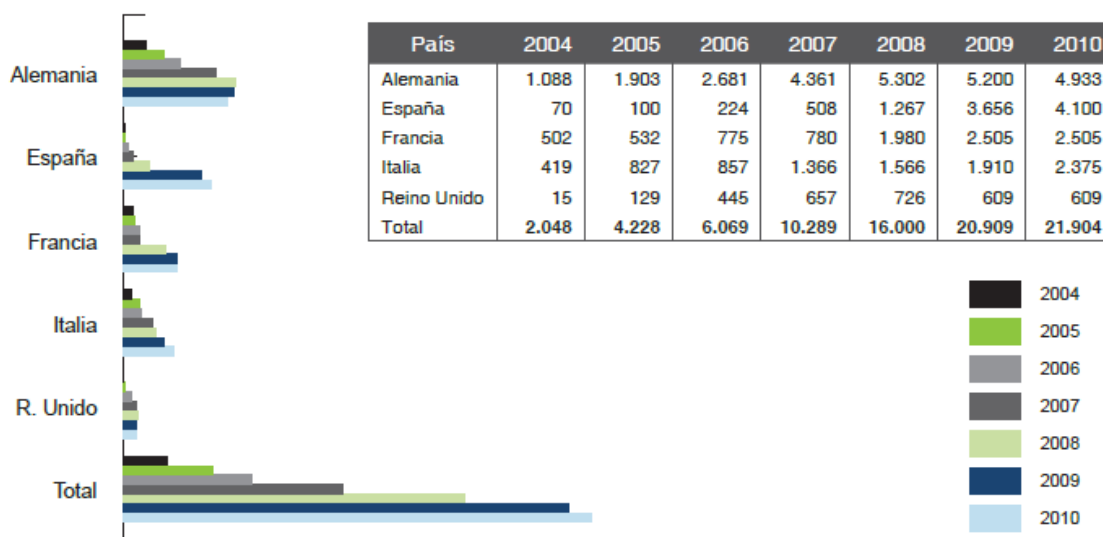


Figura 3.3. Capacidad de producción de biodiésel (en miles de toneladas). Fuente: EBB.

#### 3.1.2. SITUACIÓN EN ESPAÑA

El consumo de los biocombustibles en España ha experimentado un crecimiento espectacular en los últimos años, al pasar de las 136.000 toneladas en el año 2005 a 1.046 millones de toneladas en 2009, lo que representa un incremento del 669%.

Dentro de los biocarburantes, el biodiésel representa el 85,5% del total, con 894.000 toneladas en 2009, mientras que el bioetanol, con 152.000 toneladas, es el 14,5%, según datos de *Euroobserver*. El consumo de bioetanol se ha estancado en España, ya que ha pasado de 113.000 toneladas en 2005 a 152.000 en 2009. Mientras, el biodiésel pasó de 23.000 toneladas en 2005 a 894.000 toneladas en 2009, lo que significa multiplicar por 38 el consumo de este producto.

A pesar de los buenos datos de crecimiento del consumo de los biocombustibles en España, el sector está atravesando un momento de incertidumbre generada por la importación masiva de productos foráneos, procedentes en su mayoría de Argentina e Indonesia, que ponen en peligro la producción en España. El Informe de la CNE señala que en 2009, en España, se importaron 357.772 m<sup>3</sup> de biodiésel (el 30% del consumo nacional) y se produjeron en territorio nacional 907.000 m<sup>3</sup>, de los cuales, el 18,07% se elaboró con materias primas nacionales y el resto (81,93%) con materias primas importadas. Según estos datos, se consumieron en el mercado interior 1.169.626 m<sup>3</sup>, y se exportaron 117.317 m<sup>3</sup>.

En cuanto a la estimación de la demanda en años futuros, se espera que la producción de biocombustibles alcance las 3,5 millones de toneladas en 2020, de las cuales 3,1 millones serán de biodiésel [1].

### 3. INTRODUCCIÓN.

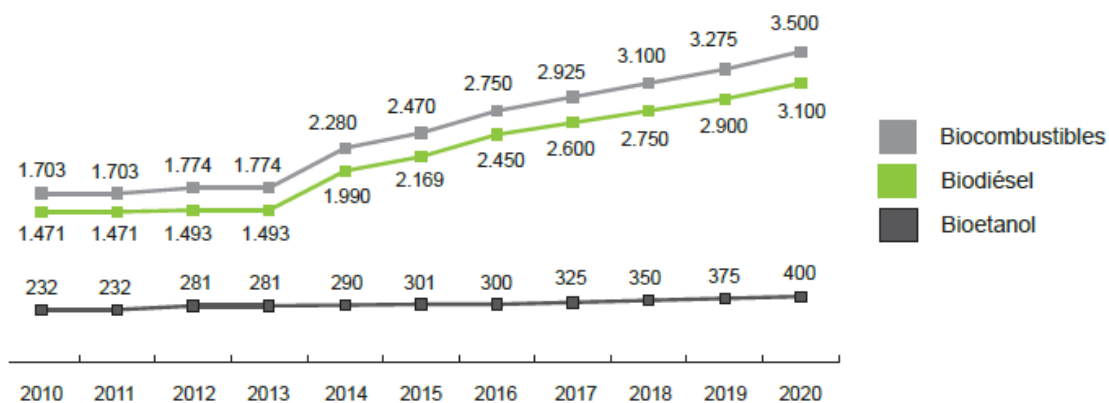


Figura 3.4. Previsión del consumo de biocombustibles en España (en miles de toneladas). Fuente: Paner.

### 3.2. BIODIESEL

El biodiésel es un éster producido a partir de la reacción de aceites vegetales o grasas animales con un alcohol. En España y en el resto de la UE los aceites de primer uso más utilizados son la colza, la soja y el girasol, teniendo también un peso importante los aceites usados. En la actualidad, se está estudiando su producción a partir de algas. El alcohol más utilizado en la UE es el metanol, aunque también se puede utilizar etanol, como se hace mayoritariamente en Brasil. Es muy similar al gasóleo obtenido del petróleo y puede usarse en motores de ciclo diésel, aunque algunos motores requieren modificaciones.

#### 3.2.1. COMPOSICIÓN

La composición química del biodiesel y del diesel fósil es diferente, dando origen a propiedades similares o diferentes según el caso. El diesel no contiene oxígeno y contiene 30-35% de hidrocarburos aromáticos, 65-70% de parafinas y trazas de olefinas, teniendo componentes principalmente en el rango de C10 a C16. El biodiesel contiene ácidos grasos de alquilésteres principalmente en el rango de C16 a C18, con un contenido de oxígeno del 11% p/p [2].

#### 3.2.2. PROPIEDADES

Los componentes básicos de los aceites y grasas son los triglicéridos, los cuales provienen tanto de ácidos grasos saturados como insaturados. Dependiendo de éstas y otras características del origen de los triglicéridos, se obtendrá un biodiesel con unas cualidades u otras.

Si comparamos las propiedades del biodiésel con las de un gasoil, obtenemos las siguientes conclusiones [3]:

- La densidad ( $880 \text{ kg/m}^3$  aproximadamente) y la viscosidad cinemática son mayores que las del gasoil.
- El punto de fusión es más favorable para el gasoil frente al biodiesel. Esto es sobre todo importante en las regiones frías.
- Es líquido a temperatura ambiente y su color varía entre dorado y marrón oscuro.
- Mejores propiedades lubricantes que el gasoil.

### 3. INTRODUCCIÓN.

- El índice de cetano, que tiene que ver con el funcionamiento de los motores diésel, es superior en el biodiésel respecto del gasoil. Esta diferencia se hace más notable en el biodiésel procedente de aceites con una mayor cantidad de ácidos grasos saturados, lo que convierte al biodiésel en un buen aditivo para mejora el índice de cetano.
- El punto de inflamación (superior a 130°C) es muy superior al del gasoil (64°C).
- El azufre no está presente.
- El poder calorífico no se modifica notablemente, aunque es menor en el biodiesel (37,27 MJ/L aproximadamente).
- Inmiscible con el agua.
- Punto de ebullición alto y baja presión de vapor.

#### 3.2.3. VENTAJAS DE SU USO COMO COMBUSTIBLE

A continuación se presentan las principales ventajas del biodiesel como combustible [4]:

- Es un biocombustible que no daña al medioambiente.

El biodiésel no daña el medio ambiente por ser un combustible de origen vegetal en su estado 100% puro. Su uso en el referido estado sería completamente inocuo con nuestro medio. Para poder usarse en dicho estado deberían efectuarse unas pequeñas modificaciones técnicas en los motores diésel, como sería modificar el compuesto de la goma y/o cauchos de los manguitos y latiguillos del circuito del combustible. Ello es debido a que el biodiésel 100% tiene la particularidad de disolver la goma. Desde los años 90, casi todos los fabricantes de vehículos (principalmente marcas alemanas) ya han sustituido dichos conductos, fabricándolos con materiales plásticos o derivados que el biodiésel 100% puro no los disuelve.

- Se produce a partir de materias primas renovables.

El biodiésel se produce a partir de aceites vegetales, vírgenes y reciclados. Con los aceites vegetales, se contribuye de manera significativa al suministro energético sostenible, lo que permite reducir la dependencia del petróleo, incrementando la seguridad y diversidad en los suministros, así como el desarrollo socioeconómico del área rural (producción de oleaginosas con fines energéticos), y la conservación de nuestro medio ambiente.

- No contiene prácticamente nada de azufre.

Por este motivo, se evitan las emisiones de SO<sub>x</sub>, uno de los principales responsables de la lluvia ácida o el efecto invernadero.

- Mejora la combustión, reduciendo claramente las emisiones de hollín (hasta casi un 55% desapareciendo el humo negro y el olor desagradable).

Dado que la molécula de biodiésel aporta, por unidad de volumen, más átomos de oxígeno que lo que aporta el mismo volumen de gasóleo convencional, la presencia de inquemados es menor utilizando biodiesel dado que hay menos moléculas de carbono elemental (hollín) y menos de monóxido de carbono (CO).

### 3. INTRODUCCIÓN.

- Produce durante su combustión menor cantidad de CO<sub>2</sub> que el que las plantas absorben para su crecimiento (ciclo cerrado del CO<sub>2</sub>).

El dióxido de carbono CO<sub>2</sub> que emite a la atmósfera el biodiesel durante la combustión es neutro, ya que es el mismo que captó la planta oleaginosa utilizada para extraer el aceite durante su etapa de crecimiento. Con lo cual, la combustión de Biodiesel no contribuye al efecto invernadero, es neutra y ayuda a cumplir el protocolo de Kyoto.

- No contiene ni benceno, ni otras sustancias aromáticas cancerígenas (Hidrocarburos aromáticos policíclicos).

El biodiesel, como combustible vegetal no contiene ninguna sustancia nociva, ni perjudicial para la salud, a diferencia de los hidrocarburos, que tienen componentes aromáticos y bencenos (cancerígenos). La no-emisión de estas sustancias contaminantes disminuye el riesgo de enfermedades respiratorias y alergias.

- Es fácilmente biodegradable, y en caso de derrame y/o accidente, no pone en peligro ni el suelo ni las aguas subterráneas.

El biodiésel es biodegradable (aprox. 21 días), su origen vegetal lo hace compatible con la naturaleza y la ausencia de compuestos químicos y sintéticos lo hace inocuo con nuestro medio.

- No es una mercancía peligrosa (el punto de inflamación se encuentra por encima de 110° C).

El biodiesel tiene su punto de inflamación por encima de 110°C, por eso no está clasificado como mercancía peligrosa, siendo su almacenamiento y manipulación segura.

- Posee un alto poder lubricante y protege el motor reduciendo su desgaste así como sus gastos de mantenimiento.

El biodiesel por ser su origen los aceites vegetales, tiene un alto poder de lubricación, alargando la vida de los motores, reduciendo el ruido en los mismos, así como notablemente abaratando los costes de mantenimiento.

Así mismo como característica del biodiesel, cabe reseñar el poder detergente, que mantiene limpios los sistemas de conducción e inyección del circuito de combustible de los motores.

- Es el único combustible no contaminante alternativo a los motores de gasóleo convencional.

El biodiesel, es el único combustible renovable alternativo en los motores diesel.

#### 3.2.4. INCONVENIENTES DE SU USO COMO COMBUSTIBLE.

Algunas de las desventajas del biodiesel como combustible son las siguientes [4]:

- A bajas temperaturas puede empezar a solidificar y formar cristales, que pueden obstruir los conductos del combustible.

### 3. INTRODUCCIÓN.

- Por sus propiedades solventes, puede ablandar y degradar ciertos materiales, tales como el caucho natural y la espuma de poliuretano. Es por esto que puede ser necesario cambiar algunas mangueras y retenes del motor antes de usar biodiesel en él, especialmente con vehículos antiguos.
- Sus costes aún pueden ser más elevados que los del diesel de petróleo. Esto depende básicamente de la fuente de aceite utilizado en su elaboración.

### 3.3. PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

#### 3.3.1. MATERIAS PRIMAS

Se puede decir que la producción de biodiésel tiende a provenir mayoritariamente de los aceites extraídos de plantas oleaginosas, especialmente girasol, soja y colza. Sin embargo, cualquier materia que contenga triglicéridos puede utilizarse para la producción de biodiésel (girasol, colza, soja, aceites de fritura usado, sebo de vaca, grasa de pollo y de pescado, etc.) [5].

El alcohol utilizado puede ser el metanol, que forma metilésteres, o el etanol, que forma etilésteres. El proceso con etanol es más complicado que con metanol, por este motivo la mayoría de los procesos industriales que existen actualmente utilizan metanol como materia prima.

#### - Aceites vegetales convencionales

Las materias primas utilizadas convencionalmente en la producción de biodiésel han sido los aceites de semillas oleaginosas como el girasol y la colza (Europa), la soja (Estados Unidos) y el coco (Filipinas); y los aceites de frutos oleaginosos como la palma (Malasia e Indonesia). Por razones climatológicas, la colza se produce principalmente en el norte de Europa y el girasol en los países mediterráneos del sur, como España o Italia. La utilización de estos aceites para producir biodiésel en Europa ha estado asociada a las regulaciones de retirada obligatoria de tierras de la Política Agraria Común (PAC) que permite el cultivo de semillas oleaginosas a precios razonables. Sin embargo, la dedicación de sólo las tierras de retirada para la producción de materias primas energéticas supone un riesgo por cuanto estas superficies varían en el tiempo, ya que el régimen de retirada de tierras depende de la oferta y la demanda de cereales alimentarios, lo que implica que este índice está sujeto a alteraciones. En España, el uso de cultivos tradicionales como energéticos está condicionado además por la producción del aceite, ya que la producción media por hectárea de aceite de girasol resulta poco atractivo, desde el punto de vista del agricultor, para elegir este cultivo como fuente de obtención de biocarburantes.

#### - Aceites vegetales alternativos

Además de los aceites vegetales convencionales, existen otras especies más adaptadas a las condiciones del país donde se desarrollan y mejor posicionadas en el ámbito de los cultivos energéticos. En este sentido, destacan la utilización, como materias primas de la producción de biodiésel, de los aceites de *Camelina sativa*, *Crambe abyssinica* y *Jatropha*

### 3. INTRODUCCIÓN.

*curcas*. Existen otros cultivos que se adaptan mejor a las condiciones de España y que presentan rendimientos de producción mayores. En concreto, se trata de los cultivos de *Brassica carinata* y *Cynara cardunculus*. La *Brassica carinata* es una alternativa real al secano y regadío extensivo. La *Cynara cardunculus* es un cultivo plurianual y permanente, de unos diez años de ocupación del terreno, y orientado fundamentalmente a la producción de biomasa, aunque también pueden aprovecharse sus semillas para la obtención de aceite.

#### - Aceites vegetales modificados genéticamente

Los aceites y las grasas se diferencian principalmente en su contenido en ácidos grasos. Los aceites con proporciones altas de ácidos grasos insaturados, como el aceite de girasol o de *Camelina sativa*, mejoran la operatividad del biodiésel a bajas temperaturas, pero disminuyen su estabilidad a la oxidación, que se traduce en un índice de yodo elevado. Por este motivo, se pueden tener en consideración, como materias primas para producir biodiésel, los aceites con elevado contenido en insaturaciones, que han sido modificados genéticamente para reducir esta proporción, como el aceite de girasol de alto oleico.

#### - Aceites de fritura usados

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

El informe sobre el marco regulatorio de los carburantes propone reciclar aceite de fritura en biodiésel. Esta alternativa es la que más ventajas tiene porque además de producir combustible elimina un residuo contaminante como es el aceite usado.

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.

#### - 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.

#### - Aceites de otras fuentes

### 3. INTRODUCCIÓN.

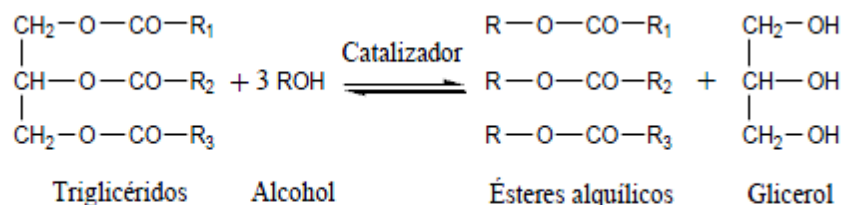
Por otra parte, es interesante señalar la producción de lípidos de composiciones similares a los aceites vegetales, mediante procesos microbianos, a partir de algas, bacterias y hongos, así como a partir de microalgas [6].

#### - Otras fuentes

Por último, cabe destacar que está en estudio la utilización de bioetanol y biometanol en el proceso de esterificación de dichos aceites para la producción de biodiésel, al igual que el desarrollo de cultivos específicos para fines energéticos, no alimentarios.

#### 3.3.2. REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN

La transesterificación es la transformación de grasas o aceite junto con un alcohol (frecuentemente de cadena corta, metanol o etanol) para la obtención de ésteres y glicerina. Es una reacción reversible, por lo que en presencia de un ácido o una base fuerte se produce una aceleración de la conversión. Es por este motivo por el cual es común el uso de alcohol en exceso para desplazar el equilibrio hacia los productos: ésteres alquílicos (biodiésel) y glicerol.

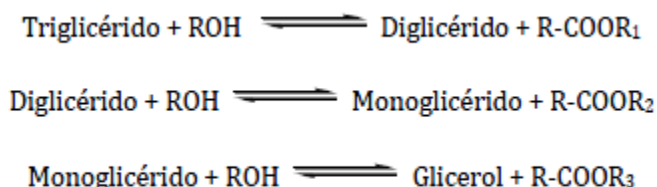


R, R<sub>1</sub>, R<sub>2</sub>, R<sub>3</sub>: Cadenas alifáticas

Figura 3.5. Reacción de transesterificación para la obtención de ésteres metílicos y glicerina.

Tanto a escala de laboratorio como a nivel industrial, la reacción de transesterificación requiere del uso de un catalizador para mejorar la velocidad de reacción y el rendimiento obtenido.

De una forma más desarrollada, la reacción de transesterificación se lleva a cabo mediante tres reacciones reversibles, en serie para el aceite y en paralelo respecto al alcohol, donde la secuencia de reacción de los triglicéridos transcurre con la formación de diglicéridos, monoglicéridos y triglicerol, de forma consecutiva.



R, R<sub>1</sub>, R<sub>2</sub>, R<sub>3</sub>: Cadenas alifáticas

Figura 3.6. Reacciones reversibles que componen la transesterificación.

### 3. INTRODUCCIÓN.

Existen varios tipos de catálisis para la transesterificación pero comercialmente para la producción de biodiesel la más comúnmente utilizada es la catálisis homogénea, que se puede dividir principalmente en alcalina y ácida. También se han utilizado otros tipos de catalizadores heterogéneos (en fase sólida). Otras alternativas interesantes pueden ser la utilización de catalizadores enzimáticos como las lipasas [7].

#### 3.3.2.1. Catálisis homogénea.

##### 3.3.2.1.1. Catálisis homogénea básica.

La transesterificación alcalina homogénea es el proceso preferido por la industria para producir biodiesel. Generalmente es más rápida y menos costosa cuando la comparamos con la ácida u otros tipos de catalizador. Las bases fuertes como el NaOH y el KOH son los catalizadores más usados. Estos hidróxidos presentan altas conversiones a condiciones moderadas y tiempos de reacción cortos, además son menos corrosivos para los equipos industriales y requieren pequeños volúmenes de alcohol, lo que representa reactores económicos y de menor tamaño. Sin embargo para funcionar óptimamente se requiere de una materia prima de alta calidad, es decir de aceites con una concentración baja de ácidos grasos libres, sin gomas ni impurezas. También es indispensable que su humedad sea mínima, de lo contrario se presentarán reacciones secundarias de saponificación o de neutralización.

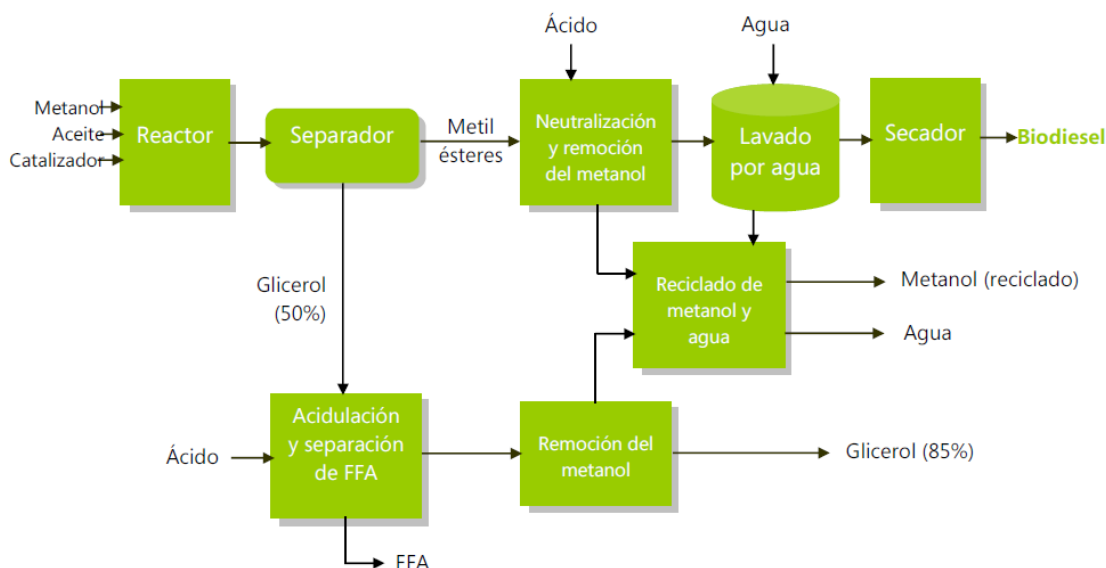


Figura 3.7. Diagrama de bloques del proceso utilizando catálisis homogénea básica.

##### 3.3.2.1.2. Catálisis homogénea ácida.

Los ácidos más utilizados son los ácidos fosfórico, sulfúrico, sulfónico y clorhídrico. Los catalizadores ácidos son recomendados para transesterificar aceites con un alto contenido de ácidos grasos libres tales como el aceite de palma o los aceites reciclados. La catálisis ácida también se emplea para pretratar algunos aceites como una etapa previa a la transesterificación básica, debido a que también esterifica los ácidos grasos



### 3. INTRODUCCIÓN.

libres contenidos en las grasas y los aceites consiguiéndose altos rendimientos. Sin embargo, la reacción es lenta y requiere temperaturas y presiones más altas, y de igual manera demanda mayores cantidades de alcohol. Al igual que la catálisis básica la reacción es fuertemente afectada por la presencia de agua, disminuyendo el rendimiento de la transesterificación.

#### 3.3.2.2. Catálisis heterogénea.

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 en el aceite, sino que son sólidos y son fácilmente recuperables al final de la reacción.

La transesterificación llevada con la catálisis homogénea presenta problemas como son la formación de jabones y la necesidad de purificación y eliminación de subproductos de la reacción, el tratamiento de efluentes residuales, además de la corrosión inherente en el caso de catalizadores ácidos.

Se han utilizado catalizadores heterogéneos como hidrotalcitas, carbonato de calcio, óxidos de estaño, magnesio y zinc, entre otros [8]. Esta catálisis sólo requiere de la evaporación del metanol sin producción de efluentes residuales, además también se obtiene un glicerol puro sin contaminantes.

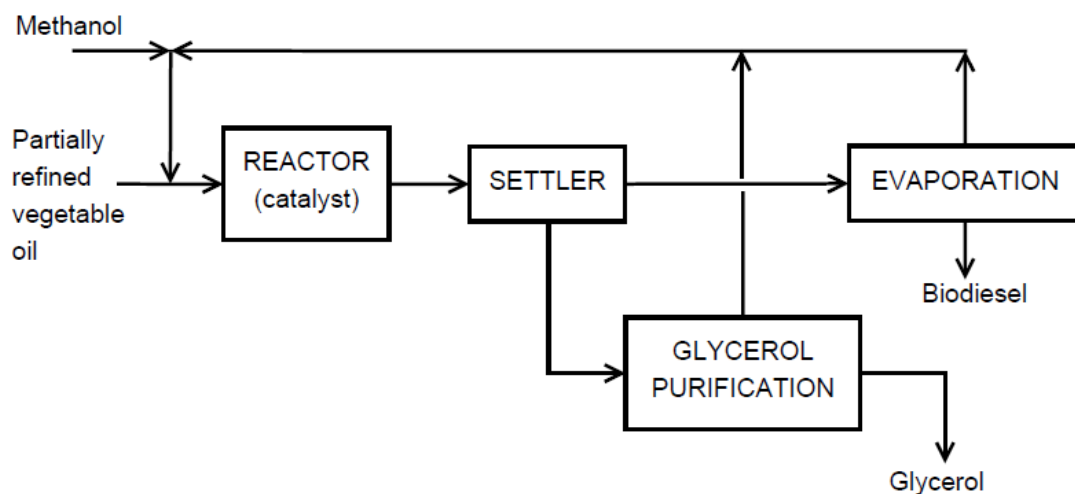


Figura 3.8. Diagrama de bloques del proceso utilizando catálisis heterogénea.

#### 3.3.2.3. Catálisis enzimática

Los catalizadores enzimáticos como las lipasas son capaces de catalizar la transesterificación de los triglicéridos. Tienen la ventaja de ser reutilizables y hacer que el glicerol sea fácilmente eliminado, convierten los ácidos grasos libres en ésteres y no son inhibidas por la presencia de agua. Sin embargo, el metanol o el glicerol pueden inactivar las enzimas al acumularse, pero su mayor inconveniente es que los costes de producción de las lipasas son mayores que los catalizadores alcalinos o los ácidos.

### 3. INTRODUCCIÓN.

#### 3.3.2.4. Ventajas e inconvenientes de los distintos catalizadores

En la figura 2.9 se presentan, a modo de resumen, las ventajas y desventajas en la utilización de los distintos catalizadores para el proceso de transesterificación.

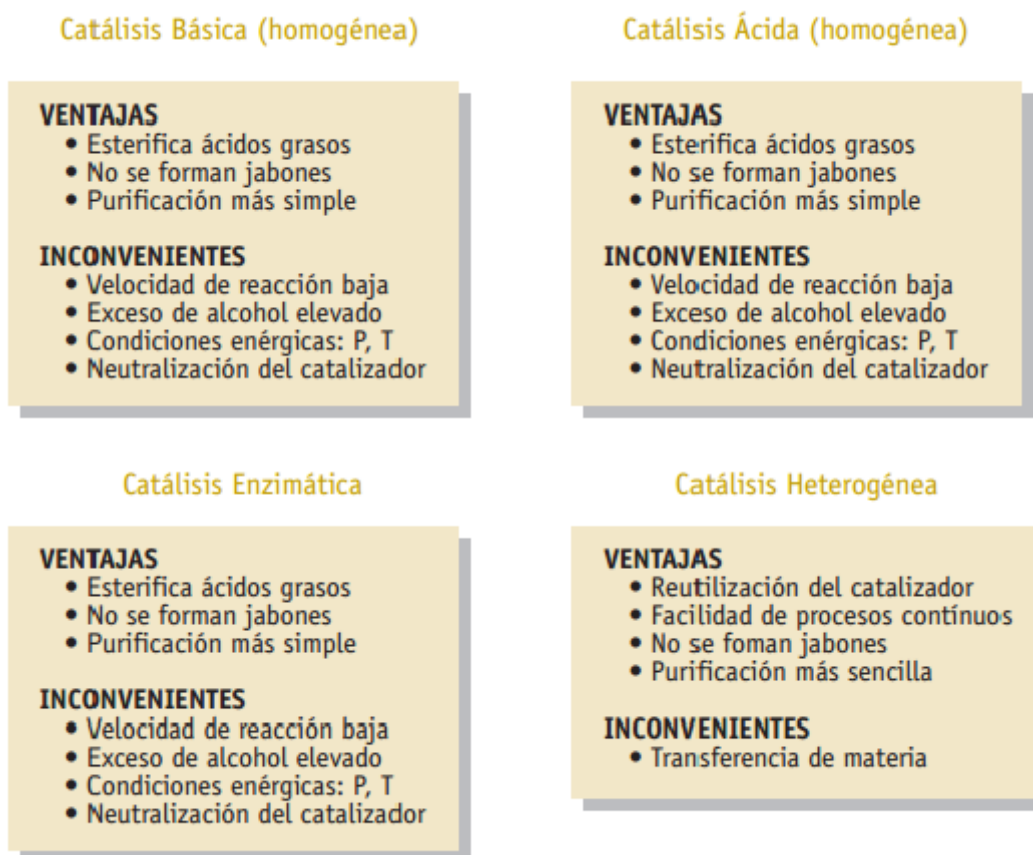


Figura 3.9. Características de los posibles catalizadores a emplear en el proceso de transesterificación.

#### 3.3.2.5. Factores que influyen en la reacción de transesterificación.

Entre las variables más importantes que afectan a la velocidad de la reacción de transesterificación se encuentran las siguientes [9]:

- Temperatura y tiempo de reacción

De forma general, un aumento de la temperatura y el tiempo de reacción favorecen la transesterificación de los triglicéridos. Ha de tenerse en consideración que el valor de la temperatura debe ser inferior a la temperatura de ebullición del alcohol, ya que de no ser así se producirían pérdidas de reactivo.

- Cantidad de catalizador.

La cantidad de catalizador se expresa en porcentaje en peso con respecto a la cantidad de aceite en la mezcla reaccionante. De forma general para catálisis homogénea las concentraciones de catalizador varían entre un 1% y 5% m/m con relación a los aceites y para la catálisis heterogénea de un 3 a un 15%.

### 3. INTRODUCCIÓN.

- Relación molar de alcohol/aceite.

La proporción estequiométrica requerida es de tres moles de alcohol por cada mol de triglicérido para producir tres moles del éster del ácido graso y un mol de glicerol. Sin embargo, debido a la reversibilidad del proceso, se requiere un exceso de alcohol.

- Velocidad de agitación.

La velocidad de agitación tiene que ser alta para asegurar que la mezcla entre fases es buena. De esta forma, el proceso de reacción se ve favorecido al disminuir la resistencia a la transferencia de materia y por lo tanto obtenemos mayores conversiones.

- Acidez y humedad.

Una alta acidez, mayor al 3-5% de ácidos grasos libres (AGL) conlleva una baja conversión ya que, especialmente en catálisis alcalina homogénea, los AGL no pueden ser transesterificados debido a la formación de jabones que dificultan la separación del biodiésel de la glicerina.

El agua presente en el proceso en forma de humedad o derivada del proceso junto con la presencia elevada de AGL absorbe el alcohol impidiendo en cierto modo la transesterificación de los triglicéridos.

### 3.4. PROCESOS INDUSTRIALES

Las tecnologías existentes para transesterificar son relativamente simples, y pueden ser combinadas de diferentes maneras variando las condiciones del proceso y la alimentación del mismo. La elección de la tecnología será en función de la capacidad deseada de producción, alimentación, calidad y recuperación del alcohol y del catalizador. En general, plantas de menor capacidad y diferente calidad en la alimentación (utilización al mismo tiempo de aceites refinados y reutilizados) suelen utilizar procesos batch o discontinuos. Los procesos continuos, sin embargo, son más idóneos para plantas de mayor capacidad que justifique el mayor número de personal y requieren una alimentación más uniforme [10].

#### 3.4.1. PROCESOS EN DISCONTINUO (BATCH)

El proceso discontinuo es el método más simple para la producción de biodiesel. Sin embargo para obtener un biodiesel que cumpla con las normas existentes se requiere de tecnologías y condiciones apropiadas que pueden dificultar la producción a pequeña escala. Este tipo de proceso se realiza en reactores tipo "batch" que están equipados con agitación y con un condensador de reflujo. Las condiciones de operación son establecidas previamente de acuerdo a la calidad de la materia prima. Es necesaria una agitación rápida para una correcta mezcla en el reactor del aceite, el catalizador y el alcohol. Luego en etapas posteriores se realiza la separación, purificación y estabilización del biodiesel. El tiempo de reacción suele variar entre 20 minutos y dos horas, y varios autores han estudiado la cinética de esta reacción en modo *batch*. En la

### 3. INTRODUCCIÓN.

Figura 2.10 se reproduce un diagrama de bloques de un proceso de transesterificación en discontinuo.

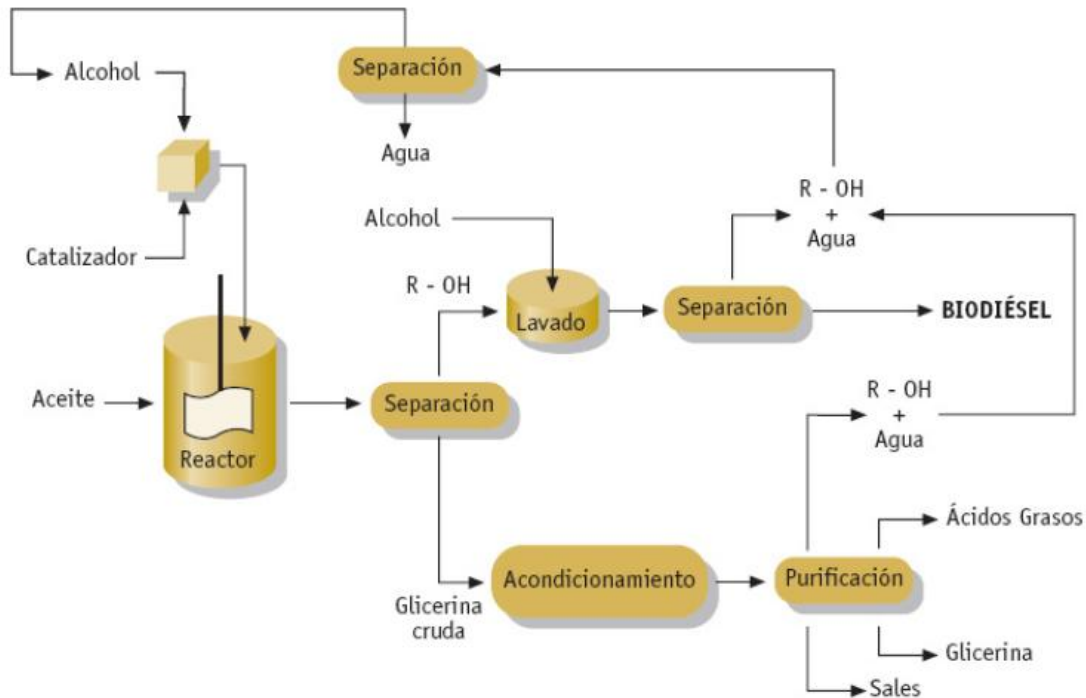


Figura 3.10. Proceso de transesterificación en discontinuo.

#### 3.4.2. PROCESO EN CONTINUO

Una variación del proceso discontinuo es la utilización de reactores continuos del tipo tanque agitado (reactores CSTR). Este tipo de reactores permite mayores tiempos de residencia y lograr aumentar la conversión de la reacción. Así, tras la decantación de glicerol en el decantador la reacción en un segundo CSTR es mucho más rápida. Un elemento esencial en el diseño de los reactores CSTR es asegurarse que la mezcla se realiza convenientemente para que la composición en el reactor sea prácticamente constante. Esto tiene el efecto de aumentar la dispersión del glicerol en la fase éster.

Otra forma del proceso continuo es el reactor de tipo tubular. En este caso la mezcla de reacción se mueve longitudinalmente, los reactivos se mezclan en la dirección axial, y se aprovechan los flujos turbulentos inducidos por bombas, agitadores estáticos y ultrasonidos para mezclar los reactivos. La agitación o el flujo turbulento causan la dispersión de pequeñas gotas de la fase oleosa en la metanólica. La agitación ultrasónica induce cavitaciones de gotas asimétricas para colapsar en la interfase alcohol-aceite, mezclando diminutas gotas de un líquido en el otro.

El resultado es un sistema en continuo que requiere tiempos de residencia menores con el consiguiente ahorro energético. Este tipo de reactor puede operar a elevada temperatura y presión para aumentar el porcentaje de conversión.

### 3. INTRODUCCIÓN.

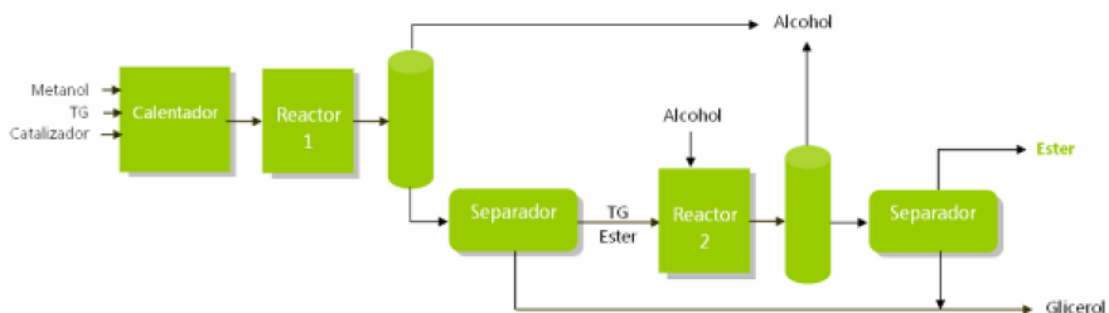


Figura 3.11. Proceso continuo clásico.

### 3.5. PLANTAS DE BIODIESEL EN ESPAÑA

En función del tamaño, podemos clasificar las instalaciones como pequeñas, medias y grandes. Las primeras llegarían hasta el entorno de las 15.000 o 20.000 toneladas al año. Dentro de este grupo podemos encontrar al grueso de instalaciones que utilizan aceites reciclados como materia prima, así como plantas en las que interviene algún tipo de promoción pública, tanto de ámbito nacional como regional, y con cierto grado de experimentalidad; éste sería el caso de, entre otros, la planta del IDEA en Alcalá de Henares, el proyecto de Bionet en Reus o el de San Cristóbal de Entreviñas.

La capacidad de las plantas de tamaño medio oscila entre las 20.000 y las 60.000 toneladas al año. Es en este grupo donde existe una mayor dispersión. En cualquier caso, la mayoría de estas plantas se caracterizan por la utilización de aceite vegetal nuevo como materia prima, y varias de ellas aparecen vinculadas a cooperativas, lo que lleva a pensar que están más orientadas al empleo de materia prima del entorno y a la búsqueda de una salida a la producción local. El tercer grupo lo constituyen las plantas de gran tamaño, con capacidades superiores a las 60.000 toneladas anuales. De las instalaciones que están en funcionamiento en la actualidad, únicamente la planta de Barajas de Melo, en Cuenca, se podría encuadrar en esta categoría, aunque varias de las que están en construcción o proyectadas superan (y en algunos casos con una gran amplitud) el citado umbral. Muchas de ellas se ubican en las proximidades de los puertos, especialmente las de mayor tamaño, por las ventajas que esto supone tanto para el suministro de materias primas importadas (aceite o semillas) como para la exportación del producto final.

### 3. INTRODUCCIÓN.

Nombre	Localidad	Provincia	Prod. (Tn)
Albabio	Níjar	Almería	6.000
Bercam	Los Yébenes	Toledo	6.000
Biocarburantes Almadén (Grupo Activos)	Almadén	Ciudad Real	32.000
Biocarburantes CLM (Natura)	Ocaña	Toledo	105.000
Biocarburantes de Castilla (Biocast)	Valdescorriel	Zamora	20.000
Biocarburantes de Galicia (BGAL)	Begonte	Lugo	35.000
Biocarburantes del Almanzora (Biocarsa)	Cuevas del Almanzora	Almería	6.000
Biocemsa	Elda	Alicante	20.000
Biocom Energía	Algemesí	Valencia	110.000
Biocom Pisuerga	Castrojeriz	Burgos	8.000
Biocombustibles de Zierbana (BZ)	Zierbena	Vizcaya	200.000
Biodiesel Andalucía 2004 (BIDA)	Fuentes de Andalucía	Sevilla	36.000
Biodiesel Caparroso EHN (Acciona Energía)	Caparroso	Navarra	70.000
Biodiesel Castilla La Mancha (Biodiésel CLM)	Santa Olalla	Toledo	45.000
Biodiésel de Aragón (Bioarag)	Altorricón	Huesca	50.000
Biodiesel De Los Arcos (Solartia)	Los Arcos	Navarra	35.000
Bionet Europa	Reus	Tarragona	50.000
Bionor Transformación	Berantevilla	Alava	30.000
Bionorte	San Martín del Rey Aurelio	Asturias	4.000
BioTeruel	Albalate del Arzobispo	Teruel	10.000
Combunet	Monzón	Huesca	50.000

Figura 3.12. Plantas de biodiésel en producción en España.

## 3.6. PERSPECTIVAS FUTURAS

### 3.6.1. PROCESOS EN DESARROLLO

Existen numerosos procesos en desarrollo que permiten crear éster a partir de aceites o materia grasa, pero con poca aplicación industrial [11].

#### 3.6.1.1. Proceso con co-solventes Biox (sin catálisis).

Este proceso utiliza un co-solvente (tetrahidrofurano, THF) para solubilizar el metanol, cuya muy baja solubilidad en la fase de triglicérido disminuye mucho la velocidad de reacción. Eso permite aumentar esta velocidad para obtener biodiesel en 5 a 10 minutos y no tener residuos catalíticos en las fases de éster y de glicerol. Se elige este co-solvente

### 3. INTRODUCCIÓN.

entre otros porque tiene un punto de ebullición muy cerca al del metanol. Cuando se termine la reacción, el exceso de metanol y THF se recuperan en una sola etapa. Este sistema necesita una temperatura de funcionamiento relativamente baja, del orden de 30°C.

La separación de las fases de glicerol y éster es propia y los productos finales están libres de catalizador y agua. El volumen de la planta tiende a ser mayor para la misma cantidad producida de biodiesel, porque se debe tener en cuenta el volumen adicional vinculado al co-solvente.

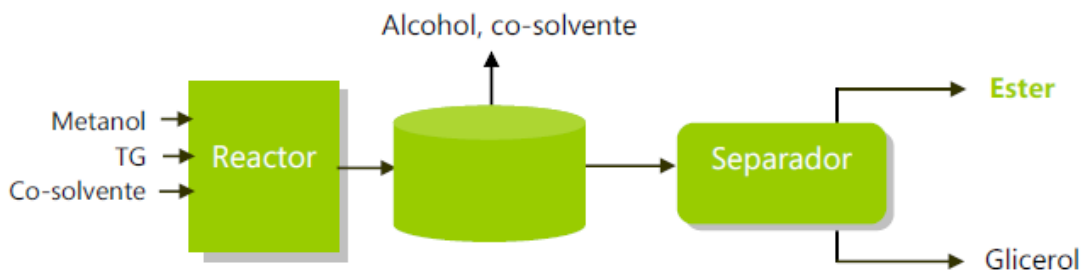


Figura 3.13. Proceso "Biox"

Los co-solventes pertenecen a la lista de contaminantes tóxicos del aire elaborada por la EPA y por lo tanto requieren un equipamiento especial que garantice la estanquidad del sistema, incluyendo la recuperación y reciclado de la mezcla metanol co-solvente. Las emisiones fugitivas se deben controlar atentamente y el co-solvente eliminado completamente de la glicerina y del biodiesel, lo que disminuye las otras ventajas del proceso. El proceso se puede aplicar con otros alcoholes diferentes al metanol y tiene uso también como tratamiento de materia base con alto nivel de ácidos grasos libres.

#### 3.6.1.2. Proceso en Condiciones Supercríticas (sin catálisis).

Cuando un fluido o gas es sometido a temperaturas y presiones que exceden su punto crítico, aparecen una serie de propiedades inusuales. Desaparece la diferencia entre la fase líquida y vapor, existiendo sólo una fase de fluido presente. Además, los disolventes que contienen grupos OH, como el agua o alcoholes primarios, toman las propiedades de super-ácidos.

Un ejemplo de sistema sin catalizadores es el que utiliza un elevado ratio de alcohol: aceite (42:1). Bajo condiciones supercríticas (350 a 400°C y  $P > 80$  atm) la reacción se completa en 4 minutos. Los costes de instalación y de operación son más altos y la energía consumida mayor. Este proceso da la posibilidad de reaccionar el aceite con el metanol sin ayuda de un catalizador, lo que elimina la necesidad de lavar el biodiesel con agua. Además, las altas temperaturas y presiones permiten transesterificar el aceite sin tener que eliminar o convertir los ácidos grasos libres. Aunque los resultados mediante este proceso son muy interesantes, el escalado de estas instalaciones a nivel industrial puede ser por lo tanto más difícil.

### 3. INTRODUCCIÓN.

#### 3.6.2. OTRO TIPO DE REACTORES

A continuación se presentan una serie de reactores utilizados en el proceso de producción de biodiesel [12]:

##### 3.6.2.1. Reactores de ultrasonidos

Los ultrasonidos son una herramienta útil para mezclar líquidos que tienden a separarse. En la producción de biodiesel, se requiere una mezcla adecuada para crear un contacto suficiente entre el aceite vegetal / grasa animal y el alcohol, especialmente al comienzo de la reacción. Las ondas ultrasónicas causan una mezcla intensa de modo que la reacción puede proceder a un ritmo mucho más rápido.

Los ultrasonidos transfieren energía al líquido y crean vibraciones violentas, que forman burbujas de cavitación. Cuando las burbujas estallan, una contracción repentina del fluido se produce y los ingredientes se mezclan en la zona de las burbujas. Tal acción de alta energía en el líquido puede aumentar considerablemente la reactividad de la mezcla de reactivo y acortar el tiempo de reacción sin involucrar temperaturas elevadas. De hecho, esta reacción se puede lograr en o ligeramente por encima de la temperatura ambiente. Debido a que no hay necesidad de calentar la mezcla, se puede ahorrar mucha energía.

La investigación ha demostrado que el ultrasonido puede ser utilizado con eficacia en la producción de biodiesel. Los resultados dan rendimientos similares de biodiesel con un tiempo de reacción mucho más corto en comparación con el procedimiento de tanque agitado convencional.

El ultrasonido puede ser una buena opción para los pequeños productores, que sólo pueden necesitar una o dos sondas de ultrasonido por cada reactor. Sin embargo, el uso de los ultrasonidos en el procesado a gran escala puede ser un reto, porque se necesitarían muchas sondas de ultrasonido para llegar a todas las áreas de la mezcla de reactivos.

##### 3.6.2.2. Mezcladores estáticos

Los mezcladores estáticos son dispositivos simples que consisten en piezas en forma de espiral internas dentro de un recinto cerrado, como un tubo o tubería, que promueven el flujo turbulento. No tienen partes móviles, son fáciles de usar y mantener, y son muy eficaces en la mezcla de líquidos que no son fácilmente miscibles en condiciones normales.

La producción de biodiesel a partir de aceites vegetales y alcoholes está limitada inicialmente por la solubilidad del alcohol en los aceites vegetales. Los mezcladores estáticos se pueden utilizar para mezclar los reactantes antes de entrar en el reactor. Sin embargo, varios estudios han demostrado que un mezclador estático también puede ser utilizado como un reactor de flujo continuo para la producción de biodiesel.

Los resultados mostraron que el reactor mezclador estático era eficaz para la producción de biodiesel, y se obtuvieron productos que cumplen todas las especificaciones. Como con otras configuraciones de reactor, la temperatura y la concentración de catalizador



### 3. INTRODUCCIÓN.

influyeron en el rendimiento del producto significativamente. Las condiciones más favorables para la transesterificación fueron 60 ° C y el 1,5 % de catalizador durante 30 minutos. Es posible, por lo tanto, utilizar un mezclador estático como reactor para la preparación de biodiésel a partir de aceites vegetales y alcohol [13].

#### 3.6.2.3. Destilación reactiva

La destilación reactiva es una operación unitaria química en la que las reacciones químicas y las separaciones de productos se producen de forma simultánea en una sola unidad. Es una alternativa eficaz a la clásica combinación de unidades de reactor y de separación.

La destilación reactiva es un proceso químico común en situaciones en las que la reacción puede invertirse fácilmente. Esta técnica elimina los productos de reacción de la zona de reacción, evitando de este modo la reacción de marcha atrás y mejorando la tasa de conversión global.

Este sistema se compone de numerosas cámaras con aberturas de cada una a la siguiente. Las materias primas se añaden a la primera cámara, y como la mezcla entra en cada cámara de forma sucesiva, la reacción progresa de manera que en la última cámara se completa la reacción. Tanto columnas de plato como empacadas pueden ser utilizados para estas aplicaciones, sin embargo, se prefieren las columnas de plato para sistemas de reacción homogéneos debido al mayor almacenamiento del líquido y el tiempo de retención relativamente mayor.

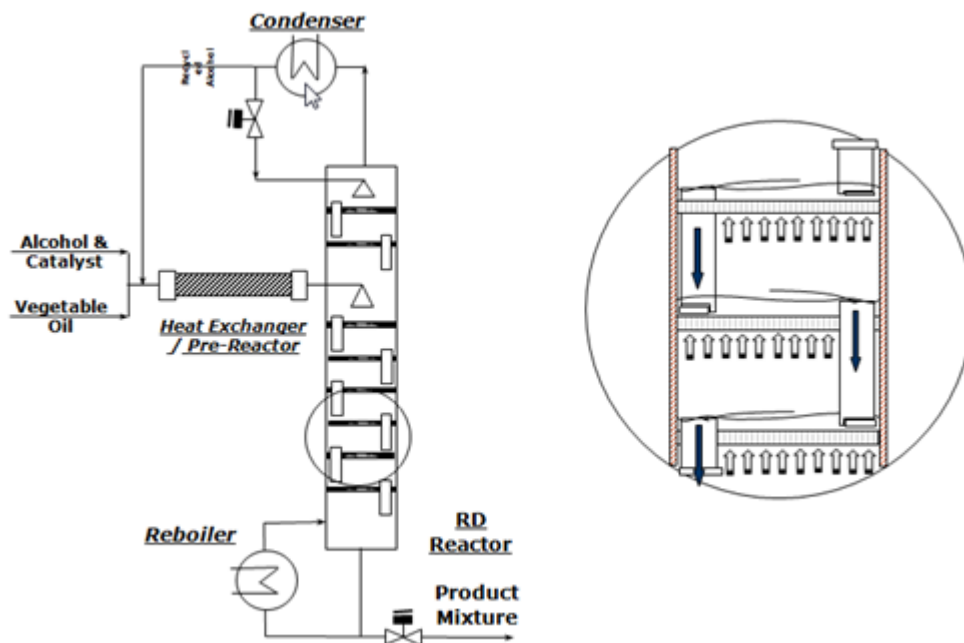


Figura 3.14. Sistema de destilación reactiva utilizado para la producción de biodiésel.

### 3.7. NORMATIVA EUROPEA Y ESPAÑOLA

#### 3.7.1. NORMATIVA EUROPEA

La Unión Europea se ha impuesto el objetivo de fomentar el uso de los biocombustibles en los transportes por carretera en la década de 2010-2020 para reducir de forma efectiva la emisión de gases de efecto invernadero en este sector. La **Directiva 2009/28/CE** establece que a finales de 2020 el 10% de la energía consumida en el sector de los transportes debe proceder de fuentes renovables, en todos y cada uno de los Estados miembros.

La Directiva establece una serie de condicionantes para impedir un crecimiento descontrolado de biocombustibles, lo que tendría un efecto inverso sobre la emisión de gases de efecto invernadero. De este modo, se trata de evitar que su implantación provoque la destrucción de suelos ricos en biodiversidad, tal y como han denunciado algunos grupos ecologistas.

De este modo, establece que la producción de cultivos energéticos para obtener biocarburantes debe realizarse con criterios de sostenibilidad, para garantizar un enfoque coherente entre las políticas energéticas y la protección medioambiental. Por ello, condiciona las ayudas públicas a su cumplimiento, al margen de que las materias primas utilizadas se hayan cultivado “dentro o fuera” de la Unión Europea.

La norma entiende que los criterios de sostenibilidad establecen que la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero derivados del uso de biocombustibles debe alcanzar el 35% como mínimo. Tampoco permite el uso de materias primas procedentes de tierras de elevado valor de biodiversidad ni de tierras con un elevado valor de carbono.

El cumplimiento de estos postulados se revisa cada dos años y los Estados deben obligar a los agentes económicos a demostrar el cumplimiento de los criterios de sostenibilidad, tanto si los biocombustibles han sido producidos en la Comunidad o han sido importados [1].

#### 3.7.2. NORMATIVA ESPAÑOLA

España, como país miembro de la Unión Europea, debe cumplir con los compromisos aprobados sobre las energías renovables. El nuevo marco de sector sitúa como objetivo vinculante alcanzar el 20% en el consumo de renovables para el año 2020. De este porcentaje se extrae como objetivo para los biocombustibles un 12%.

El Congreso de los Diputados aprobó el 14 de junio de 2007 la obligación de biocarburantes para España, una medida legal que exige poner a disposición de los consumidores porcentajes crecientes de biocarburantes en relación al conjunto de gasolinas y gasóleo comercializados cada año en el mercado español. Esta obligación, introducida en la Disposición Adicional Decimosexta de la Ley 34/1998 del Sector de Hidrocarburos (LSH), es una de las principales medidas para incrementar el consumo de biocarburantes en España [14].

### 3. INTRODUCCIÓN.

#### 3.7.3. CALIDAD DEL BIODIESEL

La calidad del biodiésel determina el funcionamiento y la vida útil de los equipos de inyección de combustible en los motores diésel, de igual manera determina el éxito en el mercado y la satisfacción o el rechazo de sus consumidores, principalmente a largo plazo.

Las normas estandarizadas son documentos aprobados y reconocidos por un grupo de expertos de cada país para asegurar la alta calidad del biodiesel, y se basan en una serie de parámetros físicos y químicos establecidos para medir sus propiedades. El cumplimiento de éstos es necesario para que el biodiesel pueda ser comercializado.

Existe una gran variedad de materias primas utilizadas en la producción de biodiesel, y el uso de unas u otras implica importantes diferencias en las propiedades del biodiesel obtenido. Por esta razón cada país implementa sus propias normas debido a que copiar estándares extranjeros puede constituir una barrera, ya que en muchos casos estos estándares son diseñados con el objetivo de controlar el mercado en lugar de facilitar su implementación.

Las principales normas técnicas para biodiésel son la europea EN 14214 (*European Committee for Standardization*, CEN, ver figura 14) y la estadounidense ASTM D6751 (*American Standard Test Methods*). Además hace poco fue implementada la norma ASTM D7467 para regular la mezcla de biodiesel con diesel del 6 a 20% v/v (B6 a B20).

Por su parte la norma CEN EN 590 (figura 15), que regula la calidad de los gasóleos y mezclas de hasta el 5% de biodiesel, establece que todo biodiesel mezclado en diesel convencional debe cumplir con los estándares de la EN 14214 [15].

### 3. INTRODUCCIÓN.

Propiedades	Unidades	Mínimo	Máximo	Norma de ensayo
Contenido en éster	% (m/m)	96.5		prEN 14103
Densidad a 15 °C	kg/m <sup>3</sup>	860	900	EN ISO 3675 EN ISO 12185
Viscosidad a 40 °C	mm <sup>2</sup> /s	3.5	5.0	EN ISO 3104
Punto de inflamación	°C	120		ISO 3679
Contenido de azufre	mg/kg		10	pr EN20846
Residuo carbonoso	% (m/m)		0.3	EN ISO 10370
Número de Cetano		51.0		EN ISO 5165
Contenido en cenizas de sulfatos	% (m/m)		0.02	ISO 3987
Contenido de agua	mg/kg		500	EN ISO 12937
Contaminación total	mg/kg		24	EN 12662
Corrosión en lámina de cobre.	clasificación	Clase 1	Clase 1	EN ISO 2160
Estabilidad a la oxidación	horas	6		pr EN 14112
Valor ácido	mg KOH/g		0.5	pr EN 14104
Índice de yodo	g/100g muestra		120	pr EN 14111
Metiléster linolénico	% (m/m)		12	pr EN 14103
Metiléster poliinsaturado	% (m/m)		1	
Contenido de metanol	% (m/m)		0.2	pr EN 14110
Contenido de monoglicéridos	% (m/m)		0.8	pr EN 14105
Contenido de diglicéridos	% (m/m)		0.2	pr EN 14105
Contenido de triglicéridos	% (m/m)		0.2	pr EN 14105
Glicerina libre	% (m/m)		0.02	pr EN 14105 pr EN 14106
Glicerina total	% (m/m)		0.25	pr EN 14105
Metales del grupo I (Na + K)	mg/kg		5	pr EN 14108 pr EN 14109
Metales del grupo II( Ca+ Mg)	mg/kg		5	pr EN 14538
Contenido de fósforo	mg/kg		10	pr EN 14107
POFF	°C	Según época y país		EN 116

Figura 3.15. Requerimientos del biodiésel según la norma europea EN 14214.

### 3. INTRODUCCIÓN.

Propiedad	Unidades	Mínimo	Máximo	Método
Número de cetano	-	51.0	-	EN ISO 5165
Índice de cetano	-	46.0	-	EN ISO 4264
Densidad (15°C)	kg/m <sup>3</sup>	820	845	EN ISO 3675
Hidrocarburos policíclicos aromáticos	% p/p	-	11.0	EN 12916
Contenido de azufre	mg/kg	-	50	EN ISO 20846 EN ISO 20847 EN ISO 20884
Punto de inflamación	°C	55	-	EN ISO 2719
Residuo carbonoso Conradson	% p/p	-	0.30	EN ISO 10370
Contenido de cenizas sulfatadas.	% p/p	-	0.01	EN ISO 6245
Contenido de agua	mg/kg	-	200	EN ISO 12937
Contaminación total	mg/kg	-	24	EN 12662
Corrosión a la lámina de Cu	-	Clase 1		EN ISO 2160
Estabilidad a la oxidación	g/m <sup>3</sup>	-	25	EN ISO 12205
Lubricidad	µm	-	460	ISO 12156-1
Viscosidad (40°C)	mm <sup>2</sup> /s	2.00	4.50	EN ISO 3104
Destilación				
Recuperado a 250°C	% v/v	-	65	EN ISO 3405
Recuperado a 350°C		85	-	

*Figura 3.16. Requerimientos para diésel según la norma europea (EN 590).*

Las diferencias entre ellas no sólo incluyen los estándares de calidad considerados y los valores límites aplicados a cada uno de ellos, sino también los métodos de medida, que aunque en muchos casos se tratan de técnicas similares, emplean procedimientos distintos que implican una difícil comparación entre los valores límite de los estándares.

Otra diferencia esencial entre las especificaciones técnicas europea y norteamericana es que la norma ASTM D6751 se aplica tanto a los ésteres metílicos de ácidos grasos (FAME) como a los ésteres etílicos de ácidos grasos (FAEE), mientras que la norma EN 14214 sólo es de aplicación para los primeros (FAME).



## 4. OBJETIVOS





#### 4. OBJETIVOS.

El objetivo global del presente Trabajo de Fin de Grado es el de modelar y diseñar un reactor catalítico heterogéneo para la producción de biodiesel con una capacidad aproximada de producción de biodiésel de 16.000 t/año. Para alcanzar este objetivo global se han establecido los siguientes objetivos parciales:

1. Realizar un estudio sobre las alternativas existentes en el proceso de producción de biodiésel en cuanto a materias primas, tipo de catálisis empleada, catalizadores utilizados y configuraciones de los distintos tipos de reactores empleados, que permita justificar la viabilidad y ventajas de la elección realizada.
2. Realizar el modelado y simulación del reactor empleado las siguientes pautas:
  - Seleccionar el modelo cinético y parámetros asociados más adecuados.
  - Seleccionar el tipo de catalizador y sus características que permitan obtener una mayor producción de biodiésel.
  - Seleccionar las condiciones de operación que permitan una operación óptima del reactor.
  - Modelar el comportamiento del reactor en condiciones estacionarias basándose en los balances de materia y energía.
  - Diseñar el sistema de agitación y el sistema de intercambio de calor más apropiados.
  - Simular el comportamiento del reactor para distintas condiciones de operación.
  - Realizar el diseño mecánico del reactor.
3. Estimar el coste de compra del reactor y realizar un análisis de sensibilidad sobre las variables que afectan a la rentabilidad del proceso de producción del biodiésel.
4. Evaluar los aspectos de seguridad relacionados con la operación de reacción mediante un análisis HAZOP.
5. Realizar un análisis del ciclo de vida del biodiesel, producto principal de la reacción.



# 5. ALTERNATIVAS Y SELECCIÓN



### 5.1. MATERIAS PRIMAS

La materia prima elegida para la producción de biodiésel es el aceite de girasol. Entre los motivos de esta elección se encuentran los siguientes:

- España es uno de los mayores productores de girasol con una producción de más de 1.029 millones de toneladas en 2013, de las cuales nuestra comunidad autónoma, Castilla y León, aporta un total de 367.531 toneladas (35,7%) [16]. La producción de girasol en nuestro país es mucho mayor que el de otras oleaginosas (soja y colza).
- Alto porcentaje de ácido oleico que optimiza en conjunto las propiedades del biodiésel.
- El cultivo de girasol admite oscilaciones fuertes de temperatura y tiene una extraordinaria resistencia a la sequía.
- Bajo coste del biodiésel a base de aceite de girasol ya que dicho aceite se puede obtener por prensado directo de la semilla.
- Producción de biodiésel con un mínimo porcentaje de humedad.

### 5.2. TIPO DE CATÁLISIS

El método más común y más usado a nivel industrial para la obtención de biodiésel es la transesterificación catalítica de aceites con metanol o etanol en presencia de catalizadores homogéneos ácidos, los cuales son soluciones de ácidos fuertes inorgánicos como  $H_2SO_4$  y  $HCl$ , con los correspondientes problemas de corrosión en el reactor y las tuberías. Por otro lado, los catalizadores básicos que son soluciones alcohólicas de  $NaOH$  y  $KOH$ , presentan problemas técnicos en la producción porque requieren aceites refinados con bajos contenidos de humedad y ácidos grasos libres (FFA) como materia prima, ya que de otro modo, se pueden formar jabones que se emulsifican cuando el aceite a transesterificar presenta humedad. Este hecho causa dificultad en la separación de los productos de la reacción y el catalizador y es necesaria una gran cantidad de agua a nivel industrial para tal fin.

Es debido a los inconvenientes presentados anteriormente por lo que se ha decidido la utilización de una catálisis heterogénea para el diseño de este reactor. La catálisis heterogénea facilita la separación de los productos de reacción del catalizador y permite la reutilización del catalizador. Además, evita el pretratamiento del aceite, simplificando enormemente el proceso productivo. Finalmente, el proceso global es medioambientalmente más limpio, con lo que se estaría favoreciendo una química más respetuosa con el planeta.

### 5.3. TIPO DE CATALIZADOR

Dentro de los catalizadores heterogéneos podemos distinguir entre catalizadores ácidos heterogéneos (zeolitas, resinas sulfónicas,  $SO_4/ZrO_2$ ,  $WO_3/ZrO_2$ ) y catalizadores básicos heterogéneos ( $CaO$ ,  $MgO$ , Hidrotalcitas,  $Na/NaOH/Al_2O_3$ ). En el presente trabajo, se ha

decidido la utilización de CaO (catalizador básico heterogéneo) como catalizador debido principalmente a las siguientes razones:

- Larga vida del catalizador.
- Alta actividad.
- Requiere solo de condiciones de reacción moderadas.
- Hay varias fuentes naturales de calcio a partir de desechos, tales como cáscaras de huevo o conchas de moluscos. Estas conchas están compuestas de carbonatos de calcio que son calcinados con el objetivo de obtener óxido de calcio básico que puede ser utilizado como catalizador para la producción de biodiesel.
- Se puede obtener económicamente a partir de la descomposición térmica de sales de calcio disponibles comercialmente tales como el carbonato de calcio, acetato de calcio, oxalato de calcio y nitrato de calcio.
- Se disponen de muchas referencias bibliográficas contrastadas que justifican la viabilidad técnica de su uso como catalizador.

### 5.4. TIPO DE REACTOR

Tres tipos generales de reactores se utilizan para la producción de biodiesel: reactores discontinuos, reactores de flujo semi-continuo, y los reactores de flujo continuo.

El proceso por lotes es de bajo coste, requiere mucho menos capital inicial e inversión en infraestructura. Es flexible y permite al usuario acomodar las variaciones en el tipo de materia prima, la composición, y la cantidad. Los principales inconvenientes del proceso por lotes incluyen la baja productividad, la mayor variación en la calidad del producto y los requisitos laborales y energéticos más intensivos.

El proceso semi-continuo es similar al proceso por lotes, excepto en que el usuario comienza por hacer reaccionar un volumen más pequeño que el volumen final del reactor y después continúa añadiendo ingredientes hasta que el reactor está lleno. Este proceso es de un trabajo intensivo y no se utiliza comúnmente.

Los procesos de transesterificación en continuo son preferibles a los procesos por lotes en producciones comerciales de gran capacidad, ya que estos procesos dan como resultado productos de calidad constante y un bajo capital y costes de operación por unidad de producto. El tipo más común de reactor de flujo continuo es el reactor continuo de tanque agitado. Otros tipos de reactores de flujo continuo también se utilizan comercialmente, incluyendo reactores de ultrasonidos y reactores supercríticos. Estos procedimientos alternativos pueden acelerar la reacción.

En el presente trabajo se diseña el reactor de una planta piloto de producción de biodiesel. La planta piloto opera en continuo y con una calidad constante de la materia prima, por lo tanto, la opción elegida ha sido un reactor continuo de tanque agitado para el óptimo funcionamiento de dicha planta, como se ha explicado anteriormente.

## 6. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO. DIAGRAMA DE BLOQUES.





## 6. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO. DIAGRAMA DE BLOQUES.

En la figura 6.1 se muestra un diagrama de bloques con los procesos involucrados en la producción de biodiésel a escala comercial.

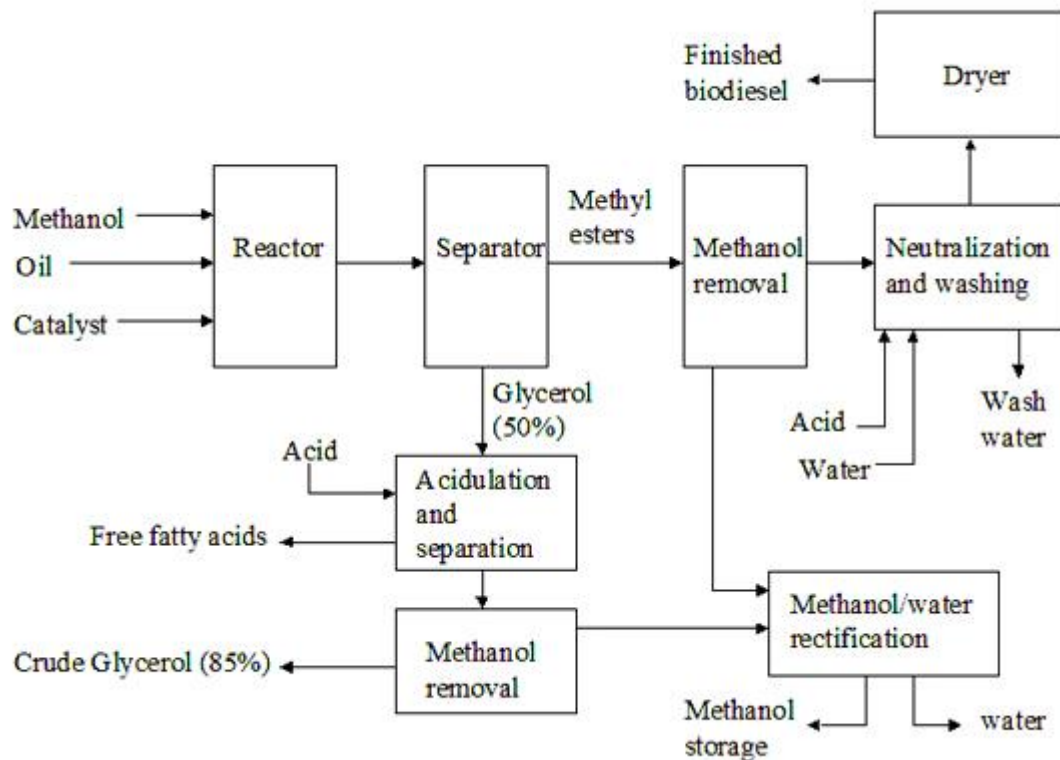


Figura 6.1. Diagrama de bloques del proceso de producción de biodiésel.

En una primera etapa se introducen el aceite, el alcohol y el catalizador en el reactor y se agita la mezcla.

A continuación de la etapa de reacción, se separa el glicerol de los ésteres metílicos (biodiésel). Debido a la baja solubilidad del glicerol en los ésteres, esta separación se produce generalmente de forma rápida y puede llevarse a cabo ya sea en un tanque de sedimentación o una centrífuga. El metanol en exceso tiende a actuar como solubilizante y puede retardar la separación. Sin embargo, este exceso de metanol no se elimina, por lo general, de la corriente de reacción hasta después que se han separado el glicerol y los ésteres metílicos, debido a que la reacción de transesterificación es reversible y los ésteres metílicos pueden recombinarse con glicerina para formar monoglicéridos.

La corriente de glicerol que sale del separador contiene algo del exceso de metanol y la mayoría del catalizador y jabón. En esta forma, el glicerol tiene poco valor y su eliminación puede ser difícil. El contenido en metanol requiere que el glicerol sea tratado como un desecho peligroso.

La primera etapa en la purificación del glicerol es, por lo general, añadir ácido para dividir los jabones en ácidos grasos libres y sales. Los ácidos grasos libres no son solubles en el glicerol y se situarán en la parte superior, donde pueden ser eliminados. Las sales permanecen en el glicerol, aunque dependiendo de los compuestos químicos que estén presentes, algunas pueden precipitar. Después de la acidulación y separación de los

## 6. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO. DIAGRAMA DE BLOQUES.

ácidos grasos libres, el metanol que queda en el glicerol se elimina mediante un proceso de *flash* con vacío, o en otro tipo de evaporador. Finalmente, se eleva la pureza del glicerol utilizando la destilación a vacío o procesos de intercambio iónico.

Después de la separación de la glicerina, los ésteres metílicos pasan a través de un separador de metanol, por lo general un proceso de *flash* a vacío o un evaporador de película descendente, antes de entrar en una etapa de neutralización y lavado con agua. Se añade ácido al biodiésel para neutralizar cualquier catalizador residual y para dividir cualquier jabón que pueda haberse formado durante la reacción. Los jabones van a reaccionar con el ácido para formar sales solubles en agua y ácidos grasos libres. Las sales se eliminarán durante la etapa de lavado con agua y los ácidos grasos libres se quedarán en el biodiésel.

El metanol que se elimina de las corrientes de ésteres metílicos y glicerol tenderá a absorber el agua que pueda haber entrado en el proceso. Esta agua debe ser eliminada en una columna de destilación antes de que el metanol se devuelva al proceso. Esta etapa es más difícil si se utiliza un alcohol tal como el etanol o el isopropanol, que forman azeótropos con el agua. En estos casos, se utiliza un tamiz molecular para eliminar el agua.

La etapa de lavado de agua está destinada a eliminar cualquier catalizador restante, jabón, sales, metanol o glicerol libre del biodiésel. La neutralización antes del lavado reduce al agua requerida y reduce la probabilidad que se formen emulsiones cuando se añade el agua de lavado al biodiésel. Tras el proceso de lavado, el agua restante se elimina del biodiésel mediante un proceso de *flash* a vacío.

Para concluir es importante señalar que el objetivo del presente Trabajo de Fin de Grado es centrar la atención en la etapa de reacción y, por lo tanto, las restantes etapas del diagrama no han sido contempladas.

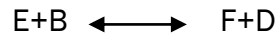
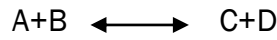
# 7. MODELADO DEL REACTOR



## 7.1. MODELO CINÉTICO.

### 7.1.1. REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN.

Las reacciones de transesterificación, escritas de forma esquemática, son las siguientes:



Cada letra está asociada a un componente de la manera siguiente:

A: triglicéridos

B: metanol

C: diglicéridos

D: FAME (biodiesel)

E: monoglicéridos

F: glicerol

Las reacciones son en serie con respecto a los glicéridos y en paralelo con respecto al metanol.

### 7.1.2. MODELOS CINÉTICOS (CATÁLISIS HETEROGÉNEA).

En los procesos de catálisis heterogénea, la reacción de transesterificación tiene lugar en los centros activos de la superficie del catalizador, siendo necesaria la adsorción previa de los reactivos en la misma y una posterior desorción de los productos resultantes. En el caso de la reacción de transesterificación de triglicéridos, los modelos cinéticos teóricos "Mecanismo tipo Eley-Rideal (ER)" y "Mecanismo tipo Langmuir-Hinshelwood (LH)", son aceptados de forma general tanto por su capacidad para reproducir resultados experimentales como por su fácil interpretación [17].

#### 7.1.2.1. Mecanismo tipo Eley-Rideal (ER).

Cuando se emplean catalizadores heterogéneos con propiedades básicas (CaO, MgO, hidrotalcitas, etc.), el mecanismo tipo ER propone que el alcohol es adsorbido en los sitios básicos del sólido, de forma que el ion metóxido presente en la superficie del catalizador reacciona con el grupo carbonilo del triglicérido que se encuentra en fase líquida. Así, cada reacción en serie de la transesterificación de triglicéridos estará constituida, a su vez, por cuatro fases: 1º adsorción del metanol, 2º reacción en la superficie del catalizador, 3º liberación del éster formado y 4º desorción del glicérido formado (mono-, di-, o triglicérido). La ecuación cinética que define este modelo es la siguiente:

$$r_{ER} = \frac{k \cdot C_A \cdot C_B}{K_B \cdot C_B}$$

Donde  $k$  es la constante cinética;  $C_A$  la concentración de mono-, di- o triglicéridos;  $C_B$  es la concentración de metanol y  $K_B$  es la constante de equilibrio de adsorción del metanol.

#### 7.1.2.2. Mecanismo tipo Langmuir-Hinshelwood (LH)

Por su parte, el mecanismo tipo LH propone la adsorción de ambos reactivos, metanol y glicérido (mono-, di- o tri-) sobre los centros básicos de la superficie del catalizador

## 7. MODELADO DEL REACTOR.

heterogéneo. Al igual que el modelo ER el mecanismo de reacción consta de cuatro etapas: 1° adsorción de metanol y el glicérido correspondiente; 2° reacción de transesterificación; 3° liberación del éster formado y 4° desorción del glicérido que quede como producto. La ecuación cinética que define este modelo es la siguiente:

$$r_{LH} = \frac{k \cdot C_A \cdot C_B}{1 + K_A \cdot C_A + K_B \cdot C_B}$$

Donde  $K_A$  es la constante de adsorción de los glicéridos (mono, di o triglicéridos).

La velocidad a la que tendrá lugar la reacción global de transesterificación será función de la velocidad de la etapa que controle el proceso, que en el caso de catálisis heterogénea, esta velocidad es menor debido a la resistencia al transporte externo y a la difusión interna de materia dentro del catalizador sólido.

### 7.1.3. SELECCIÓN DEL MODELO CINÉTICO Y DETERMINACIÓN DE LAS CONSTANTES CINÉTICAS Y DE ADSORCIÓN.

El modelo cinético seleccionado es el del tipo Eley-Rideal (ER). El motivo de esta elección se basa en que, en bibliografía [18], no se encuentra gran diferencia entre el ajuste de los datos experimentales utilizando uno u otro de los modelos explicados con anterioridad. Por lo tanto, debido a su expresión más sencilla (modelo de dos parámetros), parece más adecuado utilizar el modelo cinético de Eley-Rideal para el modelado del reactor.

Los valores de los parámetros cinéticos, a la temperatura de trabajo seleccionada (55°C), estaban disponibles en bibliografía [19] y son los siguientes:

$$k = 1,02 \cdot 10^{-3} \frac{L^2}{mol \cdot g \cdot min}$$

$$K_B = 1,03 \frac{L}{mol}$$

### 7.1.4. ENTALPÍA DE REACCIÓN.

Experimentalmente se ha comprobado que la reacción de transesterificación es ligeramente exotérmica. Como no se han encontrado datos en bibliografía de la entalpía de reacción, se ha supuesto que el calor de reacción coincide con la energía de activación, ya que esto ocurre así para una reacción reversible muy desplaza hacia los productos, como es nuestro caso. Este valor es de  $\Delta H_r = -20$  kJ/mol.

## 7.2. MODELADO DEL REACTOR.

### 7.2.1. SUPOSICIONES REALIZADAS.

- Velocidad de agitación: se ha seleccionado un reactor continuo de tanque agitado con una velocidad de agitación de 300 r.p.m., la cual es lo suficientemente buena para que en el reactor solo existan dos fases: una fase líquida, con propiedades constantes en

## 7. MODELADO DEL REACTOR.

todo el reactor e iguales a las de la salida, formada por una mezcla de los reactivos y los productos de la reacción; y una fase sólida formada por pequeñas partículas del catalizador y que se encuentran en suspensión sobre la fase líquida.

-Volumen del reactor: se ha diseñado un reactor para una planta piloto con un volumen útil de 2 m<sup>3</sup>.

-Ácido graso: para simplificar el cálculo de las propiedades físicas del aceite utilizado, se ha considerado que el aceite está formado solamente por ácido linoleico, ya que el ácido linoleico es el constituyente mayoritario del aceite de girasol (en un 65,7%) [20].

- Equilibrio: se ha considerado que todas las reacciones de transesterificación presentes, que en realidad son reacciones reversibles, se pueden suponer irreversibles. Esto es debido a la gran cantidad de metanol empleado en exceso que hace que el equilibrio esté desplazado casi por completo hacia la formación de productos.

- Presión y temperatura: la combinación de estas variables debe ser tal que nos asegure que el metanol utilizado no vaya a vaporizar. La selección de los valores de estas variables se ha basado en los datos bibliográficos disponibles al respecto [21]. Los valores elegidos han sido **1atm** para la presión y **55°C** para la temperatura. Trabajar a presión atmosférica simplifica bastante el diseño, el coste y la operación del reactor.

- Tamaño de partícula: el tamaño de partícula de catalizador utilizado debe ser tal que permita una rápida transferencia de materia dentro del catalizador y que de esta forma, la etapa de difusión interna no sea una etapa controlante en el mecanismo de reacción. El módulo de Thiele ( $\Phi$ ) es el parámetro que nos permite justificar cuantitativamente si la difusión interna es una etapa controlante o no. Se ha optado por escoger un tamaño de partícula de 25  $\mu\text{m}$  [22] y el valor del modulo de Thiele, correspondiente a este diámetro, es  $\Phi = 0,002$ . Como el módulo de Thiele es muy pequeño podemos confirmar que la difusión interna no es una etapa controlante de la velocidad en el modelado del reactor, por lo que esta etapa no se tendrá en cuenta a la hora de realizar los cálculos.

- Cantidad de catalizador: la relación utilizada entre la masa de catalizador y el volumen de la mezcla de reacción se ha considerado de **228 kg<sub>cat</sub>/m<sup>3</sup>** [23]. Esto nos permite calcular la masa de catalizador que tenemos que usar en función del volumen de la mezcla de reacción que deseamos (2m<sup>3</sup> en nuestro caso).

- Relación molar: la relación molar utilizada, entre el metanol y el aceite, tiene que ser alta para conseguir desplazar el equilibrio hacia la formación de productos. Sin embargo, un valor muy alto de esta relación puede acarrear costes muy altos de separación del metanol una vez que la reacción ha finalizado. La mayoría de las referencias bibliográficas coinciden en utilizar una relación molar óptima de 6, por lo que esta es la relación que se ha utilizado en nuestro caso.

### 7.2.2. DATOS BÁSICOS DEL MODELADO.

A continuación se presentan, a modo de tablas, un resumen de los datos básicos del modelado del reactor:

## 7. MODELADO DEL REACTOR.

### 7.2.2.1. Propiedades físicas.

Las propiedades físicas están calculadas a la presión y la temperatura de trabajo, a partir de datos bibliográficos [24, 25, 26].

Densidades (kg/m <sup>3</sup> )		Masa molecular (g/mol)	
Triglicérido (ác.lin)	900,4	Triglicérido (ác.lin)	879,38
FAME	875,0	FAME	294,47
Metanol	760,4	Metanol	32,04
Glicerol	1237,7	Glicerol	92,09
Monoglicérido	929,8	Monoglicérido	354,52
Diglicérido	904,2	Diglicérido	616,95
Corriente entrada	875,2	Corriente entrada	153,09
Viscosidades (kg/ms)		c <sub>p</sub> (kJ/kg·K)	
Triglicérido (ác.lin.)	2,4E-02	Triglicérido (ác.lin.)	2,1
Metanol	3,7E-04	Metanol	2,7
Glicerol	1,0E-01	Glicerol	1,3
Monoglicérido	4,4E-02	Monoglicérido	1,0
Diglicérido	3,4E-02	Diglicérido	1,5
FAME	3,6E-03	FAME	1,5
k (W/mk)			
Triglicérido (ác.lin.)	0,15		
Metanol	0,20		
Glicerol	0,29		
Monoglicérido	0,10		
Diglicérido	0,12		
FAME	0,12		

Tabla 7.1. Propiedades físicas de los distintos componentes

### 7.2.2.2. Condiciones de operación.

Condiciones	
T (°C)	55
p (atm)	1
M/T (mol/mol)	6
W (kg)	456
T <sub>ext</sub> (°C)	20

Tabla 7.2. Condiciones de operación del reactor.



## 7. MODELADO DEL REACTOR.

### 7.2.2.3. Características del catalizador.

Catalizador	
$d_p$ (m)	2,50E-05
$\varepsilon_p$	0,45
$D_e$ (m <sup>2</sup> /s)	1,00E-05
$\rho_p$ (kg/m <sup>3</sup> )	2460
$\Phi$	0,002

Tabla 7.3. Características del catalizador.

### 7.2.3. BALANCE DE MATERIA.

La corriente que entra al reactor es una mezcla de metanol y aceite, en la relación molar 6:1, por lo tanto la composición de la corriente de entrada es la siguiente:

Corriente de entrada			
Fracciones molares		Fracciones másicas	
Triglicérido	0,14	Triglicérido	0,82
Metanol	0,86	Metanol	0,18

Tabla 7.4. Composición corriente entrada al reactor.

Ahora tenemos que plantear el balance de materia a cada componente, teniendo en cuenta todas las suposiciones realizadas con anterioridad y utilizando el modelo cinético de Eley-Rideal:

$$(c_{A0} - c_A) \cdot \dot{V} = W \cdot \frac{k \cdot c_A}{K_B} \quad \text{Balance de materia al componente A (triglicéridos).}$$

$$(c_{B0} - c_B) \cdot \dot{V} = \frac{W \cdot k}{K_B} \cdot (c_A + c_C + c_E) \quad \text{Balance de materia al componente B (metanol).}$$

$$c_C \cdot \dot{V} = \frac{W \cdot k}{K_B} \cdot (c_A - c_C) \quad \text{Balance de materia al componente C (diglicérido).}$$

$$c_D = (c_{A0} - c_A) + (c_{B0} - c_B) - c_C - c_E - c_F \quad \text{Balance de materia al componente D (FAME).}$$

$$c_E = (c_{A0} - c_A) - c_C - c_F \quad \text{Balance de materia al componente E (monoglicérido).}$$

$$c_F \cdot \dot{V} = W \cdot \frac{k \cdot c_E}{K_B} \quad \text{Balance de material al componente F (glicerol).}$$

El valor de  $\dot{V}$  se supone conocido y variando esta magnitud es como se va a realizar la simulación del reactor. Conocido el valor de  $\dot{V}$  podemos determinar el valor de  $F_0$ , flujo molar de entrada, relacionando ambas magnitudes a través de la densidad y la masa molecular de la corriente de entrada.

## 7. MODELADO DEL REACTOR.

$$F_0 = \frac{\dot{V} \cdot \rho_0}{(MW)_0}$$

El valor de cualquiera de las concentraciones iniciales de A y de B ( $C_{A0}$  y  $C_{B0}$ ) se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$c_{i0} = \frac{F_{i0}}{\dot{V}}$$

Donde los flujos molares de entrada de los componentes A y B ( $F_{A0}$  y  $F_{B0}$ ) se determinan a partir de la composición y el flujo molar de la corriente de entrada:

$$F_{i0} = x_{i0} \cdot F_0$$

Se trata de un sistema de 6 ecuaciones con 6 incógnitas ( $C_A$ ,  $C_B$ ,  $C_C$ ,  $C_D$ ,  $C_E$ ,  $C_F$ ), por lo que tiene una única solución. Las expresiones matemáticas resultantes de la solución de este sistema de ecuaciones y todas las relacionadas (conversión, producción, etc.) se encuentran en los anexos.

### 7.2.4. DISEÑO DEL SISTEMA DE AGITACIÓN.

Se utilizó la bibliografía de referencia para estos casos [27].

#### 7.2.4.1. Tipo.

El sistema de agitación elegido es una turbina del tipo “*Hub-mounted flat-blade turbine*” con 6 cuchillas.

#### 7.2.4.2. Dimensionado.

El número de revoluciones a utilizar fue tomado de la bibliografía [28], de tal manera que el proceso de mezclado sea lo suficientemente bueno para considerar que solo existe una única fase líquida en el reactor. El número de placas deflectoras utilizadas es de 4, suficiente para garantizar una buena mezcla.

Las dimensiones utilizadas, las más comunes para agitadores tipo turbina, son las siguientes:

## 7. MODELADO DEL REACTOR.

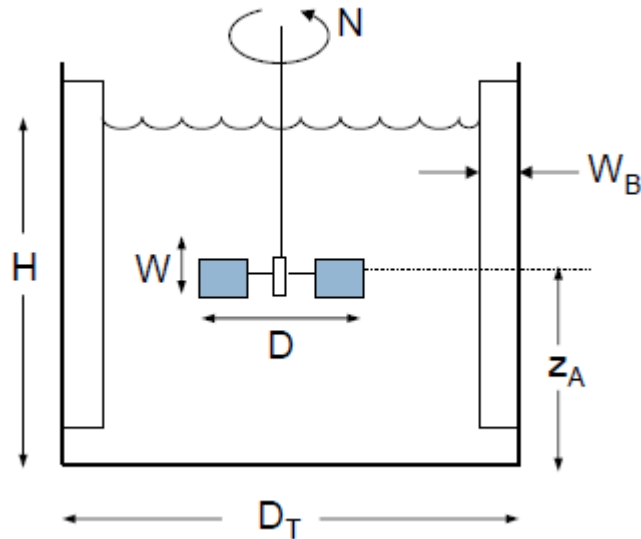


Figura 7.1. Dimensiones estándar de un agitador tipo turbina.

$$\frac{D}{D_T} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{z_A}{D} = 1$$

$$\frac{W_B}{D_T} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{W}{D} = \frac{1}{5}$$

### 7.2.4.3. Potencia de agitación.

Lo primero que necesitamos es calcular el número de Reynolds, de la siguiente manera:

$$Re = \frac{D^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

A partir del número de Reynolds y del tipo de agitador del que disponemos, determinamos el número de potencia ( $N_p$ ) a partir de gráficas existentes en la bibliografía [28] y con ello la potencia disipada por la mezcla de reacción:

$$N_p = \frac{P}{D^5 \cdot N^3 \cdot \rho}$$

La variación de la potencia disipada en relación con el flujo volumétrico a la entrada ( $\dot{V}$ ) se puede encontrar en el apartado de anexos. En todos los casos esta potencia es inferior a 7 KW, por lo que un motor eléctrico de 7 KW es suficiente para asegurar una buena mezcla.

A modo de resumen se presenta la siguiente tabla con las características más importantes del sistema de agitación:

## 7. MODELADO DEL REACTOR.

Sistema de agitación	
D (m)	0,43
N (s <sup>-1</sup> )	5
N <sub>p</sub>	4
z <sub>A</sub> (m)	0,43
w <sub>B</sub> (m)	0,11
w (m)	0,087
Placas deflectoras	4

Tabla 7.5. Diseño del sistema de agitación.

### 7.2.5. BALANCE DE ENERGÍA.

Se han planteado dos opciones de operación en el reactor, adiabática e isotérmica. En función de los resultados obtenidos se elegirá el modelo de operación óptimo.

#### 7.2.5.1. Operación adiabática.

En este caso se cumple la siguiente ecuación:

$$\dot{V} \cdot \rho \cdot c_p \cdot (T_E - T) + (-\Delta H_R) \cdot r \cdot W + P_{dis} = 0$$

Y donde la velocidad de reacción,  $r$ , tiene la siguiente expresión:

$$r = \frac{k \cdot c_A}{K_B}$$

Si resolvemos esta ecuación, podemos calcular la temperatura en el estado estacionario ( $T$ ). Para ello se ha impuesto que la temperatura de la alimentación ( $T_E$ ) es de  $T_E=39,7^\circ\text{C}$ . Con esta temperatura de la alimentación conseguimos que la temperatura en el estado estacionario ( $T$ ) sea de  $55^\circ\text{C}$  para una conversión de  $X_A=0.90$ , que precisamente es el punto de operación elegido para el diseño del reactor.

La variación de esta temperatura ( $T$ ) en función del flujo volumétrico en la entrada ( $\dot{V}$ ) puede encontrarse también en los anexos.

#### 7.2.5.2. Operación isotérmica (reactor encamisado).

En este otro caso se cumple esta otra ecuación:

$$\dot{V} \cdot \rho \cdot c_p \cdot (T_E - T) + (-\Delta H_R) \cdot r \cdot W + P_{dis} + U \cdot S \cdot (T_m - T) = 0$$

La temperatura de alimentación ( $T_E$ ), en este caso, se ha impuesto que sea igual a la temperatura dentro del reactor ( $T$ ).

$$T = T_E = 55^\circ\text{C}$$

Calculamos el coeficiente de intercambio global de la siguiente manera:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_b} + \frac{1}{h_{camisa}}$$

## 7. MODELADO DEL REACTOR.

Para calcular  $h_b$  primero tenemos que conocer  $Nu_b$ , a partir de datos en bibliografía válidos para enfriamiento de tanques encamisados [29]:

$$Nu_b = a \cdot (Re_b)^b \cdot (Pr_b)^c$$
$$Nu_b = \frac{h_b \cdot D_T}{k_b}$$

Los valores de los parámetros a, b y c vienen definidos en la tabla 7.6.

Para calcular  $h_{camisa}$  tenemos que calcular también  $Nu_{camisa}$  a partir de datos bibliográficos [29]:

$$Nu_{camisa} = 0,027 \cdot (Re_{camisa})^{0,9} \cdot (Pr_{camisa})^{0,33}$$
$$Nu_{camisa} = \frac{h_{camisa} \cdot d_e}{k_{camisa}}$$

Una vez conocido el valor del coeficiente global (U), podemos calcular la superficie de intercambio de calor necesaria (S) y con ello la longitud de camisa a utilizar. Para este cálculo se ha supuesto que solo existe intercambio de calor en la superficie lateral del reactor.

Por último, realizamos un balance de energía al agua de refrigeración que circula por la camisa, de tal manera que podemos determinar el flujo másico de agua necesario:

$$\dot{Q}_{interc.} = \dot{m}_{agua} \cdot c_{p,agua} \cdot (T_{agua,camisa} - T_{agua,in})$$

Para el punto de trabajo elegido ( $X_A=0,90$ ), las características del sistema de intercambio de calor con camisa de agua son las que aparecen en la tabla 7.6.

Finalmente comentar que aunque ambos sistemas (adiabático e isotérmico) son válidos para el diseño del reactor, se ha utilizado el **sistema adiabático** debido a que el reactor resultante es más simple (sólo es necesario añadirle una capa de aislante) y por lo tanto su precio de compra es menor. El tipo de aislante utilizado es la lana de vidrio.

## 7. MODELADO DEL REACTOR.

Sistema interc.calor (camisa)	
a	0,62
b	0,67
c	0,33
S <sub>camisa</sub> (m <sup>2</sup> )	3,79
L <sub>camisa</sub> (m)	0,93
d <sub>camisa</sub> (m)	1,40
T <sub>agua,in</sub> (°C)	20,0
T <sub>agua,camisa</sub> (°C)	23,3
m <sub>agua</sub> (kg/s)	1,41
ρ <sub>agua</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	994,6
μ <sub>agua</sub> (kg/m·s)	7,4E-04
C <sub>p,agua</sub> (KJ/kg·K)	4,18
K <sub>agua</sub> (W/mK)	0,62
d <sub>e</sub> (m)	0,10
v <sub>camisa</sub> (m/s)	0,007
Re <sub>camisa</sub>	9,0E+02
Pr <sub>camisa</sub>	5,0
Nusselt <sub>camisa</sub>	20,9
h <sub>camisa</sub> (W/m <sup>2</sup> ·K)	129,8

Tabla 7.6. Características del sistema de intercambio de calor con camisa de agua.

### 7.2.6. SIMULACIÓN DEL REACTOR.

Para la simulación del reactor se ha decidido representar como variables de salida representativas los datos de conversión de triglicéridos, producción de biodiesel y glicerina en función del tiempo espacial. El tiempo espacial en este reactor ( $\tau$ ) se define como el cociente entre la masa de catalizador y el flujo másico utilizado.

$$\tau = \frac{W}{F_{total}} [=] \text{min}$$

Los resultados gráficos de esta simulación pueden observarse en la figura 7.2. Todos los resultados numéricos pueden consultarse en el apartado II de los anexos.

En estas gráficas se observa que para tiempos espaciales pequeños, la conversión aumenta rápidamente hasta alcanzar un valor de 0.90, momento a partir del cual empieza a crecer lentamente. A partir de este momento, tenemos que aumentar en gran medida el tiempo espacial (o lo que es lo mismo, disminuir el flujo másico a tratar) si queremos aumentar significativamente la conversión y todo ello a costa de disminuir la producción de biodiesel. Debido a este razonamiento, la conversión elegida como óptima es de  $X_A=0,90$ .

Con esta conversión, la producción de biodiesel es de  $P_D=15920,6 \text{ t/año}$  y la producción de glicerina es de  $P_F=1482,4 \text{ t/año}$ .

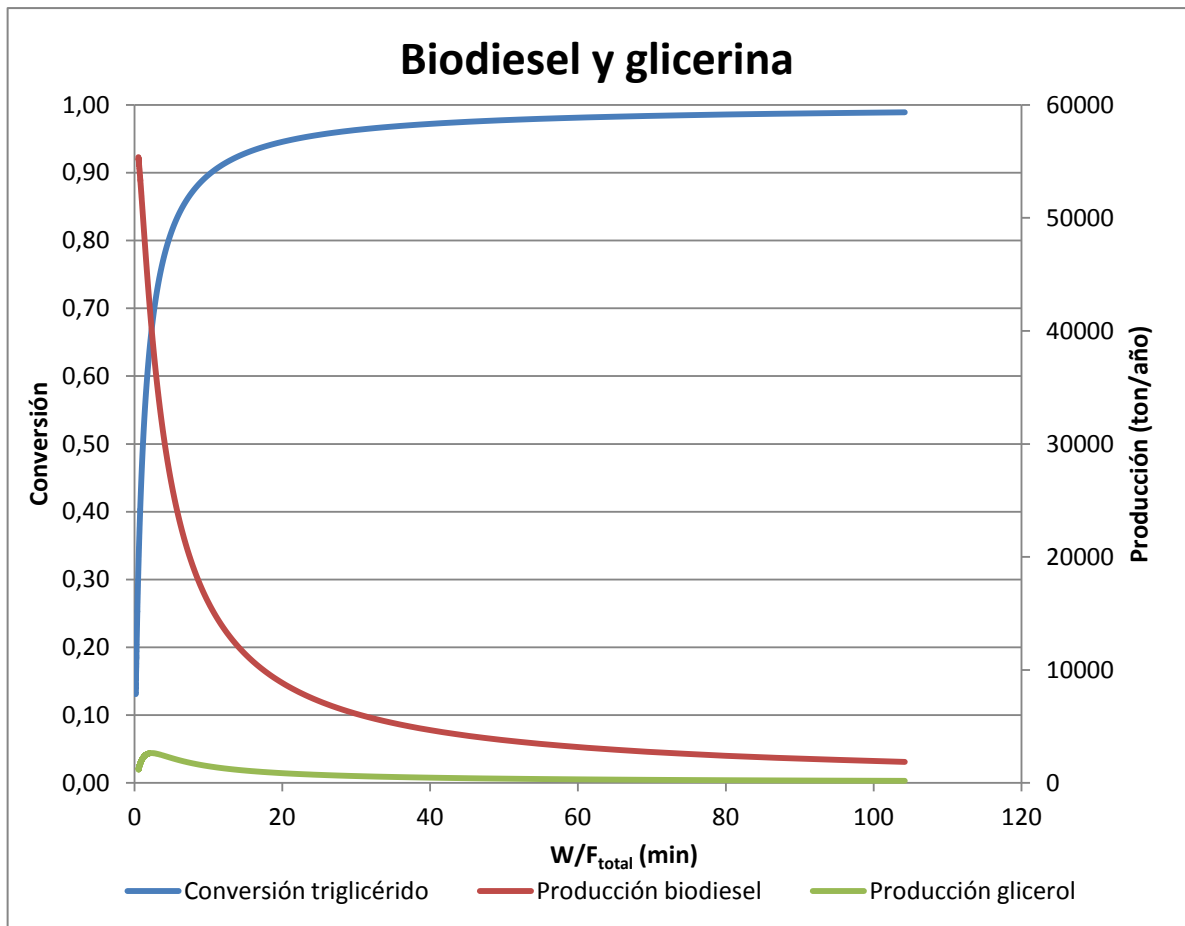


Figura 7.2. Gráficas de la simulación del reactor.

### 7.3. DISEÑO MECÁNICO.

Se ha utilizado la bibliografía de referencia para estos casos [30].

#### 7.3.1. DATOS DE DISEÑO. NORMATIVA EMPLEADA.

Los datos de diseño se resumen en la tabla 7.7. El material empleado es acero inoxidable 304 (SA-240-304).

Para el cálculo de la presión de diseño ( $P_{\text{diseño}}$ ), se ha añadido a la presión de operación la presión hidrostática debido a la mezcla de reacción y se ha aplicado un factor de seguridad del 15%. La temperatura de diseño ( $T_{\text{diseño}}$ ) se ha calculado sumando 20°C a la temperatura de operación.

DATOS DISEÑO	
$P_{\text{diseño}}$ (bar)	1,3
$T_{\text{diseño}}$ (°C)	75
S (kg/mm <sup>2</sup> )	15,8
$k_{\text{ac.inox.}}$ (W/m·K)	16

Tabla 7.7. Datos del diseño mecánico.

## 7. MODELADO DEL REACTOR.

Se ha escogido también como dato de diseño que el volumen de la mezcla de reacción es el 75% del volumen total del reactor. Los valores numéricos se encuentran en la tabla 7.10.

La normativa aplicada para el diseño mecánico ha sido el código ASME, sección VIII, división 1, relativa a los recipientes a presión. Las fórmulas utilizadas corresponden a recipientes sometidos a presión interna.

### 7.3.2. CUERPO CILÍNDRICO.

Lo primero es calcular el factor F, que nos permite determinar posteriormente el diámetro óptimo del reactor (que coincide con el diámetro del cuerpo cilíndrico), a partir de la siguiente expresión:

$$F = \frac{P}{C \cdot S \cdot E}$$

A partir de gráficas existentes en bibliografía [31], podemos determinar el diámetro óptimo del reactor a partir del volumen del reactor y el factor F.

Para el cálculo del espesor mínimo requerido (t) utilizamos la siguiente expresión:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P}$$

A continuación se presenta una tabla resumen con los datos característicos del diseño mecánico del cuerpo cilíndrico del reactor:

CUERPO CILÍNDRICO	
E	0,85
F	0,008
V (m <sup>3</sup> )	2,31
L (m)	1,74
R (m)	0,65
C1 (mm)	3
t (mm)	3,7
e (mm)	3,7

Tabla 7.8. Datos del diseño mecánico del cuerpo cilíndrico.

### 7.3.3. CABEZALES TORIESFÉRICOS.

Los cabezales utilizados son toriesféricos del tipo *Koppler*. Las expresiones para el cálculo de las dimensiones de este tipo de cabezales se pueden encontrar en bibliografía [31].



## 7. MODELADO DEL REACTOR.

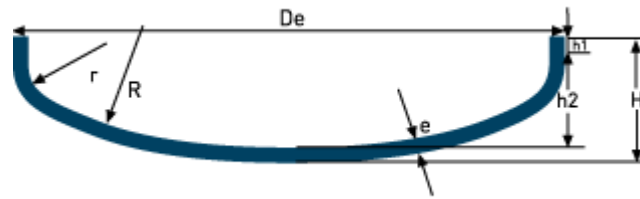


Figura 7.3. Cabezal toriesférico tipo Koppler.

El espesor mínimo requerido se calcula mediante la siguiente expresión:

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot L}{S \cdot E - 0,1 \cdot P}$$

En la tabla siguiente se presentan los datos característicos necesarios para el diseño de los cabezales toriesféricos del reactor.

CABEZAL TORIESFÉRICO	
V (m <sup>3</sup> )	0,18
De (m)	1,30
r (m)	0,078
R (m)	1,30
h1 (mm)	14,4
h2 (m)	0,25
H (m)	0,27
E	1
C1 (mm)	3
C2 (mm)	0,1
t (mm)	4,1
e (mm)	4,1

Tabla 7.9. Datos del diseño mecánico de los cabezales toriesféricos.

### 7.3.4. REACTOR.

A continuación se presenta una tabla donde vienen reflejadas las magnitudes más importantes en el diseño del reactor, resumen de los cálculos del diseño mecánico realizados hasta ahora:

Reactor	
V <sub>L</sub> (m <sup>3</sup> )	2
V <sub>R</sub> (m <sup>3</sup> )	2,67
d <sub>R</sub> (m)	1,30
h <sub>R</sub> (m)	2,28
h <sub>L</sub> (m)	1,64

Tabla 7.10. Dimensiones principales del reactor.

## 7. MODELADO DEL REACTOR.

### 7.3.5. CAPA DE AISLANTE.

Se ha utilizado como aislante térmico lana de vidrio. El cálculo del espesor del aislante se ha realizado imponiendo que la temperatura en la superficie exterior sea de 30°C, para evitar que contactos involuntarios produzcan lesiones.

La estimación del aislamiento necesario se realiza igualando el flujo de calor total transferido al correspondiente entre la superficie que se quiere proteger (la exterior) y el ambiente exterior. La ecuación a utilizar es la siguiente:

$$\frac{T_{sup,ext} - T_{ext}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{ext} \cdot h_{conv,ext}}} = \frac{T_{int} - T_{ext}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{int} \cdot h_{conv,int}} + \sum \frac{\ln\left(\frac{r_{i+1}}{r_i}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_i} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{ext} \cdot h_{conv,ext}}}$$

Para determinar el coeficiente de convección en el aire, se utilizó la siguiente expresión que aparece en bibliografía [29] para convección natural:

$$h = C'' \cdot (\Delta T)^n \cdot l^{3n-1}$$

Los valores de  $C''$  y de  $n$  dependen a su vez del valor del producto ( $Gr \cdot Pr$ ).

El flujo de calor que se transfiere al ambiente es despreciable frente al que se genera en el interior del reactor, por lo tanto no es necesario tenerlo en cuenta en el balance de energía.

A modo de resumen se presentan en la siguiente tabla los datos relacionados con el cálculo del espesor del aislante:

Cálculo del espesor aislante	
$k_{aislante}$ (W/mK)	0,041
$T_{superficie}$ (°C)	30
$e_{aislante}$ (cm)	13,7
$Gr_{aire}$	4,4E+11
$Pr_{aire}$	0,73
$(Gr \cdot Pr)_{aire}$	3,2E+11
$C''$	1,24
$n$	0,33
$h_{aire}$ (W/m <sup>2</sup> ·K)	2,6
$Q_{ambiente}$ (KW)	0,13

Tabla 7.11. Datos del sistema de aislamiento del reactor.

### 7.3.6. TUBULADURAS.

Se ha estimado el tamaño de las tubuladuras de entrada de reactivos y salida de productos mediante la siguiente expresión:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot u}}$$

## 7. MODELADO DEL REACTOR.

Como se trata de corrientes líquidas, la velocidad debe estar comprendida entre 1 y 3 m/s.


TUBULADURAS	
$u_{\text{aceite}}$ (m/s)	2,01
$Q_{\text{aceite}}$ (m <sup>3</sup> /s)	6,91E-04
$d_{\text{aceite}}$ (in)	0,82
$u_{\text{metanol}}$ (m/s)	1,45
$Q_{\text{metanol}}$ (m <sup>3</sup> /s)	1,79E-04
$d_{\text{metanol}}$ (in)	0,49
$u_{\text{salida}}$ (m/s)	2
$Q_{\text{salida}}$ (m <sup>3</sup> /s)	8,7E-04
$d_{\text{salida}}$ (in)	0,92

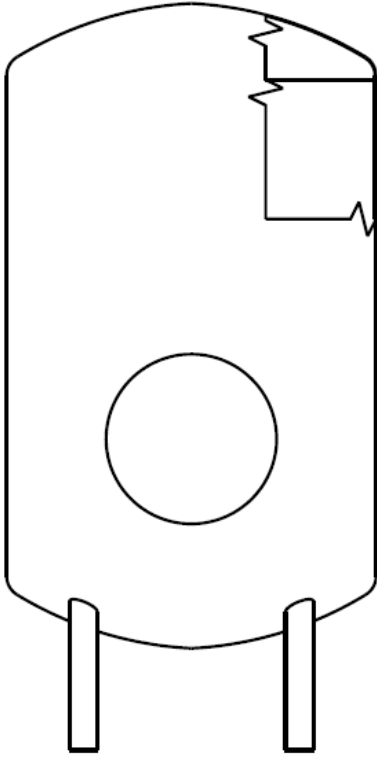
*Tabla 7.12. Cálculos de algunas tubuladuras.*

Para el resto de tubuladuras, el diámetro elegido se basa en datos encontrados en bibliografía. El valor concreto de los diámetros de todas las tubuladuras puede consultarse con detalle en la hoja de especificaciones.

7. MODELADO DEL REACTOR.

7.3.7. HOJA DE ESPECIFICACIONES.

 Universidad de Valladolid					<b>REACTOR</b> <b>HOJA DE ESPECIFICACIONES</b>				
REV.	0	1				TRABAJO Nº	1		
FECHA	18/03/2014	07/04/2014				UNIDAD	PLANTA DE BIODIESEL		
POR	MCG	MCG				CLIENTE	DEPARTAMENTO DE IQTMA (UVA)		
APPR'V						LOCALIZACIÓN	VALLADOLID (ESPAÑA)		
REV.									
1	Número de Item: <b>REACTOR</b>		Cantidad: 1						
2	Servicio: REACTOR DE TRANSESTERIFICACIÓN								
3	Fluido: ACEITE, METANOL, GLICEROL, BIODIESEL								
4	Volumen		2,67 m <sup>3</sup>						
5	Diámetro (ID)		1300 mm		Altura (TL-TL)		2285 mm		
6	Horizontal o Vertical VERTICAL								
7	Desnebulizador		NO		bar		Espesor mm		
8									
9			PRESIÓN bar g		TEMPERATURA °C				
10			Operación		Diseño		Operación		Diseño
11	Carcasa		1		13		55		75
12	Camisa								
13	Serpentín								
14									
15			MATERIAL		ESPESOR				
16	Carcasa		SA-240-304		3,7		mm		
17	Cabezales		SA-240-304		4,1		mm		
18	Camisa								
19	Serpentín								
20	Desnebulizador								
21									
22	Revestimiento interno				Espesor:		mm		
23	Tipo de Cabezales TORIESFÉRICOS								
24	Normativa ASME SECCIÓN VIII DIV.1								
25	Altura del líquido		1645 mm						
26	Densidad relativa		0,90		@		55		°C
27	Condiciones del Vapor a la Salida				bar g		@		°C
28	Stress Relieve for Process Reasons NO								
29	Elevación mínima				Nota (1) mm				
30	Aislamiento:		Tipo LANA DE VIDRIO						
31			Espesor		137 mm				
32	Radiografía								
33									
34	TUBULADURAS								
35	Etiqueta Nº	Cantidad	Tamaño	Servicio					
36	A	1	3/4" (2)	Entrada aceite					
37	B	1	3/8" (2)	Entrada metanol					
38	C	1	1" (2)	Salida biodiesel					
39	D	1	2"	Drenaje					
40	LG	2	1 1/2"	Vasos de nivel					
41	M	1	24"	Agujero para hombre					
42	TI	1	1"	Indicador de temperatura					
43	PI	1	1"	Indicador de presión					
44	S	1	2"	Venteo					
45	E	1	2" (2)	Válvula de seguridad					
46	F	1	2"	Agitador					
47									
48									
49									
50									
51									
52									
53									
54									
55									
56									



NOTES	
(1)	Mínimo por razones de tuberías.
(2)	Se definirá durante la fase de ingeniería de detalle.

# 8. EVALUACIÓN ECONÓMICA



## 8.1. COSTE DE COMPRA DEL REACTOR

### 8.1.1. COSTE DEL RECIPIENTE.

Se ha utilizado el software *Capcost*, desarrollado en Excel, para el cálculo del coste del recipiente. Para ello, el usuario necesita introducir una serie de especificaciones de diseño del reactor, las cuales aparecen en la hoja de especificaciones correspondiente, presentada en el apartado 7.3.7. Este programa también necesita el valor más actualizado del CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*), en nuestro caso se ha utilizado el de abril de 2013.

Un resumen de todos los datos necesarios se encuentra en la tabla 8.1.

RECIPIENTE VERTICAL	
CEPCI (Abril 2013)	626,2
Coste de compra (\$ Abril 2013)	8620
Factor conversión (euro/\$)	1,3093
Coste de compra (euros Abril 2013)	6584

Tabla 8.1. Datos utilizados para el cálculo del coste del recipiente.

### 8.1.2. COSTE DEL AGITADOR.

Para el cálculo del coste del agitador se ha utilizado bibliografía de referencia [32]. El coste de compra de un equipo se calcula con la siguiente expresión:

$$C_e = C \cdot S^n$$

Donde  $C_e$  = coste de compra del equipo, \$.

$C$  = constante para el cálculo del coste, \$.

$S$  = parámetro de tamaño característico, kW.

$n$  = índice para el tipo concreto de equipo.

Los resultados proporcionados por la bibliografía de referencia corresponden al año 2004, por lo que debemos actualizarlos a través del CEPCI:

$$PC = PC' \cdot \frac{CEPCI}{CEPCI'}$$

Donde  $PC$  = coste de compra en el momento actual

$PC'$  = coste de compra en un momento pasado.

$CEPCI$  = CEPCI en el momento actual.

$CEPCI'$  = CEPCI en un momento pasado.

La tabla 8.2 resume los resultados obtenidos para nuestro caso concreto del agitador tipo turbina.

## 8. EVALUACIÓN ECONÓMICA.

AGITADOR TIPO TURBINA	
C,\$ mitad 2004	3000
S (KW)	7
n	0,5
Coste de compra (\$ mitad 2004)	7937
CEPCI (Junio 2004)	505,8
CEPCI (Abril 2013)	689,5
Coste de compra (\$ Abril 2013)	10820
Factor conversión (euro/\$)	1,3093
Coste de compra (euros Abril 2013)	8264

Tabla 8.2. Datos utilizados para el cálculo del coste del agitador.

### 8.1.3. COSTE TOTAL DEL REACTOR.

Para el cálculo del coste total del reactor, se ha considerado que los costes más importantes son los del recipiente y el agitador, por lo que el coste total del reactor se ha calculado como la suma de los costes de los dos anteriores.

COSTE TOTAL REACTOR	
Coste de compra (euros Abril 2013)	14848

Tabla 8.3. Coste total del reactor.

## 8.2. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD EN LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL.

Los precios de las materias primas y de los productos pueden variar a la vez que cambian la demanda y la economía mundial. Llega un momento en el cual, para un precio dado, la producción deja de ser económicamente beneficiosa. Normalmente, el precio de las materias primas y los productos variará con la misma tendencia, pero en los casos que se presentan a continuación, solo uno de los precios varía a lo largo del tiempo. Los resultados presentados están basados en la bibliografía consultada [33].

### 8.2.1. CAMBIOS EN EL PRECIO DEL BIODIÉSEL.

Cambiamos el precio de venta del biodiésel mientras que los otros parámetros se mantienen constantes. Si observamos el cambio en los beneficios en función del precio del biodiésel, observamos que una vez que el precio del biodiésel cae por debajo de un cierto límite ya no tiene beneficios producir todo el biodiesel que se pueda, para un flujo dado de metanol. Esta conclusión puede observarse en la figura 8.1.



## 8. EVALUACIÓN ECONÓMICA.

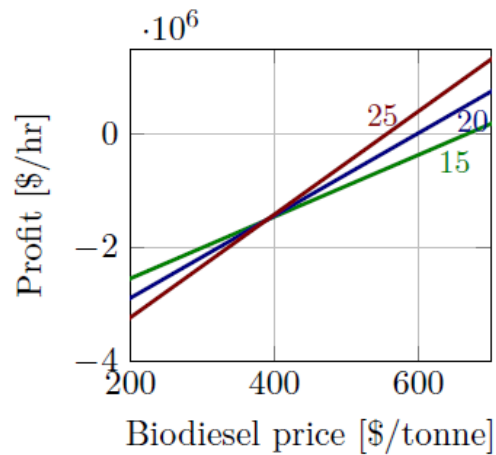


Figura 8.1. Beneficios en función del precio del biodiésel para distintos flujos de aceite (kmol/h) y flujos constantes de metanol.

Cuando en la ecuación del beneficio se incluyen las labores de operación, los salarios, el mantenimiento, seguros e impuestos, la función que representa al beneficio se desplaza hacia la derecha y se necesita un precio de venta más alto para alcanzar el mismo beneficio.

### 8.2.2. CAMBIOS EN EL PRECIO DE LA MATERIA PRIMA (ACEITE).

Cuando aumenta el precio de las materias primas disminuye la pendiente de la función que representa los beneficios. A medida que aumenta el precio de las materias primas, el estudio económico pasa de ser beneficioso a presentar pérdidas. Estas afirmaciones pueden observarse gráficamente en la figura 8.2.

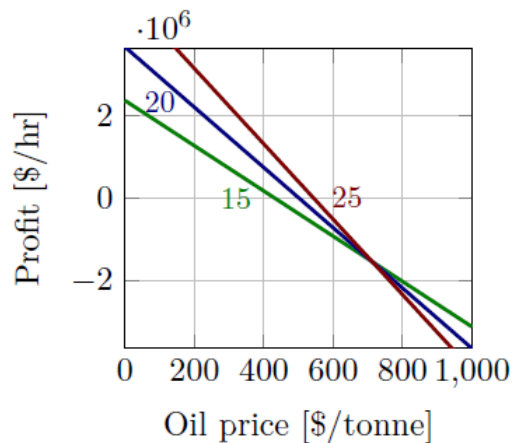


Figura 8.2. Beneficios en función del precio del aceite para diferentes flujos de aceite (kmol/h) y flujos constantes de metanol.

Se debe indicar que para un flujo de metanol dado, bajo los precios dados, el flujo de aceite debe superar un cierto nivel para ser económicamente factible; y que el flujo de metanol para un flujo de aceite dado debe mantenerse bajo.



# 9. SEGURIDAD



## 9. SEGURIDAD

Se ha realizado un estudio HAZOP al reactor, con el objetivo de determinar las variables críticas cuya variación fuera de los límites establecidos en el diseño provocaría un riesgo considerable para la seguridad de la planta y los trabajadores que están en ella. El estudio HAZOP también incide sobre las posibles causas que provocan dichas variaciones y sobre las consecuencias que generarían. Además, propone una serie de acciones y recomendaciones para reducir el riesgo derivado de estas variaciones al mínimo.

A continuación se presentan, a modo de tablas, los resultados del citado estudio.

## 9. SEGURIDAD



UNIVERSIDAD DE  
VALLADOLID

ESTUDIO HAZOP		
CLIENTE: DEPARTAMENTO DE IQTMA PLANTA: PLANTA DE BIODIESEL SISTEMA: REACTOR DE BIODIESEL TIPO DE OPERACIÓN: CONTINUO	NODE Nº: DRAWING: EQUIPMENT/LINE: REACTOR DE TRANSESTERIFICACIÓN DESIGN INTENTION:	REV: 001 DATE: 19-03-14 BY: MCG

PALABRA GUÍA	DESVIACIÓN	POSIBLES CAUSAS	CONSECUENCIAS	ACCIONES REQUERIDAS	RECOMENDACIONES
PRESION	MAS	-MAL FUNCIONAMIENTO DE LA VÁLVULA DE SEGURIDAD. -FLUJO ALTO DE ACEITE Y/O METANOL.	-EXPLOSIÓN. -AUMENTO DEL NIVEL. -LA VELOCIDAD DE REACCIÓN VARÍA.	-INSTALAR UN SENSOR DE PRESIÓN. -INSTALAR UNA ALARMA DE PRESIÓN MUY ALTA (HHPA).	-INSTALAR VÁLVULA DE SEGURIDAD+DISCO DE RUPTURA EN SERIE.
	MENOS/NO	-MAL FUNCIONAMIENTO DEL VENTEO.	-VACIO Y EN CONSECUENCIA NO HAY CORRIENTE AGUAS ABAJO. -VAPORIZACIÓN DEL METANOL.	-INSTALAR UNA ALARMA DE PRESIÓN BAJA (LPA).	-MANTENIMIENTO REGULAR DEL SISTEMA DE VENTEO.
TEMPERATURA	MAS	-TEMPERATURA ALTA EN EL EXTERIOR. -TEMPERATURA DE LAS CORRIENTES DE ENTRADA POR ENCIMA DE LAS DE DISEÑO.	-EXPLOSIÓN. -LA VELOCIDAD DE REACCIÓN VARÍA. - VAPORIZACIÓN DEL METANOL.	-INSTALAR UNA ALARMA DE TEMPERATURA ALTA (HTA).	



UNIVERSIDAD DE  
VALLADOLID

ESTUDIO HAZOP		
CLIENTE: DEPARTAMENTO DE IQTMA PLANTA: PLANTA DE BIODIESEL SISTEMA: REACTOR DE BIODIESEL TIPO DE OPERACIÓN: CONTINUO	NODE Nº: DRAWING: EQUIPMENT/LINE: REACTOR DE TRANSESTERIFICACIÓN DESIGN INTENTION:	REV: 001 DATE: 19-03-14 BY: MCG

PALABRA GUÍA	DESVIACIÓN	POSIBLES CAUSAS	CONSECUENCIAS	ACCIONES REQUERIDAS	RECOMENDACIONES
	MENOS	-TEMPERATURA BAJA EN EL EXTERIOR. -TEMPERATURA DE LAS CORRIENTES DE ENTRADA POR DEBAJO DE LAS DE DISEÑO. -EL AISLANTE TÉRMICO SE ENCUENTRA EN MAL ESTADO.	-LA VELOCIDAD DE REACCIÓN VARÍA. -AUMENTA LA VISCOSIDAD.	-INSTALAR UNA ALARMA DE TEMPERATURA BAJA (LTA).	-MANTENIMIENTO REGULAR DEL AISLANTE TÉRMICO.
NIVEL	MÁS	-FALLO DEL CONTROL. -FLUJO ALTO DE ACEITE Y/O METANOL. -LA VÁLVULA DE SALIDA NO FUNCIONA Y SE CIERRA.	-LÍQUIDO DERRAMADO. -PRESIÓN MÁS ALTA.	-INSTALAR UNA ALARMA DE NIVEL ALTO (HLA).	-MANTENIMIENTO REGULAR DE LA VÁLVULA DE SALIDA. -INSTALAR UN CUBETO DE RETENCIÓN.

## 9. SEGURIDAD



UNIVERSIDAD DE  
VALLADOLID

ESTUDIO HAZOP		
CLIENTE: DEPARTAMENTO DE IQTMA PLANTA: PLANTA DE BIODIESEL SISTEMA: REACTOR DE BIODIESEL TIPO DE OPERACIÓN: CONTINUO	NODE Nº: DRAWING: EQUIPMENT/LINE: REACTOR DE TRANSESTERIFICACIÓN DESIGN INTENTION:	REV: 001 DATE: 19-03-14 BY: MCG

PALABRA GUÍA	DESVIACIÓN	POSIBLES CAUSAS	CONSECUENCIAS	ACCIONES REQUERIDAS	RECOMENDACIONES
COMPOSICIÓN	MENOS METANOL	-BAJO FLUJO DE METANOL. -LA VÁLVULA DE ENTRADA DE METANOL NO FUNCIONA Y SE CIERRA.	-SE REDUCE EL GRADO DE CONVERSIÓN. -SE REDUCE LA VELOCIDAD DE REACCIÓN.		-MANTENIMIENTO REGULAR DE LA VÁLVULA DE ENTRADA DE METANOL.
	MENOS ACEITE	-BAJO FLUJO DE ACEITE. -LA VÁLVULA DE ENTRADA DE ACEITE NO FUNCIONA Y SE CIERRA.	-SE REDUCE EL GRADO DE CONVERSIÓN. -SE REDUCE LA VELOCIDAD DE REACCIÓN.		-MANTENIMIENTO REGULAR DE LA VÁLVULA DE ENTRADA DE ACEITE.



UNIVERSIDAD DE  
VALLADOLID

ESTUDIO HAZOP		
CLIENTE: DEPARTAMENTO DE IQTMA PLANTA: PLANTA DE BIODIESEL SISTEMA: REACTOR DE BIODIESEL TIPO DE OPERACIÓN: CONTINUO	NODE Nº: DRAWING: EQUIPMENT/LINE: REACTOR DE TRANSESTERIFICACIÓN DESIGN INTENTION:	REV: 001 DATE: 19-03-14 BY: MCG

PALABRA GUÍA	DESVIACIÓN	POSIBLES CAUSAS	CONSECUENCIAS	ACCIONES REQUERIDAS	RECOMENDACIONES
	MÁS ACEITE	-ALTO FLUJO DE ACEITE. -LA VÁLVULA DE ENTRADA DE ACEITE NO FUNCIONA Y SE ABRE.	- DISMINUYE LA CONVERSIÓN. -PROCESOS POSTERIORES CONTAMINADOS.		-MANTENIMIENTO REGULAR DE LA VÁLVULA DE ENTRADA DE ACEITE.
	MÁS METANOL	-ALTO FLUJO DE METANOL. -LA VÁLVULA DE DE ENTRADA DE METANOL NO FUNCIONA Y SE ABRE.	- AUMENTA EL GASTO ENERGÉTICO EN LOS PROCESOS DE SEPARACIÓN POSTERIORES.		-MANTENIMIENTO REGULAR DE LA VÁLVULA DE ENTRADA DE METANOL.

## 9. SEGURIDAD



UNIVERSIDAD DE  
VALLADOLID

ESTUDIO HAZOP		
CLIENTE: DEPARTAMENTO DE IQTMA PLANTA: PLANTA DE BIODIESEL SISTEMA: REACTOR DE BIODIESEL TIPO DE OPERACIÓN: CONTINUO	NODE Nº: DRAWING: EQUIPMENT/LINE: REACTOR DE TRANSESTERIFICACIÓN DESIGN INTENTION:	REV: 001 DATE: 19-03-14 BY: MCG

PALABRA GUÍA	DESVIACIÓN	POSIBLES CAUSAS	CONSECUENCIAS	ACCIONES REQUERIDAS	RECOMENDACIONES
REACCIÓN	INCOMPLETA	-EL AGITADOR NO FUNCIONA CORRECTAMENTE. -LA VALVULA DE SALIDA NO FUNCIONA Y SE ABRE.	-MENOS GRADO DE CONVERSIÓN. -PROCESOS POSTERIORES CONTAMINADOS.	-INSTALAR UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE EMERGENCIA.	-MEDIDAS DE PREVENCIÓN -CAPACITACIÓN DE LOS OPERADORES.

*Tabla 9.1. Estudio HAZOP de seguridad del reactor.*



# 10. ANÁLISIS DEL CICLO DE VIDA



## 10. ANÁLISIS DEL CICLO DE VIDA

El Análisis del Ciclo de Vida (ACV) es una técnica para evaluar los aspectos medioambientales y los potenciales impactos asociados con un producto mediante:

- La recopilación de un inventario de las entradas y salidas de materia, energía y emisiones.
- La evaluación de los potenciales impactos medioambientales asociados.
- La interpretación de los resultados.

Todo ello a lo largo de la vida del producto, o como se suele decir, “de la cuna a la tumba”.

El objetivo es evaluar, cuantificar y comparar los impactos medioambientales de tres combustibles con funciones equivalentes a lo largo de todo su ciclo de vida:

- El biodiesel obtenido a partir de aceites vegetales crudos.
- El biodiesel obtenido a partir de aceites vegetales usados.
- El diesel de 50 ppm de S (EN-590 año 2005).

Los sistemas estudiados son los siguientes:

- Sistema BD5A1: Producción y uso de biodiésel obtenido de aceites vegetales crudos, mezclado con diésel al 5%.
- Sistema BD10A1: Producción y uso de biodiésel obtenido de aceites vegetales crudos, mezclado con diésel al 10%.
- Sistema BD100A1: Producción y uso de biodiésel obtenido de aceites vegetales crudos, al 100%.
- Sistema BD5A2: Producción y uso de biodiésel obtenido de aceites vegetales usados con diésel mezclado al 5%.
- Sistema BD10A2: Producción y uso de biodiésel obtenido de aceites vegetales usados mezclado con diésel al 10%.
- Sistema BD100A2: Producción y uso de biodiésel obtenido de aceites vegetales usados al 100%.
- Sistema Diésel EN-590: Producción y uso de diésel EN-590 obtenido a partir del refino de petróleo.

La unidad funcional utilizada, o base de comparación, es la cantidad de combustible expresada en MJ de cada tipo de combustible que es necesaria para recorrer un kilómetro en un vehículo diesel (Ford Focus 1.8Tddi 90CV) en un ciclo de conducción determinado (Directiva 98/69/CE).

Los resultados obtenidos han sido tomados de bibliografía [34] y son los siguientes:

### **10.1. ENERGÍA PRIMARIA TOTAL.**

Los resultados de consumos de energía primaria total en la producción y distribución de cada una de las mezclas estudiadas se resumen en la tabla 10.1.

## 10. ANÁLISIS DEL CICLO DE VIDA

	Energía primaria total (MJ/km)
Diésel En-590	1,956
BD5A1	1,918
BD10A1	1,880
BD100A1	1,081
BD5A2	1,893
BD10A2	1,828
BD100A2	0,599

*Tabla 10.1. Energía primaria utilizada para la producción y distribución de las mezclas estudiadas.*

Estos resultados indican que la producción de biodiésel de aceites vegetales crudos supone un ahorro de 0,9 MJ de energía primaria por cada kilómetro recorrido respecto de la producción de diésel EN-590, lo que constituye un ahorro de un 45% de energía primaria. En cuanto a la producción de biodiésel de aceites vegetales usados este ahorro es de 1,4 MJ/km o un 69% de energía primaria.

Las mezclas al 10% de biodiésel EN-590 suponen también un ahorro moderado de energía primaria entre el 4 y el 7% para el biodiésel de aceites vegetales crudos y aceites vegetales usados respectivamente, mientras que las mezclas al 5% suponen un ahorro de energía primaria del 2 al 3%.

### 10.2. ENERGÍA FÓSIL.

Los resultados de consumos de energía fósil en la producción y distribución de cada una de las mezclas estudiadas se resumen en la tabla 10.2.

	Energía fósil (MJ/km)
Diésel En-590	1,949
BD5A1	1,883
BD10A1	1,817
BD100A1	0,489
BD5A2	1,862
BD10A2	1,772
BD100A2	0,086

*Tabla 10.2. Energía fósil utilizada para la producción y distribución de las mezclas estudiadas.*

Estos resultados indican que la producción de biodiésel de aceites vegetales crudos supone un ahorro de 1,5 MJ de energía fósil por cada kilómetro recorrido respecto de la producción de diésel EN-590, lo que constituye un ahorro de un 75% de energía fósil. En cuanto a la producción de biodiésel de aceites vegetales usados este ahorro es de 1,9 MJ/km o un 96% de energía fósil.

En cuanto a las mezclas al 10% de biodiésel con diésel EN-590 suponen también un ahorro moderado de energía fósil entre el 7 y el 9% para el biodiésel de aceites vegetales crudos y aceites vegetales usados respectivamente. En el caso de las mezclas al 5 % dicho ahorro es del 3 al 4%.

## 10. ANÁLISIS DEL CICLO DE VIDA

En la figura 10.1 se pueden observar los requerimientos de energía fósil en cada una de las etapas de producción y distribución de las mezclas estudiadas.

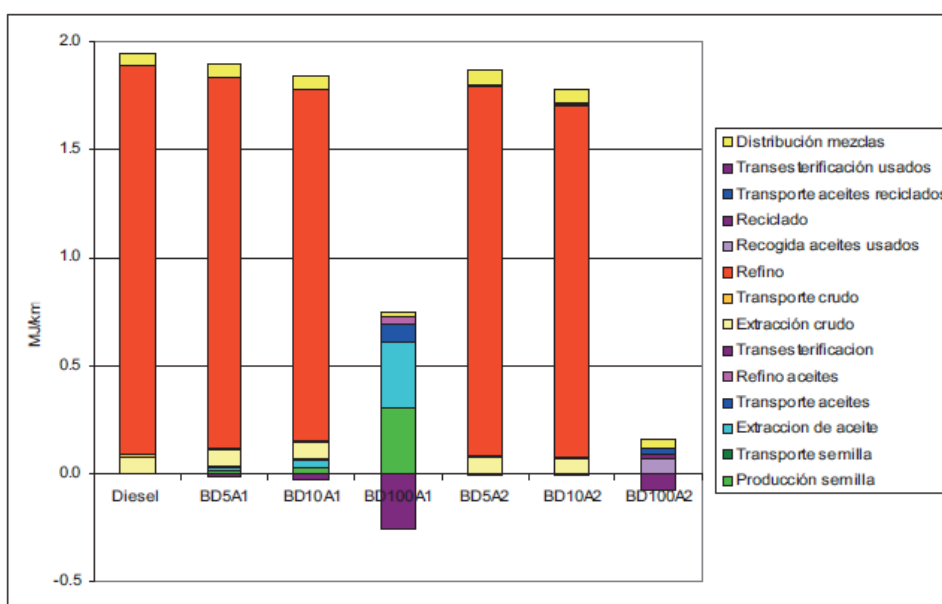


Figura 10.1. Distribución de la energía fósil necesaria en las distintas etapas de producción y distribución de las mezclas estudiadas.

En cuanto a la producción y distribución de diésel EN-590, la etapa de mayor consumo energético es la de refino, seguida de la extracción del crudo y distribución del combustible hasta las estaciones de servicio.

La producción de biodiésel de aceites vegetales crudos tiene sus mayores consumos energéticos en las etapas de producción de semilla y extracción del aceite, siendo la transesterificación un proceso que ahorra energía en el sistema expandido.

La producción de biodiésel de aceites vegetales usados es la que menor consumo energético tiene puesto que la materia prima principal, el aceite usado, es un residuo al que no se ha asignado ninguna carga derivada de su producción para su principal como aceite alimenticio. Asimismo, el proceso de recogida de este aceite, que tiene un elevado consumo energético, es un proceso que tiene que producirse de forma similar aunque no se recoja el aceite para la producción de biodiésel, ya que este aceite debe ser, por ley, recogido y gestionado como un residuo. Así, solo se han considerado los consumos energéticos adicionales por llevar este aceite hasta la planta de producción de biodiésel y no hasta su punto de gestión más cercano.

### 10.3. EFICIENCIAS ENERGÉTICAS DE LA PRODUCCIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE LAS MEZCLAS ESTUDIADAS.

La eficiencia energética del ciclo de vida se define como el ratio entre la energía del producto (en términos del poder calorífico inferior) y la energía primaria total necesaria para producir y distribuir el producto.

Las eficiencias energéticas calculadas para la producción y distribución de las mezclas estudiadas se muestran en la tabla 10.3. En todos casos la energía primaria o fósil que hay en el combustible es mayor que la energía primaria total necesaria para producirlo y

## 10. ANÁLISIS DEL CICLO DE VIDA

distribuirlo salvo para el diésel EN-590 y las mezclas al 5 % con biodiésel de ambos orígenes. En el caso de las mezclas que contienen biodiésel, y especialmente biodiésel de aceites vegetales usados, las eficiencias son mayores a medida que aumenta el porcentaje de biodiésel en la mezcla.

	<b>Eficiencia energética del ciclo de vida</b> (MJ <sub>combustible</sub> /MJ <sub>energía primaria</sub> )	<b>Ratio de energía fósil</b> (MJ <sub>combustible</sub> /MJ <sub>energía fósil</sub> )
Diésel En-590	0,965	0,968
BD5A1	0,984	1,002
BD10A1	1,004	1,038
BD100A1	1,746	3,856
BD5A2	0,997	1,014
BD10A2	1,032	1,065
BD100A2	3,149	21,861

*Tabla 10.3. Eficiencias energéticas del ciclo de vida y ratio de energía fósil de las mezclas estudiadas.*

### 10.4. EMISIONES DE GASES DE EFECTO INVERNADERO DEL CICLO DE VIDA DE LOS ACEITES VEGETALES UTILIZADOS EN LA PRODUCCIÓN DE BODIESEL.

En la tabla 10.4 se muestran las emisiones de gases de efecto invernadero que tienen lugar en el ciclo de vida de la producción de los distintos aceites vegetales crudos utilizados en la producción de biodiésel, incluido el transporte de los mismos hasta la planta de producción de biodiésel.

	<b>Emisiones de gases de efecto invernadero (g CO<sub>2</sub>equiv/kg)</b>
Aceite de girasol crudo	1190
Aceite de colza importada crudo	1425
Aceite de colza nacional crudo	2332
Aceite de soja crudo	2140
Aceite de palma	1600

*Tabla 10.4. Emisiones de gases de efecto invernadero del ciclo de vida de los distintos aceites utilizados en la producción de biodiésel de aceites vegetales crudos.*

Como se puede observar, la producción de aceite de girasol es la que menos emisiones de gases de efecto invernadero asociadas tiene, mientras que el aceite de colza de origen nacional es el que más emisiones de este tipo tiene asociadas.

### 10.5. EMISIONES DE GASES DE EFECTO INVERNADERO DE LA PRODUCCIÓN, DISTRIBUCIÓN Y USO DE LAS MEZCLAS ESTUDIADAS.

Se han calculado las emisiones de gases de efecto invernadero originadas en la producción, distribución y uso de las mezclas estudiadas. Los resultados se muestran en

## 10. ANÁLISIS DEL CICLO DE VIDA

la tabla 10.5 y en la figura 10.2 expresados en gramos de CO<sub>2</sub> equivalentes por kilómetro recorrido.

	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	Total GEI
<b>Diésel EN-590</b>	157,92	4,45	0,875	163
<b>BD5A1</b>	151,76	5,62	1,01	158
<b>BD10A1</b>	145,6	6,8	1,15	154
<b>BD100A1</b>	38,06	29,2	3,59	71
<b>BD5A2</b>	150,06	4,45	0,849	156
<b>BD10A2</b>	143,19	4,45	0,823	149
<b>BD100A2</b>	14,31	4,46	0,237	19

Tabla 10.5. Emisiones de gases de efecto invernadero en el ciclo de vida de las mezclas estudiadas (g CO<sub>2</sub> equiv/km).

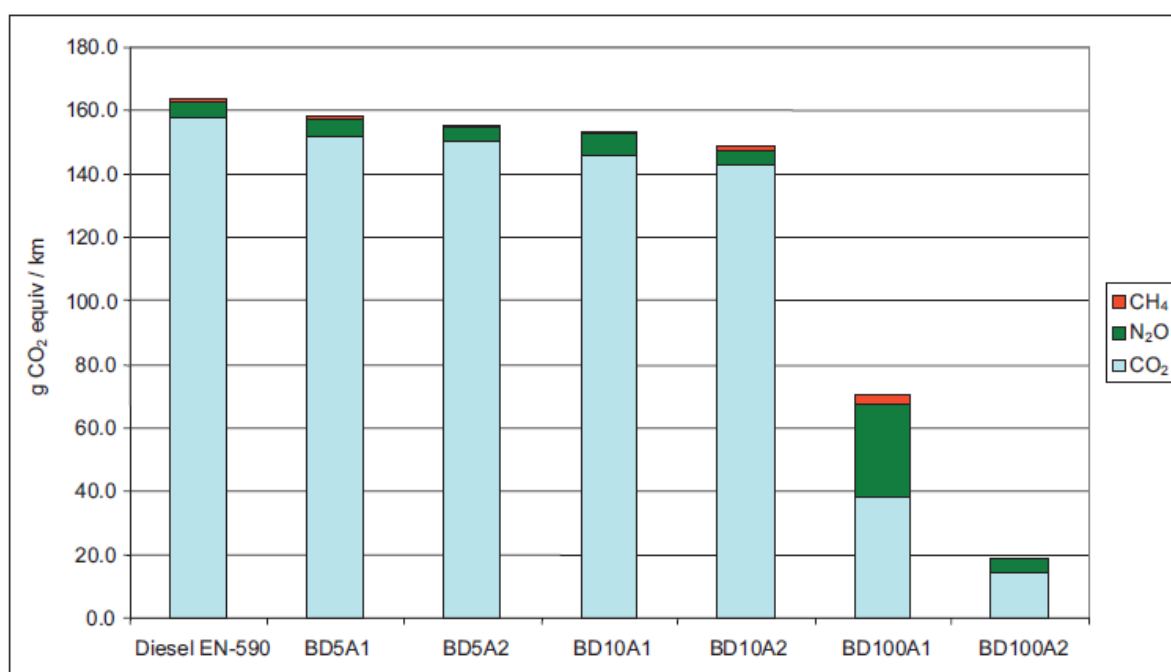


Figura 10.2. Emisiones de gases de efecto invernadero por km.

La distribución de las emisiones de gases de efecto invernadero en las distintas etapas del ciclo de vida de las mezclas estudiadas se puede observar en la Figura 10.3.

## 10. ANÁLISIS DEL CICLO DE VIDA

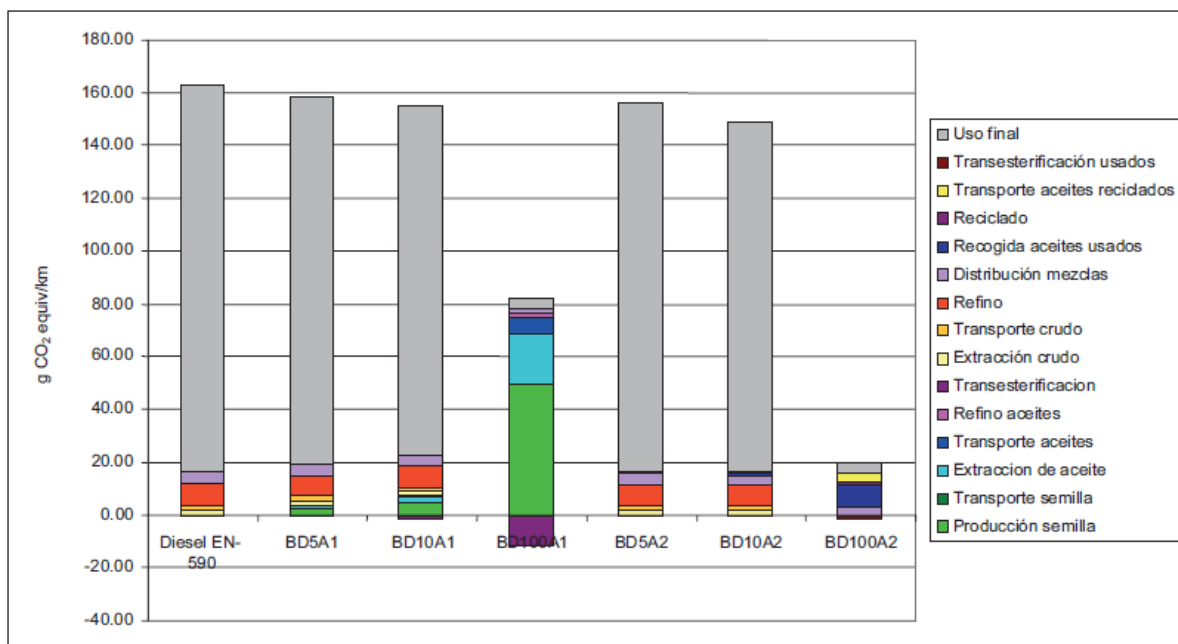


Figura 10.3. Distribución de las emisiones de gases de efecto invernadero en las distintas etapas del ciclo de vida de las mezclas estudiadas.

En el ciclo de vida del biodiésel de aceites vegetales crudos (BD100A1), las mayores emisiones de gases de efecto invernadero se producen en la etapa de producción de semilla seguida de la etapa de extracción del aceite.

En el ciclo de vida del biodiésel de aceites vegetales usados (BD100A2), las mayores emisiones son atribuibles al proceso de recogida de aceites.

En cuanto a las mezclas de diésel EN-590 con biodiésel de los dos orígenes, las mayores emisiones se producen en la etapa de uso debido a la combustión de la parte de gasoil que entra a formar parte de la mezcla, seguido de la etapa de extracción de aceite en el caso del BD10A1 y de la etapa de refino del gasoil en el resto de las mezclas.

### 10.6. RECOMENDACIONES

Como posibles mejoras de los procesos productivos de biodiésel que permitirían optimizar los balances energéticos y las emisiones de las mezclas que lo contienen se han identificado los siguientes:

- Reducir el consumo de fertilizantes.
- Optimizar el uso de fertilizantes nitrogenados para minimizar las emisiones de óxido nitroso.
- Implantar sistemas de cogeneración en las plantas de extracción de aceite y transformación a biodiésel.
- Minimizar el porcentaje de aceite de palma en la producción de biodiésel.
- Optimizar el sistema de recogida de aceite para minimizar el número de viajes y maximizar la carga de los vehículos.



# 11. CONCLUSIONES



## 11. CONCLUSIONES.

A continuación se presentan las conclusiones del presente Trabajo de Fin de Grado, que están basadas en los distintos objetivos planteados al inicio del mismo.

- El **aceite de girasol** es la materia prima empleada en el presente proceso de producción de biodiésel debido, fundamentalmente, a que es la semilla de mayor producción en Castilla y León y España.
- La **catálisis heterogénea** es la elegida porque permite, principalmente, una más fácil separación de los productos de reacción del catalizador y, también, la reutilización del catalizador, abaratando de este modo enormemente los costes asociados de producción.
- El **óxido de calcio** (CaO) es el catalizador empleado porque se puede obtener económicamente, tiene una alta actividad y buenas propiedades físicas, químicas y catalíticas para el proceso planteado.
- Se ha escogido el **reactor continuo de tanque agitado** (CSTR) como configuración del reactor. El motivo principal de esta elección es que este tipo de reactores permite procesos con un bajo capital y costes de operación, además de obtener productos con una calidad constante.
- El **modelo cinético del tipo Eley-Rideal** ha sido el utilizado para realizar los cálculos relacionados con la cinética de la reacción de transesterificación. La justificación de esta elección es su gran sencillez matemática y que ajusta lo suficientemente bien los datos experimentales.
- Se ha elegido un catalizador cuyas características principales permiten una buena difusión de materia en el interior de sus poros y que, de esta forma, la transferencia de materia en el interior de estos poros no sea una etapa controlante de la velocidad de reacción. Estas **características del catalizador** son el diámetro de partícula, la porosidad, la tortuosidad y la densidad.
- Las **variables de operación** elegidas para la reacción, basadas en un estudio bibliográfico previo, son la temperatura (55°C), presión (1 atm), relación molar entre metanol y triglicéridos (6:1 mol/mol) a la entrada del reactor y masa de catalizador (456 kg). La elección adecuada de los valores de estas variables permiten operar el reactor con el mayor rendimiento posible.
- El cálculo y diseño de un buen **sistema de agitación** permite que podamos considerar que en el reactor solo existen dos fases: una fase sólida, formada por el catalizador de la reacción; y una fase líquida, formada por la alimentación y productos del reactor. Este hecho simplifica enormemente las ecuaciones a utilizar y el proceso de cálculo en la simulación del reactor.
- El agitador escogido, por tanto, es un **agitador clase turbina** del tipo “*Hub-mounted flat-blade turbine*” con 6 palas y una potencia de agitación de 7 kW.
- El cálculo y diseño de un buen **sistema de intercambio de calor** es clave para alcanzar la temperatura de diseño del reactor, la cual a su vez influye en la conversión de triglicéridos alcanzada y finalmente, en la producción de biodiésel. Además, un buen diseño permite un control óptimo de la temperatura en estado estacionario, evitando así problemas de calentamiento del reactor que podrían ocurrir debido a que la reacción de transesterificación es exotérmica. Cabe decir que un mal diseño conduciría a pérdidas de producción de biodiésel, con las

## 11. CONCLUSIONES.

consecuentes pérdidas económicas, y a la instalación de un sistema de control más complejo.

- La **operación adiabática** del reactor es la más rentable desde el punto de vista técnico y económico, por lo tanto éste es el tipo de sistema de intercambio de calor seleccionado.
- El **aislante** utilizado es **lana de vidrio** y su espesor (13,7 cm) es una variable fundamental que permite minimizar las pérdidas de calor (que en el fondo son pérdidas económicas) y evitar posibles accidentes originados por un contacto indeseado con las paredes calientes del reactor.
- La **simulación** del comportamiento del reactor nos permite observar que una disminución del flujo másico a tratar permite obtener una mayor conversión de triglicéridos. Sin embargo, existe un cierto valor a partir del cual no se aprecian variaciones sustanciales en la conversión, por lo que no resulta rentable disminuir todavía más el flujo másico tratado. Este punto es precisamente el elegido para la operación del reactor y corresponde a una conversión de triglicéridos del 90% y una producción de biodiésel de, aproximadamente, **16.000 t/año**.
- El reactor consta de un **cuerpo cilíndrico** unido mediante soldadura, en la parte superior e inferior, a dos **cabezales toriesféricos** del tipo *Koppler*. El diseño mecánico del reactor determina las dimensiones adecuadas de los elementos anteriores que permiten que el reactor aguante las cargas a las que se ve sometido en condiciones normales de operación. El volumen total del reactor es de 2,67 m<sup>3</sup>.
- El **espesor** del cuerpo cilíndrico es de 3,7 mm, mientras que el espesor de los cabezales toriesféricos es de 4,1 mm. El espesor de los cabezales es mayor porque las uniones soldadas están sometidas a mayores tensiones.
- El **material** elegido para la construcción del reactor es **acero inoxidable** del tipo SA 240-304, ya que es un material con buenas características mecánicas y resistente a la oxidación.
- El análisis de costes realizado permite concluir que el **coste de compra del reactor** depende, principalmente, del coste de compra del recipiente y del coste de compra del agitador. Además, el agitador tipo turbina utilizado es la principal partida del coste de compra del reactor, ya que representa un 56% del coste total del mismo.
- El **análisis de sensibilidad** realizado permite afirmar que el coste de venta del biodiésel y el precio de compra de la materia prima (aceite) son las principales variables que afectan a la rentabilidad del proceso de producción de biodiésel mediante catálisis heterogénea.
- El **análisis HAZOP de seguridad** elaborado permite determinar aquellas variables de operación del reactor que son críticas para un correcto funcionamiento del mismo. Estas variables son la presión, temperatura y nivel en el reactor; composición de la corriente de entrada al reactor y rendimiento de la reacción. El análisis HAZOP también determina las posibles causas de desviación de estas variables, analiza sus consecuencias y propone acciones concretas para evitar que estas variables salgan fuera de sus valores de diseño y de esta forma pongan en peligro la seguridad de la planta.

## 11. CONCLUSIONES.

- Los **balances energéticos** del análisis del **ciclo de vida** de las mezclas estudiadas son tanto mejores cuanto mayor es el contenido de biodiésel, especialmente biodiésel de aceites vegetales usados, en la mezcla.
- Las **emisiones de CO<sub>2</sub>** y de gases de efecto invernadero son tanto menores cuanto mayor es el contenido de biodiésel, especialmente biodiésel de aceites vegetales usados, en la mezcla.



## 12. BIBLIOGRAFÍA





## 12. BIBLIOGRAFÍA.

- [1] Torres y Carrera, consultores de comunicación. Informe Biocombustibles 2010. <http://torresycarrera.com/files/Informes/Informe-Biocombustibles-2010.pdf> (última fecha de consulta el 8 de julio de 2014).
- [2] Avellaneda Vargas, F.A. *Producción y caracterización de biodiesel de palma y de aceite reciclado mediante un proceso batch y un proceso continuo con un reactor helicoidal*; Universitat Rovira i Virgili: Tarragona, 2010. pp 74-77.
- [3] Propiedades y características de combustibles diésel y biodiésel. <http://recursoslibres.files.wordpress.com/2011/10/propiedades-y-caracteristicas-e-diesel-y-biodiesel.pdf> (última fecha de consulta el 8 de julio de 2014).
- [4] BioDieseSpain.com. <http://www.biodieselspain.com/que-es-el-biodiesel/#Definicion> (última fecha de consulta el 8 de julio de 2014).
- [5] Biodisol. <http://www.biodisol.com/biodiesel-que-es-el-biodiesel-definicion-de-biodiesel-materias-primas-mas-comunes/biodiesel-materias-primas-con-que-se-fabrica-biodiesel-aceites-y-grasas-produccion/> (última fecha de consulta el 8 de julio de 2014).
- [6] Garibay, A., Vázquez-Duhalt, R., Sánchez, M., Serrano, L., Martínez, A. Biodiesel a partir de microalgas. *BioTecnología*, No.3 [online] 2009, 13, pp 38-61.
- [7] Avellaneda Vargas, F.A. *Producción y caracterización de biodiesel de palma y de aceite reciclado mediante un proceso batch y un proceso continuo con un reactor helicoidal*; Universitat Rovira i Virgili: Tarragona, 2010. pp 62-68.
- [8] Liliana, A., Mosquera, J. Producción de biodiesel mediante el uso de catalizadores heterogéneos. Una alternativa factible. *Revista virtual de los programas de ingeniería (Universidad de Cartagena)* [online] 2010, 1, pp 13-25.
- [9] Martín, A. *Trabajo de investigación: Obtención de biodiesel mediante catálisis heterogénea. Utilización de óxidos metálicos e hidrotalcita comercial como catalizadores*. Universidad de Valladolid: Valladolid, 2013. p 14.
- [10] Avellaneda Vargas, F.A. *Producción y caracterización de biodiesel de palma y de aceite reciclado mediante un proceso batch y un proceso continuo con un reactor helicoidal*; Universitat Rovira i Virgili: Tarragona, 2010. pp 72-74.
- [11] Hervé J. *Diseño conceptual de una planta de biodiesel. Memoria para optar al título de Ingeniero Civil Mecánico*. Universidad de Chile. Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas. Departamento de Ingeniería Mecánica: Santiago de Chile, 2007. pp 33-35.
- [12] Reactors for biodiesel production. <http://www.extension.org/pages/26630/reactors-for-biodiesel-production#.U7xABvIv6QC> (última fecha de consulta el 8 de julio de 2014).
- [13] Thompson and He, University of Idaho, 2007.
- [14] Castillo, S., Lozano, Y. *Estudio de mercado: "Viabilidad de los biocombustibles: biodiésel y bioetanol"*. Programa de Doctorado Ciencia e Ingeniería Agrarias. Universidad de Castilla-La Mancha: Albacete, 2009. pp 13-15.

## 12. BIBLIOGRAFÍA.

- [15] Avellaneda Vargas, F.A. *Producción y caracterización de biodiesel de palma y de aceite reciclado mediante un proceso batch y un proceso continuo con un reactor helicoidal*; Universitat Rovira i Virgili: Tarragona, 2010. pp 74-95.
- [16] ACOR. Horizonte 2015/2020. *Revista de información agraria* [online] **2014**, 144, p 16.
- [17] Martín, A. *Trabajo de investigación: Obtención de biodiesel mediante catálisis heterogénea. Utilización de óxidos metálicos e hidrotalcita comercial como catalizadores*. Universidad de Valladolid: Valladolid, 2013. pp 12-13.
- [18] Martín, A. *Trabajo de investigación: Obtención de biodiesel mediante catálisis heterogénea. Utilización de óxidos metálicos e hidrotalcita comercial como catalizadores*. Universidad de Valladolid: Valladolid, 2013. pp 32-60.
- [19] Martín, A. *Trabajo de investigación: Obtención de biodiesel mediante catálisis heterogénea. Utilización de óxidos metálicos e hidrotalcita comercial como catalizadores*. Universidad de Valladolid: Valladolid, 2013. pp 61-64.
- [20] Martín, A. *Trabajo de investigación: Obtención de biodiesel mediante catálisis heterogénea. Utilización de óxidos metálicos e hidrotalcita comercial como catalizadores*. Universidad de Valladolid: Valladolid, 2013.
- [21] Dossin, T., Reyniers, M., Berger, R., Marin, G. Simulation of heterogeneously MgO-catalyzed transesterification for fine-chemical and biodiesel industrial production. *Applied Catalysis B: Environmental* [online] **2006**, 67, p 136.
- [22] Dossin, T., Reyniers, M., Berger, R., Marin, G. Simulation of heterogeneously MgO-catalyzed transesterification for fine-chemical and biodiesel industrial production. *Applied Catalysis B: Environmental* [online] **2006**, 67, p 139.
- [23] Dossin, T., Reyniers, M., Berger, R., Marin, G. Simulation of heterogeneously MgO-catalyzed transesterification for fine-chemical and biodiesel industrial production. *Applied Catalysis B: Environmental* [online] **2006**, 67, p 145.
- [24] Morad, N.A. et al. *Liquid Specific Heat Capacity Estimation for Fatty Acids, Triacylglycerols, and Vegetable Oils Based on Their Fatty Acid Composition*. Centre of Lipids Engineering & Applied Research (C.L.E.A.R.), Universiti Teknologi Malaysia: Kuala Lumpur, 2000; pp 1001-1005.
- [25] Borghi, D. et al. *Thermochemical properties estimation for biodiesel related mixtures*. Department of Chemical Process, School of Chemical Engineering, State University of Campinas: Campinas (Brasil); pp 1-10.
- [26] Glisic, S., Skala, D. The prediction of critical parameters for triolein, diolein, monoolein and methyl esters. Faculty of Technology and Metallurgy, University of Belgrade: Belgrado (Serbia); pp 1-6.

## 12. BIBLIOGRAFÍA.

- [27] Coulson, J.M., Richardson, J.F. et al. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Series, Volume I: Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer*, 6ª Edición; Butterworth-Heinemann: Oxford, 1999; pp 274-313.
- [28] Dossin, T., Reyniers, M., Berger, R., Marin, G. Simulation of heterogeneously MgO-catalyzed transesterification for fine-chemical and biodiesel industrial production. *Applied Catalysis B: Environmental* [online] **2006**, 67, p 145-146.
- [29] Coulson, J.M., Richardson, J.F. et al. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Series, Volume I: Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer*, 6ª Edición; Butterworth-Heinemann: Oxford, 1999; pp 381-570.
- [30] Sinnott, R.K. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Series, Volume VI: Chemical Engineering Design*, 4ª Edición; Butterworth-Heinemann: Oxford, 2005; pp 400-492.
- [31] Manrique, J.A. *Diseño de un recipiente a presión con un sistema de agitación para el procesamiento de biodiesel de 3 m<sup>3</sup> de capacidad. Tesis para obtener el título profesional de ingeniero mecánico*. Universidad Nacional de Ingeniería. Facultad de Ingeniería Mecánica: Lima, 2011. pp 33-126.
- [32] Sinnott, R.K. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Series, Volume VI: Chemical Engineering Design*, 4ª Edición; Butterworth-Heinemann: Oxford, 2005; pp 243-283.
- [33] Øien, M. *Biodiesel Production by the Esterifip-H Process. Modelling, Optimization and Control Structure*. Norwegian University of Science and Technology. Department of Chemical Engineering; 2013. pp 72-74.
- [34] Lechón, Y. et al. *Análisis de Ciclo de Vida de Combustibles alternativos para el Transporte. Fase II. Análisis de Ciclo de Vida Comparativo del Biodiésel y del Diésel. Energía y Cambio Climático*. Ministerio del Medio Ambiente, 2006. pp 89-95.



# 13. ANEXOS



# ANEXO I. SIMBOLOGÍA Y NOMENCLATURA





ANEXO I. SIMBOLOGÍA Y NOMENCLATURA.

$r$	Velocidad de la reacción de transesterificación (mol/g·min).
$r_{ER}$	Velocidad de la reacción de transesterificación en el modelo de Eley-Rideal (mol/g·min).
$r_{LH}$	Velocidad de la reacción de transesterificación en el modelo de Langmuir-Hinshelwood (mol/g·min).
$k$	Constante cinética de la reacción de transesterificación ( $L^2/mol \cdot g_{cat} \cdot min$ ).
$K_A$	Constante de adsorción de los glicéridos (mono, di o triglicéridos) (L/mol).
$K_B$	Constante de equilibrio de adsorción del metanol (L/mol).
$c_p$	Capacidad calorífica a presión constante (kJ/kg·K).
$k$	Conductividad térmica (W/m·K).
$T$	Temperatura en el reactor (°C).
$p$	Presión en el reactor (atm).
$M/T$	Relación molar entre el metanol y los triglicéridos (mol/mol).
$W$	Masa utilizada de catalizador (kg).
$T_{ext}$	Temperatura en el ambiente exterior del reactor (°C).
$d_p$	Diámetro equivalente de una partícula de catalizador (m).
$\varepsilon_p$	Porosidad de las partículas de catalizador.
$D_e$	Coefficiente de difusión de materia ( $m^2/s$ ).
$\rho_p$	Densidad media de las partículas de catalizador ( $kg/m^3$ ).
$\Phi$	Módulo de Thiele de las partículas de catalizador para el diámetro elegido.
$c_{A0}$	Concentración de triglicéridos en la corriente de entrada al reactor (mol/L).
$c_A$	Concentración de triglicéridos en el reactor (mol/L).
$c_{B0}$	Concentración de metanol en la corriente de entrada al reactor (mol/L).
$c_B$	Concentración de metanol en el reactor (mol/L).
$c_C$	Concentración de diglicéridos en el reactor (mol/L).
$c_D$	Concentración de biodiesel en el reactor (mol/L).
$c_E$	Concentración de monoglicéridos en el reactor (mol/L).
$c_F$	Concentración de glicerol en el reactor (mol/L).
$X_A$	Conversión de triglicéridos.

ANEXO I. SIMBOLOGÍA Y NOMENCLATURA.

- $F_0$  Flujo molar a la entrada del reactor (mol/min).
- $F_{i0}$  Flujo molar del componente  $i$  (A o B) a la entrada del reactor (mol/min).
- $F_i$  Flujo molar o másico del componente  $i$  (C,D,E,F) a la salida del reactor (mol/min, kg/min).
- $F_{\text{ác.lin.}}$  Flujo molar de ácido linoleico a la entra del reactor (mol/min).
- $F_{\text{met}}$  Flujo molar de metanol a la entrada del reactor (mol/min).
- $F_{\text{tot}}$  Flujo másico o molar a la entrada y/o salida del reactor (kg/min, mol/min).
- $P_D$  Producción de biodiesel (t/año).
- $P_F$  Producción de glicerina (t/año).
- $\rho_0$  Densidad de la corriente de entrada al reactor (kg/m<sup>3</sup>).
- $\rho$  Densidad de la mezcla fluida del interior del reactor (kg/m<sup>3</sup>).
- $(MW)_0$  Masa molecular de la corriente de entrada al reactor (g/mol).
- $x_{i0}$  Fracción molar o másica del componente  $i$  (A o B) en la corriente de entrada del reactor.
- $x_i$  Fracción molar o másica del componente  $i$  (C,D,E,F) en la corriente de entrada o salida del reactor.
- $x_T$  Suma de todas las fracciones molares o másicas de los componentes que están presentes en la mezcla.
- $\dot{V}, Q_{\text{tot}}$  Flujo volumétrico a la entrada y/o salida del reactor (L/min).
- $\mu, \mu_b$  Viscosidad de la mezcla fluida del interior del reactor (kg/m·s).
- $U_G$  Función de generación de calor (°C).
- $T_{\text{adiabático}}$  Temperatura alcanzada en la operación adiabática del reactor (°C).
- $T_E$  Temperatura de la corriente de entrada al reactor (°C).
- $T$  Temperatura de la mezcla fluida del interior del reactor (°C).
- $-\Delta H_R$  Entalpía de reacción de la reacción de transesterificación (kJ/mol).
- $P_{\text{dis}}$  Potencia disipada debido a la agitación (KW).
- $U$  Coeficiente global de intercambio de calor en el reactor (W/m<sup>2</sup>·k).
- $S$  Superficie de intercambio de calor en el reactor (m<sup>2</sup>).
- $T_m$  Temperatura del fluido externo utilizado en la camisa del reactor (°C).
- $h_b$  Coeficiente individual de transmisión de calor en el interior del reactor (W/m<sup>2</sup>·K).

ANEXO I. SIMBOLOGÍA Y NOMENCLATURA.

- $h_{\text{camisa}}$  Coeficiente individual de transmisión de calor en la camisa del reactor ( $W/m^2 \cdot K$ ).
- $Nu_b$  Número de Nusselt en el interior del reactor.
- $Nu_{\text{camisa}}$  Número de Nusselt en la camisa del reactor.
- $Re_b$  Número de Reynolds en el interior del reactor.
- $Re_{\text{camisa}}$  Número de Reynolds en la camisa del reactor.
- $Pr_b$  Número de Prandtl en el interior del reactor.
- $Pr_{\text{camisa}}$  Número de Prandtl en la camisa del reactor.
- $k_b$  Conductividad térmica de la mezcla fluida del interior del reactor ( $W/m \cdot K$ ).
- $k_{\text{camisa}}$  Conductividad térmica del fluido utilizado en la camisa del reactor ( $W/m \cdot K$ ).
- $Fr_b$  Número de Froude en el interior del reactor.
- $d_e$  Diámetro equivalente de la camisa del reactor (m).
- a,b,c Parámetros utilizados en la ecuación que permite calcular el número de Nusselt en el interior del reactor ( $Nu_b$ ).
- S Valor del esfuerzo del material ( $kg/mm^2$ ).
- C Margen de corrosión (mm).
- E Eficacia de la junta.
- t Espesor mínimo requerido (mm).
- e Espesor utilizado (mm).
- $V_L$  Volumen del líquido en el reactor ( $m^3$ ).
- $V_R$  Volumen total del reactor ( $m^3$ ).
- $d_R$  Diámetro total del reactor (m).
- $h_R$  Altura total del reactor (m).
- $h_L$  Altura del líquido en el interior del reactor (m).
- $C''_n$  Parámetros utilizados en la expresión que permite calcular el coeficiente de convección natural en el aire.
- l Dimensión característica de un cuerpo geométrico. Parámetro utilizado en la expresión que permite calcular el coeficiente de convección natural en el aire (m).



# ANEXO II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS



## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

A continuación se presentan, a modo de tablas, los resultados numéricos de todos los cálculos intermedios realizados en la simulación del reactor. Las expresiones, ecuaciones y bibliografía de las que derivan todos estos datos numéricos se encuentran en el apartado 7, “Modelado del reactor”, del presente Trabajo Fin de Grado.

Los datos destacados corresponden a los valores elegidos para el diseño del reactor.

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE ENTRADA							
Q <sub>tot</sub> (L/min)	F <sub>tot</sub> (kg/min)	W/F <sub>total</sub> (min)	F <sub>tot</sub> (mol/min)	F <sub>ác.lin.</sub> (mol/min)	F <sub>met.</sub> (mol/min)	CAO (mol/L)	CBO (mol/L)
5	4,38	104,20	28,59	4,08	24,50	0,82	4,90
6	5,25	86,83	34,30	4,90	29,40	0,82	4,90
7	6,13	74,43	40,02	5,72	34,30	0,82	4,90
8	7,00	65,12	45,74	6,53	39,20	0,82	4,90
9	7,88	57,89	51,46	7,35	44,10	0,82	4,90
10	8,75	52,10	57,17	8,17	49,00	0,82	4,90
11	9,63	47,36	62,89	8,98	53,91	0,82	4,90
12	10,50	43,42	68,61	9,80	58,81	0,82	4,90
13	11,38	40,08	74,32	10,62	63,71	0,82	4,90
14	12,25	37,21	80,04	11,43	68,61	0,82	4,90
15	13,13	34,73	85,76	12,25	73,51	0,82	4,90
16	14,00	32,56	91,48	13,07	78,41	0,82	4,90
17	14,88	30,65	97,19	13,88	83,31	0,82	4,90
18	15,75	28,94	102,91	14,70	88,21	0,82	4,90
19	16,63	27,42	108,63	15,52	93,11	0,82	4,90
20	17,50	26,05	114,34	16,33	98,01	0,82	4,90
21	18,38	24,81	120,06	17,15	102,91	0,82	4,90
22	19,26	23,68	125,78	17,97	107,81	0,82	4,90
23	20,13	22,65	131,50	18,79	112,71	0,82	4,90
24	21,01	21,71	137,21	19,60	117,61	0,82	4,90
25	21,88	20,84	142,93	20,42	122,51	0,82	4,90
26	22,76	20,04	148,65	21,24	127,41	0,82	4,90
27	23,63	19,30	154,37	22,05	132,31	0,82	4,90
28	24,51	18,61	160,08	22,87	137,21	0,82	4,90
29	25,38	17,97	165,80	23,69	142,11	0,82	4,90
30	26,26	17,37	171,52	24,50	147,01	0,82	4,90
31	27,13	16,81	177,23	25,32	151,92	0,82	4,90
32	28,01	16,28	182,95	26,14	156,82	0,82	4,90
33	28,88	15,79	188,67	26,95	161,72	0,82	4,90
34	29,76	15,32	194,39	27,77	166,62	0,82	4,90
35	30,63	14,89	200,10	28,59	171,52	0,82	4,90
36	31,51	14,47	205,82	29,40	176,42	0,82	4,90
37	32,38	14,08	211,54	30,22	181,32	0,82	4,90
38	33,26	13,71	217,26	31,04	186,22	0,82	4,90
39	34,13	13,36	222,97	31,85	191,12	0,82	4,90
40	35,01	13,02	228,69	32,67	196,02	0,82	4,90
41	35,89	12,71	234,41	33,49	200,92	0,82	4,90
42	36,76	12,40	240,12	34,30	205,82	0,82	4,90
43	37,64	12,12	245,84	35,12	210,72	0,82	4,90
44	38,51	11,84	251,56	35,94	215,62	0,82	4,90
45	39,39	11,58	257,28	36,75	220,52	0,82	4,90
46	40,26	11,33	262,99	37,57	225,42	0,82	4,90
47	41,14	11,09	268,71	38,39	230,32	0,82	4,90
48	42,01	10,85	274,43	39,20	235,22	0,82	4,90
49	42,89	10,63	280,15	40,02	240,12	0,82	4,90
50	43,76	10,42	285,86	40,84	245,02	0,82	4,90



## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE ENTRADA							
Q <sub>tot</sub> (L/min)	F <sub>tot</sub> (kg/min)	W/F <sub>total</sub> (min)	F <sub>tot</sub> (mol/min)	F <sub>ác.lin.</sub> (mol/min)	F <sub>met.</sub> (mol/min)	CA0 (mol/L)	CB0 (mol/L)
51	44,64	10,22	291,58	41,65	249,93	0,82	4,90
52	45,51	10,02	297,30	42,47	254,83	0,82	4,90
53	46,39	9,83	303,01	43,29	259,73	0,82	4,90
54	47,26	9,65	308,73	44,10	264,63	0,82	4,90
55	48,14	9,47	314,45	44,92	269,53	0,82	4,90
56	49,01	9,30	320,17	45,74	274,43	0,82	4,90
57	49,89	9,14	325,88	46,55	279,33	0,82	4,90
58	50,76	8,98	331,60	47,37	284,23	0,82	4,90
59	51,64	8,83	337,32	48,19	289,13	0,82	4,90
60	52,51	8,68	343,03	49,00	294,03	0,82	4,90
61	53,39	8,54	348,75	49,82	298,93	0,82	4,90
62	54,27	8,40	354,47	50,64	303,83	0,82	4,90
63	55,14	8,27	360,19	51,46	308,73	0,82	4,90
64	56,02	8,14	365,90	52,27	313,63	0,82	4,90
65	56,89	8,02	371,62	53,09	318,53	0,82	4,90
66	57,77	7,89	377,34	53,91	323,43	0,82	4,90
67	58,64	7,78	383,06	54,72	328,33	0,82	4,90
68	59,52	7,66	388,77	55,54	333,23	0,82	4,90
69	60,39	7,55	394,49	56,36	338,13	0,82	4,90
70	61,27	7,44	400,21	57,17	343,03	0,82	4,90
71	62,14	7,34	405,92	57,99	347,94	0,82	4,90
72	63,02	7,24	411,64	58,81	352,84	0,82	4,90
73	63,89	7,14	417,36	59,62	357,74	0,82	4,90
74	64,77	7,04	423,08	60,44	362,64	0,82	4,90
75	65,64	6,95	428,79	61,26	367,54	0,82	4,90
76	66,52	6,86	434,51	62,07	372,44	0,82	4,90
77	67,39	6,77	440,23	62,89	377,34	0,82	4,90
78	68,27	6,68	445,95	63,71	382,24	0,82	4,90
79	69,14	6,59	451,66	64,52	387,14	0,82	4,90
80	70,02	6,51	457,38	65,34	392,04	0,82	4,90
81	70,89	6,43	463,10	66,16	396,94	0,82	4,90
82	71,77	6,35	468,81	66,97	401,84	0,82	4,90
83	72,65	6,28	474,53	67,79	406,74	0,82	4,90
84	73,52	6,20	480,25	68,61	411,64	0,82	4,90
85	74,40	6,13	485,97	69,42	416,54	0,82	4,90
86	75,27	6,06	491,68	70,24	421,44	0,82	4,90
87	76,15	5,99	497,40	71,06	426,34	0,82	4,90
88	77,02	5,92	503,12	71,87	431,24	0,82	4,90
89	77,90	5,85	508,84	72,69	436,14	0,82	4,90
90	78,77	5,79	514,55	73,51	441,04	0,82	4,90
91	79,65	5,73	520,27	74,32	445,95	0,82	4,90
92	80,52	5,66	525,99	75,14	450,85	0,82	4,90
93	81,40	5,60	531,70	75,96	455,75	0,82	4,90
94	82,27	5,54	537,42	76,77	460,65	0,82	4,90
95	83,15	5,48	543,14	77,59	465,55	0,82	4,90
96	84,02	5,43	548,86	78,41	470,45	0,82	4,90
97	84,90	5,37	554,57	79,22	475,35	0,82	4,90
98	85,77	5,32	560,29	80,04	480,25	0,82	4,90
99	86,65	5,26	566,01	80,86	485,15	0,82	4,90
100	87,52	5,21	571,72	81,67	490,05	0,82	4,90

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE SALIDA							
Q <sub>tot</sub> (L/min)	C <sub>A</sub> (mol/L)	C <sub>B</sub> (mol/L)	C <sub>C</sub> (mol/L)	C <sub>D</sub> (mol/L)	C <sub>E</sub> (mol/L)	C <sub>F</sub> (mol/L)	r (mol/g·min)
5	0,01	2,50	0,01	2,40	0,01	0,79	8,86E-06
6	0,01	2,51	0,01	2,39	0,01	0,79	1,06E-05
7	0,01	2,52	0,01	2,38	0,01	0,78	1,23E-05
8	0,01	2,53	0,01	2,37	0,01	0,77	1,41E-05
9	0,02	2,54	0,02	2,36	0,02	0,77	1,58E-05
10	0,02	2,55	0,02	2,35	0,02	0,76	1,75E-05
11	0,02	2,56	0,02	2,34	0,02	0,76	1,92E-05
12	0,02	2,57	0,02	2,33	0,02	0,75	2,09E-05
13	0,02	2,58	0,02	2,32	0,02	0,75	2,26E-05
14	0,02	2,59	0,02	2,31	0,02	0,75	2,43E-05
15	0,03	2,60	0,03	2,30	0,02	0,74	2,60E-05
16	0,03	2,61	0,03	2,29	0,03	0,74	2,77E-05
17	0,03	2,62	0,03	2,28	0,03	0,73	2,93E-05
18	0,03	2,63	0,03	2,27	0,03	0,73	3,10E-05
19	0,03	2,64	0,03	2,26	0,03	0,72	3,27E-05
20	0,03	2,65	0,03	2,25	0,03	0,72	3,43E-05
21	0,04	2,66	0,03	2,24	0,03	0,71	3,59E-05
22	0,04	2,67	0,04	2,23	0,03	0,71	3,76E-05
23	0,04	2,68	0,04	2,22	0,04	0,70	3,92E-05
24	0,04	2,69	0,04	2,21	0,04	0,70	4,08E-05
25	0,04	2,70	0,04	2,20	0,04	0,69	4,24E-05
26	0,04	2,71	0,04	2,19	0,04	0,69	4,40E-05
27	0,05	2,72	0,04	2,18	0,04	0,69	4,56E-05
28	0,05	2,73	0,04	2,18	0,04	0,68	4,72E-05
29	0,05	2,73	0,05	2,17	0,04	0,68	4,88E-05
30	0,05	2,74	0,05	2,16	0,04	0,67	5,04E-05
31	0,05	2,75	0,05	2,15	0,05	0,67	5,20E-05
32	0,05	2,76	0,05	2,14	0,05	0,67	5,35E-05
33	0,06	2,77	0,05	2,13	0,05	0,66	5,51E-05
34	0,06	2,78	0,05	2,12	0,05	0,66	5,66E-05
35	0,06	2,79	0,05	2,11	0,05	0,65	5,82E-05
36	0,06	2,79	0,06	2,11	0,05	0,65	5,97E-05
37	0,06	2,80	0,06	2,10	0,05	0,64	6,13E-05
38	0,06	2,81	0,06	2,09	0,05	0,64	6,28E-05
39	0,06	2,82	0,06	2,08	0,06	0,64	6,43E-05
40	0,07	2,83	0,06	2,07	0,06	0,63	6,58E-05
41	0,07	2,84	0,06	2,06	0,06	0,63	6,73E-05
42	0,07	2,84	0,06	2,06	0,06	0,63	6,88E-05
43	0,07	2,85	0,06	2,05	0,06	0,62	7,03E-05
44	0,07	2,86	0,07	2,04	0,06	0,62	7,18E-05
45	0,07	2,87	0,07	2,03	0,06	0,61	7,33E-05
46	0,08	2,88	0,07	2,02	0,06	0,61	7,48E-05
47	0,08	2,88	0,07	2,02	0,06	0,61	7,62E-05
48	0,08	2,89	0,07	2,01	0,06	0,60	7,77E-05
49	0,08	2,90	0,07	2,00	0,07	0,60	7,92E-05
50	0,08	2,91	0,07	1,99	0,07	0,60	8,06E-05

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE SALIDA							
$Q_{tot}$ (L/min)	$X_A$	$P_D$ (t/año)	$P_F$ (t/año)	$F_A$ (mol/min)	$F_B$ (mol/min)	$F_C$ (mol/min)	$F_D$ (mol/min)
5	0,99	1854,9	191,2	0,04	12,52	0,04	11,98
6	0,99	2216,2	228,0	0,06	15,08	0,06	14,32
7	0,98	2574,4	264,2	0,09	17,67	0,09	16,63
8	0,98	2929,5	300,0	0,11	20,28	0,11	18,93
9	0,98	3281,4	335,3	0,14	22,90	0,14	21,20
10	0,98	3630,4	370,2	0,18	25,55	0,17	23,46
11	0,98	3976,3	404,6	0,21	28,21	0,21	25,69
12	0,97	4319,2	438,5	0,25	30,90	0,25	27,91
13	0,97	4659,2	472,0	0,30	33,60	0,29	30,10
14	0,97	4996,3	505,0	0,34	36,33	0,33	32,28
15	0,97	5330,5	537,6	0,39	39,07	0,38	34,44
16	0,97	5661,9	569,8	0,45	41,83	0,43	36,58
17	0,96	5990,4	601,5	0,50	44,60	0,49	38,70
18	0,96	6316,1	632,9	0,56	47,40	0,54	40,81
19	0,96	6639,1	663,8	0,63	50,21	0,60	42,90
20	0,96	6959,3	694,3	0,69	53,05	0,66	44,96
21	0,96	7276,8	724,4	0,76	55,89	0,73	47,02
22	0,95	7591,7	754,1	0,83	58,76	0,80	49,05
23	0,95	7903,9	783,4	0,91	61,64	0,87	51,07
24	0,95	8213,5	812,3	0,99	64,54	0,94	53,07
25	0,95	8520,5	840,8	1,07	67,46	1,01	55,05
26	0,95	8824,9	868,9	1,16	70,39	1,09	57,02
27	0,94	9126,8	896,7	1,24	73,34	1,17	58,97
28	0,94	9426,2	924,1	1,34	76,31	1,26	60,90
29	0,94	9723,0	951,2	1,43	79,29	1,34	62,82
30	0,94	10017,5	977,9	1,53	82,29	1,43	64,72
31	0,94	10309,5	1004,2	1,63	85,31	1,52	66,61
32	0,93	10599,0	1030,2	1,73	88,33	1,62	68,48
33	0,93	10886,2	1055,8	1,84	91,38	1,71	70,34
34	0,93	11171,1	1081,1	1,94	94,44	1,81	72,18
35	0,93	11453,6	1106,0	2,06	97,52	1,91	74,00
36	0,93	11733,8	1130,6	2,17	100,61	2,01	75,81
37	0,92	12011,7	1154,9	2,29	103,71	2,12	77,61
38	0,92	12287,3	1178,9	2,41	106,83	2,22	79,39
39	0,92	12560,7	1202,5	2,53	109,96	2,33	81,16
40	0,92	12831,8	1225,8	2,66	113,11	2,44	82,91
41	0,92	13100,8	1248,9	2,79	116,28	2,56	84,65
42	0,91	13367,6	1271,6	2,92	119,45	2,67	86,37
43	0,91	13632,2	1294,0	3,05	122,64	2,79	88,08
44	0,91	13894,7	1316,0	3,19	125,85	2,91	89,77
45	0,91	14155,1	1337,8	3,33	129,07	3,03	91,46
46	0,91	14413,4	1359,3	3,47	132,30	3,15	93,13
47	0,91	14669,7	1380,6	3,62	135,54	3,28	94,78
48	0,90	14923,9	1401,5	3,77	138,80	3,40	96,42
49	0,90	15176,0	1422,1	3,92	142,07	3,53	98,05
50	0,90	15426,2	1442,5	4,07	145,36	3,67	99,67

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE SALIDA							
Q <sub>tot</sub> (L/min)	F <sub>E</sub> (kg/min)	F <sub>F</sub> (kg/min)	F <sub>total</sub> (kg/min)	X <sub>A</sub> (kg/kg)	X <sub>B</sub> (kg/kg)	X <sub>C</sub> (kg/kg)	X <sub>D</sub> (kg/kg)
5	0,02	0,36	4,38	0,01	0,09	0,01	0,81
6	0,02	0,43	5,25	0,01	0,09	0,01	0,80
7	0,03	0,50	6,13	0,01	0,09	0,01	0,80
8	0,04	0,57	7,00	0,01	0,09	0,01	0,80
9	0,05	0,64	7,88	0,02	0,09	0,01	0,79
10	0,06	0,70	8,75	0,02	0,09	0,01	0,79
11	0,07	0,77	9,63	0,02	0,09	0,01	0,79
12	0,09	0,83	10,50	0,02	0,09	0,01	0,78
13	0,10	0,90	11,38	0,02	0,09	0,02	0,78
14	0,11	0,96	12,25	0,02	0,09	0,02	0,78
15	0,13	1,02	13,13	0,03	0,10	0,02	0,77
16	0,15	1,08	14,00	0,03	0,10	0,02	0,77
17	0,17	1,14	14,88	0,03	0,10	0,02	0,77
18	0,18	1,20	15,75	0,03	0,10	0,02	0,76
19	0,20	1,26	16,63	0,03	0,10	0,02	0,76
20	0,23	1,32	17,50	0,03	0,10	0,02	0,76
21	0,25	1,38	18,38	0,04	0,10	0,02	0,75
22	0,27	1,43	19,26	0,04	0,10	0,03	0,75
23	0,29	1,49	20,13	0,04	0,10	0,03	0,75
24	0,32	1,55	21,01	0,04	0,10	0,03	0,74
25	0,34	1,60	21,88	0,04	0,10	0,03	0,74
26	0,37	1,65	22,76	0,04	0,10	0,03	0,74
27	0,39	1,71	23,63	0,05	0,10	0,03	0,73
28	0,42	1,76	24,51	0,05	0,10	0,03	0,73
29	0,45	1,81	25,38	0,05	0,10	0,03	0,73
30	0,48	1,86	26,26	0,05	0,10	0,03	0,73
31	0,50	1,91	27,13	0,05	0,10	0,03	0,72
32	0,53	1,96	28,01	0,05	0,10	0,04	0,72
33	0,57	2,01	28,88	0,06	0,10	0,04	0,72
34	0,60	2,06	29,76	0,06	0,10	0,04	0,71
35	0,63	2,10	30,63	0,06	0,10	0,04	0,71
36	0,66	2,15	31,51	0,06	0,10	0,04	0,71
37	0,69	2,20	32,38	0,06	0,10	0,04	0,71
38	0,73	2,24	33,26	0,06	0,10	0,04	0,70
39	0,76	2,29	34,13	0,07	0,10	0,04	0,70
40	0,80	2,33	35,01	0,07	0,10	0,04	0,70
41	0,83	2,38	35,89	0,07	0,10	0,04	0,69
42	0,87	2,42	36,76	0,07	0,10	0,04	0,69
43	0,90	2,46	37,64	0,07	0,10	0,05	0,69
44	0,94	2,50	38,51	0,07	0,10	0,05	0,69
45	0,98	2,55	39,39	0,07	0,10	0,05	0,68
46	1,01	2,59	40,26	0,08	0,11	0,05	0,68
47	1,05	2,63	41,14	0,08	0,11	0,05	0,68
48	1,09	2,67	42,01	0,08	0,11	0,05	0,68
49	1,13	2,71	42,89	0,08	0,11	0,05	0,67
50	1,17	2,74	43,76	0,08	0,11	0,05	0,67

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE SALIDA							
$Q_{tot}$ (L/min)	$x_E$ (mol/mol)	$x_F$ (mol/mol)	$x_T$ (mol/mol)	$F_A$ (kg/min)	$F_B$ (kg/min)	$F_C$ (kg/min)	$F_D$ (kg/min)
5	0,002	0,14	1,00	0,04	0,40	0,03	3,53
6	0,002	0,14	1,00	0,06	0,48	0,04	4,22
7	0,002	0,14	1,00	0,08	0,57	0,05	4,90
8	0,002	0,14	1,00	0,10	0,65	0,07	5,57
9	0,003	0,13	1,00	0,13	0,73	0,09	6,24
10	0,003	0,13	1,00	0,16	0,82	0,11	6,91
11	0,003	0,13	1,00	0,19	0,90	0,13	7,57
12	0,004	0,13	1,00	0,22	0,99	0,15	8,22
13	0,004	0,13	1,00	0,26	1,08	0,18	8,86
14	0,004	0,13	1,00	0,30	1,16	0,21	9,51
15	0,004	0,13	1,00	0,35	1,25	0,24	10,14
16	0,005	0,13	1,00	0,39	1,34	0,27	10,77
17	0,005	0,13	1,00	0,44	1,43	0,30	11,40
18	0,01	0,13	1,00	0,50	1,52	0,33	12,02
19	0,01	0,13	1,00	0,55	1,61	0,37	12,63
20	0,01	0,13	1,00	0,61	1,70	0,41	13,24
21	0,01	0,12	1,00	0,67	1,79	0,45	13,84
22	0,01	0,12	1,00	0,73	1,88	0,49	14,44
23	0,01	0,12	1,00	0,80	1,98	0,53	15,04
24	0,01	0,12	1,00	0,87	2,07	0,58	15,63
25	0,01	0,12	1,00	0,94	2,16	0,63	16,21
26	0,01	0,12	1,00	1,02	2,26	0,67	16,79
27	0,01	0,12	1,00	1,09	2,35	0,72	17,36
28	0,01	0,12	1,00	1,17	2,45	0,78	17,93
29	0,01	0,12	1,00	1,26	2,54	0,83	18,50
30	0,01	0,12	1,00	1,34	2,64	0,88	19,06
31	0,01	0,12	1,00	1,43	2,73	0,94	19,61
32	0,01	0,12	1,00	1,52	2,83	1,00	20,17
33	0,01	0,12	1,00	1,61	2,93	1,06	20,71
34	0,01	0,11	1,00	1,71	3,03	1,12	21,25
35	0,01	0,11	1,00	1,81	3,12	1,18	21,79
36	0,01	0,11	1,00	1,91	3,22	1,24	22,32
37	0,01	0,11	1,00	2,01	3,32	1,31	22,85
38	0,01	0,11	1,00	2,12	3,42	1,37	23,38
39	0,01	0,11	1,00	2,23	3,52	1,44	23,90
40	0,01	0,11	1,00	2,34	3,62	1,51	24,41
41	0,01	0,11	1,00	2,45	3,73	1,58	24,93
42	0,01	0,11	1,00	2,57	3,83	1,65	25,43
43	0,01	0,11	1,00	2,69	3,93	1,72	25,94
44	0,01	0,11	1,00	2,81	4,03	1,79	26,44
45	0,01	0,11	1,00	2,93	4,14	1,87	26,93
46	0,01	0,11	1,00	3,05	4,24	1,94	27,42
47	0,01	0,11	1,00	3,18	4,34	2,02	27,91
48	0,01	0,11	1,00	3,31	4,45	2,10	28,39
49	0,01	0,10	1,00	3,45	4,55	2,18	28,87
50	0,01	0,10	1,00	3,58	4,66	2,26	29,35

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE SALIDA							
Q <sub>tot</sub> (L/min)	F <sub>E</sub> (kg/min)	F <sub>F</sub> (kg/min)	F <sub>total</sub> (kg/min)	X <sub>A</sub> (kg/kg)	X <sub>B</sub> (kg/kg)	X <sub>C</sub> (kg/kg)	X <sub>D</sub> (kg/kg)
5	0,02	0,36	4,38	0,01	0,09	0,01	0,81
6	0,02	0,43	5,25	0,01	0,09	0,01	0,80
7	0,03	0,50	6,13	0,01	0,09	0,01	0,80
8	0,04	0,57	7,00	0,01	0,09	0,01	0,80
9	0,05	0,64	7,88	0,02	0,09	0,01	0,79
10	0,06	0,70	8,75	0,02	0,09	0,01	0,79
11	0,07	0,77	9,63	0,02	0,09	0,01	0,79
12	0,09	0,83	10,50	0,02	0,09	0,01	0,78
13	0,10	0,90	11,38	0,02	0,09	0,02	0,78
14	0,11	0,96	12,25	0,02	0,09	0,02	0,78
15	0,13	1,02	13,13	0,03	0,10	0,02	0,77
16	0,15	1,08	14,00	0,03	0,10	0,02	0,77
17	0,17	1,14	14,88	0,03	0,10	0,02	0,77
18	0,18	1,20	15,75	0,03	0,10	0,02	0,76
19	0,20	1,26	16,63	0,03	0,10	0,02	0,76
20	0,23	1,32	17,50	0,03	0,10	0,02	0,76
21	0,25	1,38	18,38	0,04	0,10	0,02	0,75
22	0,27	1,43	19,26	0,04	0,10	0,03	0,75
23	0,29	1,49	20,13	0,04	0,10	0,03	0,75
24	0,32	1,55	21,01	0,04	0,10	0,03	0,74
25	0,34	1,60	21,88	0,04	0,10	0,03	0,74
26	0,37	1,65	22,76	0,04	0,10	0,03	0,74
27	0,39	1,71	23,63	0,05	0,10	0,03	0,73
28	0,42	1,76	24,51	0,05	0,10	0,03	0,73
29	0,45	1,81	25,38	0,05	0,10	0,03	0,73
30	0,48	1,86	26,26	0,05	0,10	0,03	0,73
31	0,50	1,91	27,13	0,05	0,10	0,03	0,72
32	0,53	1,96	28,01	0,05	0,10	0,04	0,72
33	0,57	2,01	28,88	0,06	0,10	0,04	0,72
34	0,60	2,06	29,76	0,06	0,10	0,04	0,71
35	0,63	2,10	30,63	0,06	0,10	0,04	0,71
36	0,66	2,15	31,51	0,06	0,10	0,04	0,71
37	0,69	2,20	32,38	0,06	0,10	0,04	0,71
38	0,73	2,24	33,26	0,06	0,10	0,04	0,70
39	0,76	2,29	34,13	0,07	0,10	0,04	0,70
40	0,80	2,33	35,01	0,07	0,10	0,04	0,70
41	0,83	2,38	35,89	0,07	0,10	0,04	0,69
42	0,87	2,42	36,76	0,07	0,10	0,04	0,69
43	0,90	2,46	37,64	0,07	0,10	0,05	0,69
44	0,94	2,50	38,51	0,07	0,10	0,05	0,69
45	0,98	2,55	39,39	0,07	0,10	0,05	0,68
46	1,01	2,59	40,26	0,08	0,11	0,05	0,68
47	1,05	2,63	41,14	0,08	0,11	0,05	0,68
48	1,09	2,67	42,01	0,08	0,11	0,05	0,68
49	1,13	2,71	42,89	0,08	0,11	0,05	0,67
50	1,17	2,74	43,76	0,08	0,11	0,05	0,67

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE SALIDA							
Q <sub>tot</sub> (L/min)	X <sub>E</sub> (kg/kg)	X <sub>F</sub> (kg/kg)	X <sub>T</sub> (kg/kg)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	c <sub>p</sub> (KJ/kg·K)	U <sub>G</sub> (°C)	T <sub>adiabatico</sub> (°C)
5	0,004	0,08	1,00	895,3	1,6	1,1E+01	108,4
6	0,004	0,08	1,00	895,1	1,6	1,1E+01	98,8
7	0,005	0,08	1,00	895,0	1,6	1,1E+01	91,9
8	0,01	0,08	1,00	894,9	1,6	1,1E+01	86,7
9	0,01	0,08	1,00	894,8	1,6	1,1E+01	82,7
10	0,01	0,08	1,00	894,7	1,6	1,1E+01	79,4
11	0,01	0,08	1,00	894,5	1,6	1,1E+01	76,8
12	0,01	0,08	1,00	894,4	1,6	1,1E+01	74,6
13	0,01	0,08	1,00	894,3	1,6	1,1E+01	72,7
14	0,01	0,08	1,00	894,2	1,6	1,1E+01	71,1
15	0,01	0,08	1,00	894,1	1,6	1,1E+01	69,7
16	0,01	0,08	1,00	894,0	1,6	1,1E+01	68,4
17	0,01	0,08	1,00	893,8	1,6	1,1E+01	67,3
18	0,01	0,08	1,00	893,7	1,6	1,1E+01	66,4
19	0,01	0,08	1,00	893,6	1,6	1,1E+01	65,5
20	0,01	0,08	1,00	893,5	1,6	1,1E+01	64,7
21	0,01	0,07	1,00	893,4	1,6	1,1E+01	64,0
22	0,01	0,07	1,00	893,3	1,6	1,1E+01	63,3
23	0,01	0,07	1,00	893,2	1,6	1,1E+01	62,8
24	0,02	0,07	1,00	893,1	1,6	1,1E+01	62,2
25	0,02	0,07	1,00	893,0	1,6	1,1E+01	61,7
26	0,02	0,07	1,00	892,9	1,6	1,1E+01	61,2
27	0,02	0,07	1,00	892,8	1,6	1,1E+01	60,8
28	0,02	0,07	1,00	892,7	1,6	1,1E+01	60,4
29	0,02	0,07	1,00	892,6	1,6	1,1E+01	60,0
30	0,02	0,07	1,00	892,5	1,6	1,1E+01	59,6
31	0,02	0,07	1,00	892,4	1,6	1,1E+01	59,3
32	0,02	0,07	1,00	892,3	1,6	1,0E+01	59,0
33	0,02	0,07	1,00	892,2	1,6	1,0E+01	58,7
34	0,02	0,07	1,00	892,1	1,6	1,0E+01	58,4
35	0,02	0,07	1,00	892,0	1,6	1,0E+01	58,1
36	0,02	0,07	1,00	891,9	1,6	1,0E+01	57,9
37	0,02	0,07	1,00	891,8	1,6	1,0E+01	57,6
38	0,02	0,07	1,00	891,7	1,6	1,0E+01	57,4
39	0,02	0,07	1,00	891,6	1,6	1,0E+01	57,2
40	0,02	0,07	1,00	891,5	1,6	1,0E+01	57,0
41	0,02	0,07	1,00	891,4	1,6	1,0E+01	56,8
42	0,02	0,07	1,00	891,3	1,6	1,0E+01	56,6
43	0,02	0,07	1,00	891,2	1,6	1,0E+01	56,4
44	0,02	0,07	1,00	891,1	1,6	1,0E+01	56,2
45	0,02	0,06	1,00	891,0	1,6	1,0E+01	56,0
46	0,03	0,06	1,00	890,9	1,6	1,0E+01	55,9
47	0,03	0,06	1,00	890,9	1,6	1,0E+01	55,7
48	0,03	0,06	1,00	890,8	1,6	1,0E+01	55,5
49	0,03	0,06	1,00	890,7	1,6	1,0E+01	55,4
50	0,03	0,06	1,00	890,6	1,7	1,0E+01	55,3

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

SISTEMA DE INTERCAMBIO DE CALOR (CAMISA)						
Q <sub>tot</sub> (L/min)	μ <sub>b</sub> (kg/ms)	k <sub>b</sub> (W/m·K)	Re <sub>b</sub>	Pr <sub>b</sub>	Nusselt <sub>b</sub>	h <sub>b</sub> (W/m <sup>2</sup> ·K)
5	1,2E-02	0,14	7,1E+04	133,6	5430,7	591,8
6	1,2E-02	0,14	7,1E+04	134,3	5424,7	591,0
7	1,2E-02	0,14	7,0E+04	134,9	5418,7	590,3
8	1,2E-02	0,14	7,0E+04	135,6	5412,9	589,6
9	1,2E-02	0,14	7,0E+04	136,2	5407,1	588,9
10	1,2E-02	0,14	7,0E+04	136,9	5401,5	588,2
11	1,2E-02	0,14	6,9E+04	137,5	5395,9	587,5
12	1,2E-02	0,14	6,9E+04	138,2	5390,3	586,8
13	1,2E-02	0,14	6,9E+04	138,8	5384,9	586,1
14	1,2E-02	0,14	6,8E+04	139,5	5379,5	585,5
15	1,2E-02	0,14	6,8E+04	140,1	5374,2	584,8
16	1,2E-02	0,14	6,8E+04	140,7	5369,0	584,2
17	1,2E-02	0,14	6,8E+04	141,3	5363,8	583,5
18	1,2E-02	0,14	6,7E+04	142,0	5358,7	582,9
19	1,2E-02	0,14	6,7E+04	142,6	5353,7	582,3
20	1,3E-02	0,14	6,7E+04	143,2	5348,7	581,7
21	1,3E-02	0,14	6,7E+04	143,8	5343,8	581,1
22	1,3E-02	0,14	6,7E+04	144,4	5339,0	580,5
23	1,3E-02	0,14	6,6E+04	145,0	5334,2	579,9
24	1,3E-02	0,14	6,6E+04	145,6	5329,5	579,4
25	1,3E-02	0,14	6,6E+04	146,2	5324,8	578,8
26	1,3E-02	0,14	6,6E+04	146,8	5320,2	578,3
27	1,3E-02	0,14	6,5E+04	147,4	5315,7	577,7
28	1,3E-02	0,14	6,5E+04	147,9	5311,2	577,2
29	1,3E-02	0,14	6,5E+04	148,5	5306,8	576,6
30	1,3E-02	0,14	6,5E+04	149,1	5302,4	576,1
31	1,3E-02	0,14	6,5E+04	149,7	5298,1	575,6
32	1,3E-02	0,14	6,4E+04	150,2	5293,9	575,1
33	1,3E-02	0,14	6,4E+04	150,8	5289,7	574,6
34	1,3E-02	0,14	6,4E+04	151,4	5285,5	574,1
35	1,3E-02	0,14	6,4E+04	151,9	5281,4	573,6
36	1,3E-02	0,14	6,4E+04	152,5	5277,3	573,2
37	1,3E-02	0,14	6,3E+04	153,0	5273,3	572,7
38	1,3E-02	0,14	6,3E+04	153,6	5269,4	572,2
39	1,3E-02	0,14	6,3E+04	154,1	5265,5	571,8
40	1,3E-02	0,14	6,3E+04	154,7	5261,6	571,3
41	1,3E-02	0,14	6,3E+04	155,2	5257,8	570,9
42	1,3E-02	0,14	6,3E+04	155,7	5254,0	570,4
43	1,3E-02	0,14	6,2E+04	156,3	5250,3	570,0
44	1,3E-02	0,14	6,2E+04	156,8	5246,6	569,6
45	1,3E-02	0,14	6,2E+04	157,3	5242,9	569,1
46	1,4E-02	0,14	6,2E+04	157,8	5239,3	568,7
47	1,4E-02	0,14	6,2E+04	158,4	5235,8	568,3
48	1,4E-02	0,14	6,2E+04	158,9	5232,2	567,9
49	1,4E-02	0,14	6,1E+04	159,4	5228,8	567,5
50	1,4E-02	0,14	6,1E+04	159,9	5225,3	567,1



## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

SISTEMA DE INTERCAMBIO DE CALOR (CAMISA)					AGITACIÓN
Q <sub>tot</sub> (L/min)	U (W/m <sup>2</sup> K)	Fr <sub>b</sub>	T <sub>m</sub> (°C)	Q <sub>interc.</sub> (KW)	P <sub>disipada</sub> (KW)
5	106,4	1,1	56,2	8,2	6,8
6	106,4	1,1	56,4	8,5	6,8
7	106,4	1,1	56,7	8,7	6,8
8	106,4	1,1	56,9	9,0	6,8
9	106,4	1,1	57,2	9,2	6,8
10	106,3	1,1	57,5	9,5	6,8
11	106,3	1,1	57,7	9,8	6,8
12	106,3	1,1	58,0	10,0	6,8
13	106,3	1,1	58,3	10,3	6,8
14	106,2	1,1	58,6	10,5	6,8
15	106,2	1,1	58,9	10,8	6,8
16	106,2	1,1	59,1	11,0	6,8
17	106,2	1,1	59,4	11,3	6,8
18	106,2	1,1	59,7	11,5	6,8
19	106,1	1,1	60,0	11,8	6,8
20	106,1	1,1	60,3	12,0	6,8
21	106,1	1,1	60,6	12,3	6,8
22	106,1	1,1	61,0	12,5	6,8
23	106,1	1,1	61,3	12,8	6,8
24	106,0	1,1	61,6	13,0	6,8
25	106,0	1,1	61,9	13,3	6,8
26	106,0	1,1	62,3	13,5	6,8
27	106,0	1,1	62,6	13,8	6,8
28	106,0	1,1	62,9	14,0	6,8
29	105,9	1,1	63,3	14,2	6,8
30	105,9	1,1	63,6	14,5	6,8
31	105,9	1,1	63,9	14,7	6,8
32	105,9	1,1	64,3	15,0	6,8
33	105,9	1,1	64,7	15,2	6,8
34	105,9	1,1	65,0	15,4	6,8
35	105,8	1,1	65,4	15,7	6,8
36	105,8	1,1	65,7	15,9	6,8
37	105,8	1,1	66,1	16,1	6,8
38	105,8	1,1	66,5	16,4	6,8
39	105,8	1,1	66,9	16,6	6,8
40	105,8	1,1	67,2	16,8	6,8
41	105,7	1,1	67,6	17,0	6,8
42	105,7	1,1	68,0	17,3	6,8
43	105,7	1,1	68,4	17,5	6,8
44	105,7	1,1	68,8	17,7	6,8
45	105,7	1,1	69,2	17,9	6,8
46	105,7	1,1	69,6	18,2	6,8
47	105,7	1,1	70,0	18,4	6,8
48	105,6	1,1	70,4	18,6	6,8
49	105,6	1,1	70,8	18,8	6,8
50	105,6	1,1	71,2	19,1	6,8

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE SALIDA							
Q <sub>tot</sub> (L/min)	C <sub>A</sub> (mol/L)	C <sub>B</sub> (mol/L)	C <sub>C</sub> (mol/L)	C <sub>D</sub> (mol/L)	C <sub>E</sub> (mol/L)	C <sub>F</sub> (mol/L)	r (mol/gmin)
51	0,08	2,91	0,07	1,99	0,07	0,59	8,21E-05
52	0,08	2,92	0,08	1,98	0,07	0,59	8,35E-05
53	0,09	2,93	0,08	1,97	0,07	0,59	8,50E-05
54	0,09	2,94	0,08	1,96	0,07	0,58	8,64E-05
55	0,09	2,94	0,08	1,96	0,07	0,58	8,78E-05
56	0,09	2,95	0,08	1,95	0,07	0,58	8,92E-05
57	0,09	2,96	0,08	1,94	0,07	0,57	9,07E-05
58	0,09	2,97	0,08	1,93	0,07	0,57	9,21E-05
59	0,09	2,97	0,08	1,93	0,07	0,57	9,35E-05
60	0,10	2,98	0,08	1,92	0,07	0,56	9,49E-05
61	0,10	2,99	0,09	1,91	0,08	0,56	9,63E-05
62	0,10	3,00	0,09	1,90	0,08	0,56	9,76E-05
63	0,10	3,00	0,09	1,90	0,08	0,55	9,90E-05
64	0,10	3,01	0,09	1,89	0,08	0,55	1,00E-04
65	0,10	3,02	0,09	1,88	0,08	0,55	1,02E-04
66	0,10	3,02	0,09	1,88	0,08	0,54	1,03E-04
67	0,11	3,03	0,09	1,87	0,08	0,54	1,05E-04
68	0,11	3,04	0,09	1,86	0,08	0,54	1,06E-04
69	0,11	3,04	0,09	1,86	0,08	0,53	1,07E-04
70	0,11	3,05	0,09	1,85	0,08	0,53	1,09E-04
71	0,11	3,06	0,10	1,84	0,08	0,53	1,10E-04
72	0,11	3,06	0,10	1,84	0,08	0,52	1,11E-04
73	0,11	3,07	0,10	1,83	0,08	0,52	1,13E-04
74	0,11	3,08	0,10	1,82	0,08	0,52	1,14E-04
75	0,12	3,08	0,10	1,82	0,09	0,52	1,15E-04
76	0,12	3,09	0,10	1,81	0,09	0,51	1,17E-04
77	0,12	3,10	0,10	1,80	0,09	0,51	1,18E-04
78	0,12	3,10	0,10	1,80	0,09	0,51	1,19E-04
79	0,12	3,11	0,10	1,79	0,09	0,50	1,20E-04
80	0,12	3,12	0,10	1,78	0,09	0,50	1,22E-04
81	0,12	3,12	0,11	1,78	0,09	0,50	1,23E-04
82	0,13	3,13	0,11	1,77	0,09	0,50	1,24E-04
83	0,13	3,14	0,11	1,77	0,09	0,49	1,26E-04
84	0,13	3,14	0,11	1,76	0,09	0,49	1,27E-04
85	0,13	3,15	0,11	1,75	0,09	0,49	1,28E-04
86	0,13	3,15	0,11	1,75	0,09	0,48	1,29E-04
87	0,13	3,16	0,11	1,74	0,09	0,48	1,31E-04
88	0,13	3,17	0,11	1,73	0,09	0,48	1,32E-04
89	0,13	3,17	0,11	1,73	0,09	0,48	1,33E-04
90	0,14	3,18	0,11	1,72	0,09	0,47	1,34E-04
91	0,14	3,18	0,11	1,72	0,09	0,47	1,36E-04
92	0,14	3,19	0,11	1,71	0,10	0,47	1,37E-04
93	0,14	3,20	0,12	1,70	0,10	0,47	1,38E-04
94	0,14	3,20	0,12	1,70	0,10	0,46	1,39E-04
95	0,14	3,21	0,12	1,69	0,10	0,46	1,41E-04
96	0,14	3,21	0,12	1,69	0,10	0,46	1,42E-04
97	0,14	3,22	0,12	1,68	0,10	0,46	1,43E-04
98	0,15	3,22	0,12	1,68	0,10	0,45	1,44E-04
99	0,15	3,23	0,12	1,67	0,10	0,45	1,45E-04
100	0,15	3,24	0,12	1,66	0,10	0,45	1,47E-04

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE SALIDA							
$Q_{tot}$ (L/min)	$X_A$	$P_D$ (t/año)	$P_F$ (t/año)	$F_A$ (mol/min)	$F_B$ (mol/min)	$F_C$ (mol/min)	$F_D$ (mol/min)
51	0,90	15674,4	1462,6	4,23	148,65	3,80	101,27
52	0,90	15920,6	1482,4	4,39	151,96	3,93	102,86
53	0,89	16164,8	1501,9	4,55	155,28	4,07	104,44
54	0,89	16407,2	1521,2	4,71	158,62	4,21	106,01
55	0,89	16647,6	1540,2	4,88	161,97	4,35	107,56
56	0,89	16886,1	1559,0	5,05	165,33	4,49	109,10
57	0,89	17122,8	1577,4	5,22	168,70	4,63	110,63
58	0,89	17357,6	1595,7	5,39	172,08	4,78	112,15
59	0,88	17590,5	1613,7	5,57	175,48	4,92	113,65
60	0,88	17821,7	1631,4	5,75	178,88	5,07	115,15
61	0,88	18051,0	1648,9	5,93	182,30	5,22	116,63
62	0,88	18278,6	1666,2	6,11	185,73	5,38	118,10
63	0,88	18504,4	1683,2	6,30	189,17	5,53	119,56
64	0,88	18728,4	1700,0	6,49	192,63	5,68	121,01
65	0,87	18950,8	1716,6	6,68	196,09	5,84	122,44
66	0,87	19171,4	1732,9	6,87	199,57	6,00	123,87
67	0,87	19390,3	1749,0	7,07	203,05	6,16	125,28
68	0,87	19607,5	1764,9	7,27	206,55	6,32	126,69
69	0,87	19823,0	1780,5	7,47	210,06	6,48	128,08
70	0,87	20037,0	1795,9	7,67	213,57	6,64	129,46
71	0,86	20249,2	1811,2	7,88	217,10	6,81	130,83
72	0,86	20459,9	1826,2	8,09	220,64	6,97	132,19
73	0,86	20668,9	1841,0	8,30	224,19	7,14	133,54
74	0,86	20876,4	1855,6	8,51	227,75	7,31	134,88
75	0,86	21082,3	1869,9	8,72	231,32	7,48	136,21
76	0,86	21286,6	1884,1	8,94	234,90	7,65	137,53
77	0,85	21489,4	1898,1	9,16	238,49	7,83	138,84
78	0,85	21690,7	1911,9	9,38	242,09	8,00	140,14
79	0,85	21890,4	1925,5	9,61	245,70	8,18	141,44
80	0,85	22088,7	1938,8	9,83	249,32	8,35	142,72
81	0,85	22285,4	1952,0	10,06	252,95	8,53	143,99
82	0,85	22480,7	1965,0	10,29	256,59	8,71	145,25
83	0,84	22674,5	1977,9	10,53	260,24	8,89	146,50
84	0,84	22866,9	1990,5	10,76	263,90	9,07	147,74
85	0,84	23057,9	2003,0	11,00	267,56	9,26	148,98
86	0,84	23247,4	2015,2	11,24	271,24	9,44	150,20
87	0,84	23435,5	2027,3	11,48	274,93	9,62	151,42
88	0,84	23622,3	2039,3	11,72	278,62	9,81	152,62
89	0,84	23807,6	2051,0	11,97	282,32	10,00	153,82
90	0,83	23991,6	2062,6	12,22	286,03	10,19	155,01
91	0,83	24174,3	2074,0	12,47	289,75	10,37	156,19
92	0,83	24355,5	2085,2	12,72	293,48	10,57	157,36
93	0,83	24535,5	2096,3	12,97	297,22	10,76	158,53
94	0,83	24714,2	2107,2	13,23	300,97	10,95	159,68
95	0,83	24891,5	2118,0	13,49	304,72	11,14	160,83
96	0,82	25067,6	2128,6	13,75	308,48	11,34	161,96
97	0,82	25242,3	2139,0	14,01	312,26	11,53	163,09
98	0,82	25415,8	2149,3	14,27	316,04	11,73	164,21
99	0,82	25588,1	2159,4	14,54	319,82	11,92	165,33
100	0,82	25759,1	2169,4	14,81	323,62	12,12	166,43

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE SALIDA							
Q <sub>tot</sub> (L/min)	F <sub>E</sub> (mol/min)	F <sub>F</sub> (mol/min)	F <sub>total</sub> (mol/min)	X <sub>A</sub> (mol/mol)	X <sub>B</sub> (mol/mol)	X <sub>C</sub> (mol/mol)	X <sub>D</sub> (mol/mol)
51	3,41	30,22	291,58	0,01	0,51	0,01	0,35
52	3,53	30,63	297,30	0,01	0,51	0,01	0,35
53	3,64	31,03	303,01	0,02	0,51	0,01	0,34
54	3,76	31,43	308,73	0,02	0,51	0,01	0,34
55	3,88	31,82	314,45	0,02	0,52	0,01	0,34
56	3,99	32,21	320,17	0,02	0,52	0,01	0,34
57	4,11	32,59	325,88	0,02	0,52	0,01	0,34
58	4,23	32,97	331,60	0,02	0,52	0,01	0,34
59	4,36	33,34	337,32	0,02	0,52	0,01	0,34
60	4,48	33,71	343,03	0,02	0,52	0,01	0,34
61	4,60	34,07	348,75	0,02	0,52	0,01	0,33
62	4,73	34,42	354,47	0,02	0,52	0,02	0,33
63	4,85	34,78	360,19	0,02	0,53	0,02	0,33
64	4,98	35,12	365,90	0,02	0,53	0,02	0,33
65	5,10	35,46	371,62	0,02	0,53	0,02	0,33
66	5,23	35,80	377,34	0,02	0,53	0,02	0,33
67	5,36	36,13	383,06	0,02	0,53	0,02	0,33
68	5,49	36,46	388,77	0,02	0,53	0,02	0,33
69	5,62	36,79	394,49	0,02	0,53	0,02	0,32
70	5,75	37,10	400,21	0,02	0,53	0,02	0,32
71	5,88	37,42	405,92	0,02	0,53	0,02	0,32
72	6,02	37,73	411,64	0,02	0,54	0,02	0,32
73	6,15	38,03	417,36	0,02	0,54	0,02	0,32
74	6,28	38,34	423,08	0,02	0,54	0,02	0,32
75	6,42	38,63	428,79	0,02	0,54	0,02	0,32
76	6,55	38,93	434,51	0,02	0,54	0,02	0,32
77	6,69	39,21	440,23	0,02	0,54	0,02	0,32
78	6,82	39,50	445,95	0,02	0,54	0,02	0,31
79	6,96	39,78	451,66	0,02	0,54	0,02	0,31
80	7,10	40,06	457,38	0,02	0,55	0,02	0,31
81	7,23	40,33	463,10	0,02	0,55	0,02	0,31
82	7,37	40,60	468,81	0,02	0,55	0,02	0,31
83	7,51	40,86	474,53	0,02	0,55	0,02	0,31
84	7,65	41,12	480,25	0,02	0,55	0,02	0,31
85	7,79	41,38	485,97	0,02	0,55	0,02	0,31
86	7,93	41,64	491,68	0,02	0,55	0,02	0,31
87	8,07	41,88	497,40	0,02	0,55	0,02	0,30
88	8,21	42,13	503,12	0,02	0,55	0,02	0,30
89	8,35	42,37	508,84	0,02	0,55	0,02	0,30
90	8,49	42,61	514,55	0,02	0,56	0,02	0,30
91	8,63	42,85	520,27	0,02	0,56	0,02	0,30
92	8,78	43,08	525,99	0,02	0,56	0,02	0,30
93	8,92	43,31	531,70	0,02	0,56	0,02	0,30
94	9,06	43,54	537,42	0,02	0,56	0,02	0,30
95	9,21	43,76	543,14	0,02	0,56	0,02	0,30
96	9,35	43,98	548,86	0,03	0,56	0,02	0,30
97	9,49	44,19	554,57	0,03	0,56	0,02	0,29
98	9,64	44,40	560,29	0,03	0,56	0,02	0,29
99	9,78	44,61	566,01	0,03	0,57	0,02	0,29
100	9,93	44,82	571,72	0,03	0,57	0,02	0,29

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE SALIDA							
Q <sub>tot</sub> (L/min)	X <sub>E</sub> (mol/mol)	X <sub>F</sub> (mol/mol)	X <sub>T</sub> (mol/mol)	F <sub>A</sub> (kg/min)	F <sub>B</sub> (kg/min)	F <sub>C</sub> (kg/min)	F <sub>D</sub> (kg/min)
51	0,01	0,10	1,00	3,72	4,76	2,34	29,82
52	0,01	0,10	1,00	3,86	4,87	2,43	30,29
53	0,01	0,10	1,00	4,00	4,98	2,51	30,76
54	0,01	0,10	1,00	4,14	5,08	2,60	31,22
55	0,01	0,10	1,00	4,29	5,19	2,68	31,67
56	0,01	0,10	1,00	4,44	5,30	2,77	32,13
57	0,01	0,10	1,00	4,59	5,41	2,86	32,58
58	0,01	0,10	1,00	4,74	5,51	2,95	33,02
59	0,01	0,10	1,00	4,90	5,62	3,04	33,47
60	0,01	0,10	1,00	5,05	5,73	3,13	33,91
61	0,01	0,10	1,00	5,21	5,84	3,22	34,34
62	0,01	0,10	1,00	5,38	5,95	3,32	34,78
63	0,01	0,10	1,00	5,54	6,06	3,41	35,21
64	0,01	0,10	1,00	5,71	6,17	3,51	35,63
65	0,01	0,10	1,00	5,87	6,28	3,60	36,06
66	0,01	0,09	1,00	6,04	6,39	3,70	36,48
67	0,01	0,09	1,00	6,22	6,51	3,80	36,89
68	0,01	0,09	1,00	6,39	6,62	3,90	37,30
69	0,01	0,09	1,00	6,57	6,73	4,00	37,72
70	0,01	0,09	1,00	6,75	6,84	4,10	38,12
71	0,01	0,09	1,00	6,93	6,96	4,20	38,53
72	0,01	0,09	1,00	7,11	7,07	4,30	38,93
73	0,01	0,09	1,00	7,30	7,18	4,41	39,32
74	0,01	0,09	1,00	7,48	7,30	4,51	39,72
75	0,01	0,09	1,00	7,67	7,41	4,62	40,11
76	0,02	0,09	1,00	7,86	7,53	4,72	40,50
77	0,02	0,09	1,00	8,06	7,64	4,83	40,89
78	0,02	0,09	1,00	8,25	7,76	4,94	41,27
79	0,02	0,09	1,00	8,45	7,87	5,04	41,65
80	0,02	0,09	1,00	8,65	7,99	5,15	42,03
81	0,02	0,09	1,00	8,85	8,10	5,26	42,40
82	0,02	0,09	1,00	9,05	8,22	5,37	42,77
83	0,02	0,09	1,00	9,26	8,34	5,49	43,14
84	0,02	0,09	1,00	9,46	8,46	5,60	43,51
85	0,02	0,09	1,00	9,67	8,57	5,71	43,87
86	0,02	0,08	1,00	9,88	8,69	5,82	44,23
87	0,02	0,08	1,00	10,09	8,81	5,94	44,59
88	0,02	0,08	1,00	10,31	8,93	6,05	44,94
89	0,02	0,08	1,00	10,52	9,05	6,17	45,30
90	0,02	0,08	1,00	10,74	9,16	6,28	45,65
91	0,02	0,08	1,00	10,96	9,28	6,40	45,99
92	0,02	0,08	1,00	11,18	9,40	6,52	46,34
93	0,02	0,08	1,00	11,41	9,52	6,64	46,68
94	0,02	0,08	1,00	11,63	9,64	6,75	47,02
95	0,02	0,08	1,00	11,86	9,76	6,87	47,36
96	0,02	0,08	1,00	12,09	9,88	6,99	47,69
97	0,02	0,08	1,00	12,32	10,00	7,11	48,03
98	0,02	0,08	1,00	12,55	10,13	7,24	48,36
99	0,02	0,08	1,00	12,79	10,25	7,36	48,68
100	0,02	0,08	1,00	13,02	10,37	7,48	49,01

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE SALIDA							
Q <sub>tot</sub> (L/min)	F <sub>E</sub> (kg/min)	F <sub>F</sub> (kg/min)	F <sub>total</sub> (kg/min)	X <sub>A</sub> (kg/kg)	X <sub>B</sub> (kg/kg)	X <sub>C</sub> (kg/kg)	X <sub>D</sub> (kg/kg)
51	1,21	2,78	44,64	0,08	0,11	0,05	0,67
52	1,25	2,82	45,51	0,08	0,11	0,05	0,67
53	1,29	2,86	46,39	0,09	0,11	0,05	0,66
54	1,33	2,89	47,26	0,09	0,11	0,05	0,66
55	1,37	2,93	48,14	0,09	0,11	0,06	0,66
56	1,42	2,97	49,01	0,09	0,11	0,06	0,66
57	1,46	3,00	49,89	0,09	0,11	0,06	0,65
58	1,50	3,04	50,76	0,09	0,11	0,06	0,65
59	1,54	3,07	51,64	0,09	0,11	0,06	0,65
60	1,59	3,10	52,51	0,10	0,11	0,06	0,65
61	1,63	3,14	53,39	0,10	0,11	0,06	0,64
62	1,68	3,17	54,27	0,10	0,11	0,06	0,64
63	1,72	3,20	55,14	0,10	0,11	0,06	0,64
64	1,76	3,23	56,02	0,10	0,11	0,06	0,64
65	1,81	3,27	56,89	0,10	0,11	0,06	0,63
66	1,86	3,30	57,77	0,10	0,11	0,06	0,63
67	1,90	3,33	58,64	0,11	0,11	0,06	0,63
68	1,95	3,36	59,52	0,11	0,11	0,07	0,63
69	1,99	3,39	60,39	0,11	0,11	0,07	0,62
70	2,04	3,42	61,27	0,11	0,11	0,07	0,62
71	2,09	3,45	62,14	0,11	0,11	0,07	0,62
72	2,13	3,47	63,02	0,11	0,11	0,07	0,62
73	2,18	3,50	63,89	0,11	0,11	0,07	0,62
74	2,23	3,53	64,77	0,12	0,11	0,07	0,61
75	2,27	3,56	65,64	0,12	0,11	0,07	0,61
76	2,32	3,58	66,52	0,12	0,11	0,07	0,61
77	2,37	3,61	67,39	0,12	0,11	0,07	0,61
78	2,42	3,64	68,27	0,12	0,11	0,07	0,60
79	2,47	3,66	69,14	0,12	0,11	0,07	0,60
80	2,52	3,69	70,02	0,12	0,11	0,07	0,60
81	2,56	3,71	70,89	0,12	0,11	0,07	0,60
82	2,61	3,74	71,77	0,13	0,11	0,07	0,60
83	2,66	3,76	72,65	0,13	0,11	0,08	0,59
84	2,71	3,79	73,52	0,13	0,12	0,08	0,59
85	2,76	3,81	74,40	0,13	0,12	0,08	0,59
86	2,81	3,83	75,27	0,13	0,12	0,08	0,59
87	2,86	3,86	76,15	0,13	0,12	0,08	0,59
88	2,91	3,88	77,02	0,13	0,12	0,08	0,58
89	2,96	3,90	77,90	0,14	0,12	0,08	0,58
90	3,01	3,92	78,77	0,14	0,12	0,08	0,58
91	3,06	3,95	79,65	0,14	0,12	0,08	0,58
92	3,11	3,97	80,52	0,14	0,12	0,08	0,58
93	3,16	3,99	81,40	0,14	0,12	0,08	0,57
94	3,21	4,01	82,27	0,14	0,12	0,08	0,57
95	3,26	4,03	83,15	0,14	0,12	0,08	0,57
96	3,31	4,05	84,02	0,14	0,12	0,08	0,57
97	3,37	4,07	84,90	0,15	0,12	0,08	0,57
98	3,42	4,09	85,77	0,15	0,12	0,08	0,56
99	3,47	4,11	86,65	0,15	0,12	0,08	0,56
100	3,52	4,13	87,52	0,15	0,12	0,09	0,56

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CONDICIONES DE SALIDA							
Q <sub>tot</sub> (L/min)	X <sub>E</sub> (kg/kg)	X <sub>F</sub> (kg/kg)	X <sub>T</sub> (kg/kg)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	c <sub>p</sub> (KJ/kg·K)	U <sub>G</sub> (°C)	T <sub>adiabatico</sub> (°C)
51	0,03	0,06	1,00	890,5	1,7	1,0E+01	55,1
52	0,03	0,06	1,00	890,4	1,7	1,0E+01	55,0
53	0,03	0,06	1,00	890,3	1,7	9,9E+00	54,9
54	0,03	0,06	1,00	890,3	1,7	9,9E+00	54,7
55	0,03	0,06	1,00	890,2	1,7	9,9E+00	54,6
56	0,03	0,06	1,00	890,1	1,7	9,9E+00	54,5
57	0,03	0,06	1,00	890,0	1,7	9,8E+00	54,4
58	0,03	0,06	1,00	889,9	1,7	9,8E+00	54,3
59	0,03	0,06	1,00	889,8	1,7	9,8E+00	54,2
60	0,03	0,06	1,00	889,8	1,7	9,8E+00	54,0
61	0,03	0,06	1,00	889,7	1,7	9,7E+00	53,9
62	0,03	0,06	1,00	889,6	1,7	9,7E+00	53,8
63	0,03	0,06	1,00	889,5	1,7	9,7E+00	53,7
64	0,03	0,06	1,00	889,5	1,7	9,7E+00	53,7
65	0,03	0,06	1,00	889,4	1,7	9,6E+00	53,6
66	0,03	0,06	1,00	889,3	1,7	9,6E+00	53,5
67	0,03	0,06	1,00	889,2	1,7	9,6E+00	53,4
68	0,03	0,06	1,00	889,1	1,7	9,6E+00	53,3
69	0,03	0,06	1,00	889,1	1,7	9,5E+00	53,2
70	0,03	0,06	1,00	889,0	1,7	9,5E+00	53,1
71	0,03	0,06	1,00	888,9	1,7	9,5E+00	53,0
72	0,03	0,06	1,00	888,8	1,7	9,5E+00	53,0
73	0,03	0,05	1,00	888,8	1,7	9,4E+00	52,9
74	0,03	0,05	1,00	888,7	1,7	9,4E+00	52,8
75	0,03	0,05	1,00	888,6	1,7	9,4E+00	52,7
76	0,03	0,05	1,00	888,6	1,7	9,4E+00	52,7
77	0,04	0,05	1,00	888,5	1,7	9,4E+00	52,6
78	0,04	0,05	1,00	888,4	1,7	9,3E+00	52,5
79	0,04	0,05	1,00	888,3	1,7	9,3E+00	52,5
80	0,04	0,05	1,00	888,3	1,7	9,3E+00	52,4
81	0,04	0,05	1,00	888,2	1,7	9,3E+00	52,3
82	0,04	0,05	1,00	888,1	1,7	9,2E+00	52,3
83	0,04	0,05	1,00	888,1	1,7	9,2E+00	52,2
84	0,04	0,05	1,00	888,0	1,7	9,2E+00	52,1
85	0,04	0,05	1,00	887,9	1,7	9,2E+00	52,1
86	0,04	0,05	1,00	887,9	1,7	9,2E+00	52,0
87	0,04	0,05	1,00	887,8	1,7	9,1E+00	52,0
88	0,04	0,05	1,00	887,7	1,7	9,1E+00	51,9
89	0,04	0,05	1,00	887,7	1,7	9,1E+00	51,8
90	0,04	0,05	1,00	887,6	1,7	9,1E+00	51,8
91	0,04	0,05	1,00	887,6	1,7	9,0E+00	51,7
92	0,04	0,05	1,00	887,5	1,7	9,0E+00	51,7
93	0,04	0,05	1,00	887,4	1,7	9,0E+00	51,6
94	0,04	0,05	1,00	887,4	1,7	9,0E+00	51,6
95	0,04	0,05	1,00	887,3	1,7	9,0E+00	51,5
96	0,04	0,05	1,00	887,2	1,7	8,9E+00	51,5
97	0,04	0,05	1,00	887,2	1,7	8,9E+00	51,4
98	0,04	0,05	1,00	887,1	1,7	8,9E+00	51,4
99	0,04	0,05	1,00	887,1	1,7	8,9E+00	51,3
100	0,04	0,05	1,00	887,0	1,7	8,9E+00	51,3

## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

SISTEMA DE INTERCAMBIO DE CALOR (CAMISA)						
Q <sub>tot</sub> (L/min)	μ <sub>b</sub> (kg/ms)	k <sub>b</sub> (W/m·K)	Re <sub>b</sub>	Pr <sub>b</sub>	Nusselt <sub>b</sub>	h <sub>b</sub> (W/m <sup>2</sup> ·K)
51	1,4E-02	0,14	6,1E+04	160,4	5221,9	566,7
52	1,4E-02	0,14	6,1E+04	160,9	5218,5	566,4
53	1,4E-02	0,14	6,1E+04	161,4	5215,2	566,0
54	1,4E-02	0,14	6,1E+04	161,9	5211,9	565,6
55	1,4E-02	0,14	6,0E+04	162,4	5208,7	565,2
56	1,4E-02	0,14	6,0E+04	162,9	5205,4	564,9
57	1,4E-02	0,14	6,0E+04	163,4	5202,3	564,5
58	1,4E-02	0,14	6,0E+04	163,9	5199,1	564,2
59	1,4E-02	0,14	6,0E+04	164,4	5196,0	563,8
60	1,4E-02	0,14	6,0E+04	164,8	5192,9	563,5
61	1,4E-02	0,14	6,0E+04	165,3	5189,9	563,1
62	1,4E-02	0,14	5,9E+04	165,8	5186,9	562,8
63	1,4E-02	0,14	5,9E+04	166,3	5183,9	562,5
64	1,4E-02	0,14	5,9E+04	166,7	5180,9	562,2
65	1,4E-02	0,14	5,9E+04	167,2	5178,0	561,8
66	1,4E-02	0,14	5,9E+04	167,7	5175,1	561,5
67	1,4E-02	0,14	5,9E+04	168,1	5172,3	561,2
68	1,4E-02	0,14	5,9E+04	168,6	5169,4	560,9
69	1,4E-02	0,14	5,9E+04	169,0	5166,6	560,6
70	1,4E-02	0,14	5,8E+04	169,5	5163,9	560,3
71	1,4E-02	0,14	5,8E+04	169,9	5161,1	560,0
72	1,4E-02	0,14	5,8E+04	170,4	5158,4	559,7
73	1,4E-02	0,14	5,8E+04	170,8	5155,7	559,4
74	1,4E-02	0,14	5,8E+04	171,3	5153,1	559,1
75	1,4E-02	0,14	5,8E+04	171,7	5150,4	558,9
76	1,4E-02	0,14	5,8E+04	172,2	5147,8	558,6
77	1,4E-02	0,14	5,8E+04	172,6	5145,3	558,3
78	1,5E-02	0,14	5,7E+04	173,0	5142,7	558,0
79	1,5E-02	0,14	5,7E+04	173,5	5140,2	557,8
80	1,5E-02	0,14	5,7E+04	173,9	5137,7	557,5
81	1,5E-02	0,14	5,7E+04	174,3	5135,2	557,3
82	1,5E-02	0,14	5,7E+04	174,7	5132,8	557,0
83	1,5E-02	0,14	5,7E+04	175,1	5130,3	556,8
84	1,5E-02	0,14	5,7E+04	175,6	5127,9	556,5
85	1,5E-02	0,14	5,7E+04	176,0	5125,6	556,3
86	1,5E-02	0,14	5,7E+04	176,4	5123,2	556,0
87	1,5E-02	0,14	5,6E+04	176,8	5120,9	555,8
88	1,5E-02	0,14	5,6E+04	177,2	5118,6	555,5
89	1,5E-02	0,14	5,6E+04	177,6	5116,3	555,3
90	1,5E-02	0,14	5,6E+04	178,0	5114,0	555,1
91	1,5E-02	0,14	5,6E+04	178,4	5111,8	554,9
92	1,5E-02	0,14	5,6E+04	178,8	5109,6	554,6
93	1,5E-02	0,14	5,6E+04	179,2	5107,4	554,4
94	1,5E-02	0,14	5,6E+04	179,6	5105,2	554,2
95	1,5E-02	0,14	5,6E+04	180,0	5103,0	554,0
96	1,5E-02	0,14	5,6E+04	180,4	5100,9	553,8
97	1,5E-02	0,14	5,5E+04	180,8	5098,8	553,6
98	1,5E-02	0,14	5,5E+04	181,2	5096,7	553,4
99	1,5E-02	0,14	5,5E+04	181,6	5094,6	553,1
100	1,5E-02	0,14	5,5E+04	181,9	5092,6	552,9



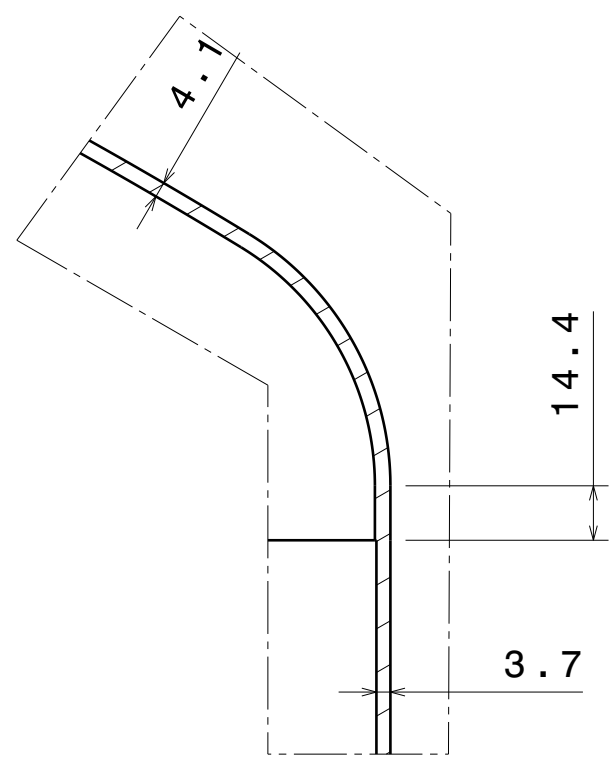
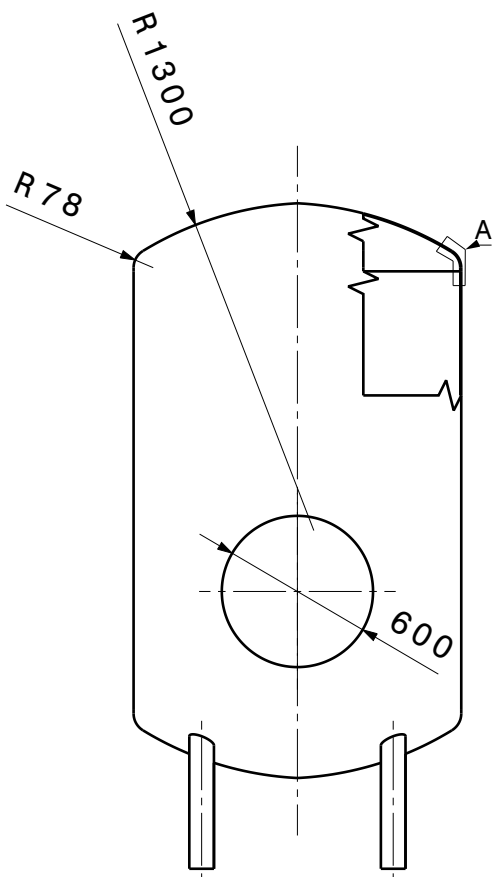
## ANEXOS II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

SISTEMA DE INTERCAMBIO DE CALOR (CAMISA)					AGITACIÓN
Q <sub>tot</sub> (L/min)	U (W/m <sup>2</sup> K)	Fr <sub>b</sub>	T <sub>m</sub> (°C)	Q <sub>interc.</sub> (KW)	P <sub>disipada</sub> (KW)
51	105,6	1,1	71,6	19,3	6,8
52	105,6	1,1	72,0	19,5	6,8
53	105,6	1,1	72,5	19,7	6,8
54	105,6	1,1	72,9	19,9	6,8
55	105,6	1,1	73,3	20,1	6,8
56	105,5	1,1	73,7	20,4	6,8
57	105,5	1,1	74,2	20,6	6,8
58	105,5	1,1	74,6	20,8	6,8
59	105,5	1,1	75,1	21,0	6,8
60	105,5	1,1	75,5	21,2	6,8
61	105,5	1,1	76,0	21,4	6,8
62	105,5	1,1	76,4	21,6	6,8
63	105,5	1,1	76,9	21,8	6,8
64	105,4	1,1	77,3	22,1	6,8
65	105,4	1,1	77,8	22,3	6,8
66	105,4	1,1	78,2	22,5	6,8
67	105,4	1,1	78,7	22,7	6,8
68	105,4	1,1	79,2	22,9	6,8
69	105,4	1,1	79,6	23,1	6,8
70	105,4	1,1	80,1	23,3	6,8
71	105,4	1,1	80,6	23,5	6,8
72	105,4	1,1	81,1	23,7	6,8
73	105,4	1,1	81,6	23,9	6,8
74	105,3	1,1	82,0	24,1	6,8
75	105,3	1,1	82,5	24,3	6,8
76	105,3	1,1	83,0	24,5	6,8
77	105,3	1,1	83,5	24,7	6,8
78	105,3	1,1	84,0	24,9	6,8
79	105,3	1,1	84,5	25,1	6,8
80	105,3	1,1	85,0	25,3	6,8
81	105,3	1,1	85,5	25,5	6,8
82	105,3	1,1	86,0	25,7	6,8
83	105,3	1,1	86,5	25,9	6,8
84	105,2	1,1	87,1	26,1	6,8
85	105,2	1,1	87,6	26,3	6,8
86	105,2	1,1	88,1	26,5	6,8
87	105,2	1,1	88,6	26,6	6,8
88	105,2	1,1	89,1	26,8	6,8
89	105,2	1,1	89,7	27,0	6,8
90	105,2	1,1	90,2	27,2	6,8
91	105,2	1,1	90,7	27,4	6,8
92	105,2	1,1	91,3	27,6	6,8
93	105,2	1,1	91,8	27,8	6,8
94	105,2	1,1	92,3	28,0	6,8
95	105,2	1,1	92,9	28,1	6,8
96	105,1	1,1	93,4	28,3	6,8
97	105,1	1,1	94,0	28,5	6,8
98	105,1	1,1	94,5	28,7	6,8
99	105,1	1,1	95,1	28,9	6,8
100	105,1	1,1	95,6	29,1	6,8

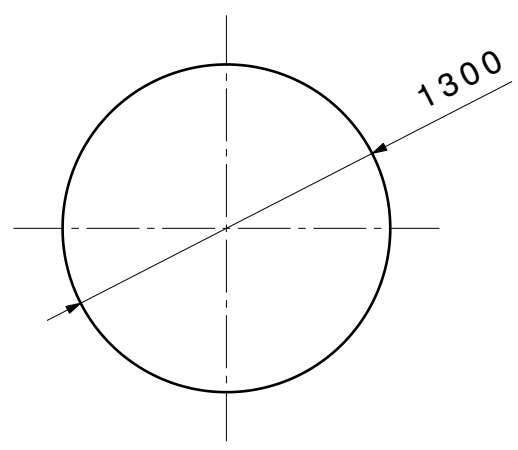


# ANEXO III. PLANOS

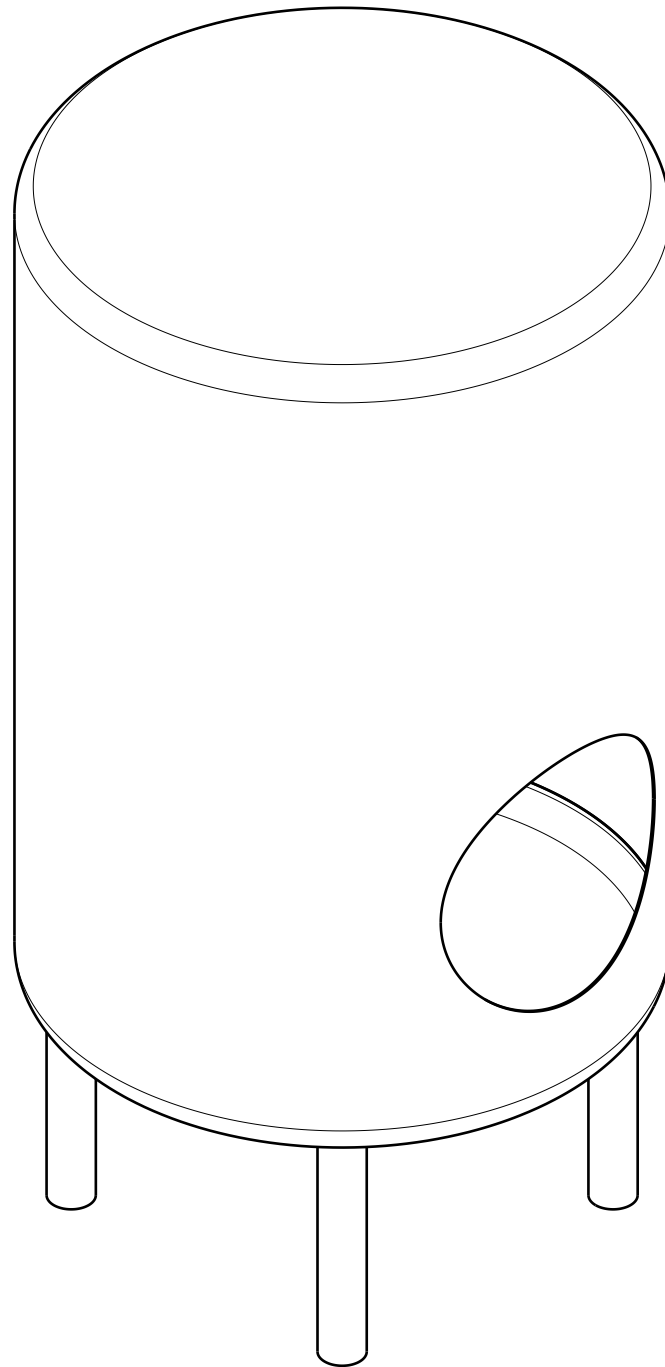




A  
E 1:2



Fecha	Material SA-240-304	Universidad de Valladolid	Escuelas de Ingenierías Industriales
10/07/14			
Escala 1:30	Denominación Anexo III	Grado en Ingeniería Química	
		Nombre: Miguel Compadre Guerra	
		Trabajo Fin de Grado	



Fecha	Material SA-240-304	Universidad de Valladolid	Escuelas de Ingenierías Industriales
15/07/14			
Escala 1:15	Denominación Anexo III	Grado en Ingeniería Química	
		Nombre: Miguel Compadre Guerra	
		Trabajo Fin de Grado	