

# Trabajo Fin de Grado en Ingeniería de las Tecnologías Industriales

## Análisis tecno-económico de una planta industrial de producción de biodiésel a partir de microalgas

Autor: Marta Marín Moreno

Tutor: Francisco Javier Gutiérrez Ortiz

Escuela Técnica Superior de Ingeniería  
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020





Trabajo Fin de Grado  
Ingeniería en Tecnologías Industriales

# **Análisis tecno-económico de una planta industrial de producción de biodiésel a partir de microalgas**

Autor:

Marta Marín Moreno

Tutor:

Prof. Dr. Francisco Javier Gutiérrez Ortiz

Profesor Titular de Universidad

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020



Proyecto Fin de Grado: Análisis tecno-económico de una planta industrial de producción de biodiésel a partir de microalgas

Autor: Marta Marín Moreno

Tutor: Francisco Javier Gutiérrez Ortiz

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2020

El Secretario del Tribunal



## AGRADECIMIENTOS

A mi familia, en especial a mis padres y a mi abuelo. Nadie mejor que ellos, que han estado en todo momento para apoyarme y animarme. Mi padre por todos sus valiosos consejos y mi madre por ser la persona más fuerte que conozco, ambos son los responsables de que este grado que sumo a mi formación haya sido posible.

Mi abuelo, mi segundo padre. La fuerza que me ha dado en todo momento con sus palabras, con las que siempre alababa a sus nietas, siempre tan cariñoso, y con esa sonrisa que siempre le acompañaba; solo con estar ahí me hacía la persona más feliz del mundo. Ahora que ya no está con nosotros, no hay un solo día en el que no me acuerde de él y de todos nuestros buenos momentos.

A mi hermana, por ser mi mejor amiga y mi confidente, por estar ahí siempre y animarme cuando más lo he necesitado y por ser una de las personas incondicionales con las que cuento en mi vida.

A Gerardo, por apoyarme en todo momento y por saber gestionar mis momentos de agobio, por estar en los peores y mejores momentos de mi vida y por su cariño tanto hacia mí, como hacia mi familia. Ha sido uno de mis pilares más fuertes en esta etapa y espero que lo siga siendo el resto de mi vida.

A mi tutor Francisco Javier Gutiérrez Ortiz, por su valiosa ayuda, brindándome todas las herramientas necesarias para completar mi trabajo de fin de grado satisfactoriamente.

... Gracias a todos...





## RESUMEN

El presente trabajo se fundamenta en la necesidad de buscar alternativas a los combustibles fósiles para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero a la atmósfera. Para ello, se adoptan políticas energéticas que fomentan el uso de biocombustibles. En este caso, se lleva a cabo un estudio de viabilidad de una planta industrial de producción de biodiésel a partir de microalgas empleando una tecnología supercrítica, y partiendo de un proyecto realizado a escala piloto.

A pesar de los estudios y de las diferentes tecnologías que se conocen para la obtención de biodiésel, no existe un único proceso que esté definido para tal fin. Si bien es cierto que los sistemas actuales presentan bajas productividades con una alta inversión en equipos y mantenimiento, su implantación queda justificada cuando se obtienen productos de alto valor. Con este estudio se pretende conseguir un proceso viable técnica y económicamente a escala industrial.

Por un lado, se realiza un escalado técnico de los equipos de la planta a escala piloto, para conseguir una producción de 8400 toneladas anuales de biodiésel. En primer lugar, se realiza la extracción de lípidos de las microalgas para su posterior transformación en biodiésel, obteniéndose biomasa seca como subproducto. En segundo lugar, el biodiésel se obtiene mediante un proceso de transesterificación usando bioetanol en condiciones supercríticas. El proceso se realiza en dos etapas con recuperación intermedia, tanto de bioetanol, que se recirculará al proceso, como de glicerina, que se obtiene como subproducto.

Por otro lado, se han aplicado criterios económicos para estudiar si la planta es económicamente viable. Se ha obtenido un precio de venta mínimo del biodiésel de 0,86 €/kg, para una TIR del 10%, mientras que los principales indicadores económicos basados en los flujos de caja, como son VAN, índice de rentabilidad y Pay-Back, se han hallado tomando como referencia un precio de venta de diésel de 1,103 €/kg y una tasa nominal anual de un 9%. Los resultados obtenidos indican que la planta es económicamente viable.

Se han realizado diversos estudios de sensibilidad, en los cuales se ha comprobado la viabilidad de la planta mediante la modificación de varios factores. De esta forma, se demuestra que el factor más condicionante es el coste de la materia prima principal, las microalgas.

Por último, se ha comparado la planta objeto de estudio con otra planta a escala industrial con una producción similar. El objetivo de esta comparativa ha sido determinar si los resultados obtenidos se aproximan a los valores que presenta este otro estudio que ha sido revisado por pares y publicado.



## ABSTRACT

The present work is based on the necessity of searching for alternatives to fossil fuels in order to reduce greenhouse gases emissions into the atmosphere. Looking to promote this, energy policies are adopted to encourage the use of biofuels. In this case, a feasibility study of an industrial plant for the production of biodiesel from microalgae is carried out by a supercritical technology, starting from a project designed on a pilot scale.

Despite the studies and the different technologies that are known to produce biodiesel, there has not been stated yet one common and generic process for this purpose. While it is true that today's systems have low productivities involving a high investment in equipment and maintenance, their implementation is justified as high-value products are obtained. This study aims to achieve a viable process both technical and economically on an industrial scale.

On the one hand, starting from a pilot plant, process units are scaled-up to obtain a production of 8400 tons of biodiesel per year. First, the lipids are extracted from the microalgae for their subsequent transformation into biodiesel, and dry biomass is obtained as a by-product. Secondly, biodiesel is obtained through a transesterification process using bioethanol under supercritical conditions. The process is carried out in two stages with intermediate recovery of bioethanol, which is recirculated to the process, and glycerin, which is obtained as a by-product.

On the other hand, economic criteria have been applied to study whether the plant is economically profitable. A break-even price of biodiesel of 0,86 €/kg has been obtained, considering the IRR at 10%, while the main economic indicators based on cash flows have been studied: NPV, profitability index and Pay-Back, taking as reference a diesel selling price of 1.103 €/kg and a nominal annual rate of 9%. The obtained results indicate that the plant is economically profitable.

A sensitivity analysis has been carried out, in which the viability of the plant has been verified by the change of different factors. This shows that the most critical factor is the cost of the main raw material, microalgae.

Finally, the studied plant has been compared with another plant with a similar production. The objective of this comparison has been to determine if the obtained results are close to the values presented in the other study, which has been peer-reviewed and published.



# ÍNDICE

<b>1. INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>1</b>
<b>1.1. ANTECEDENTES.....</b>	<b>3</b>
1.1.1. EFECTO INVERNADERO Y CALENTAMIENTO GLOBAL.....	3
1.1.2. POLÍTICAS ENERGÉTICAS.....	6
1.1.3. BIOCOMBUSTIBLES .....	7
<b>1.2. PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL .....</b>	<b>9</b>
1.2.1. MATERIA PRIMA PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL.....	9
1.2.2. PROCESOS PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL .....	11
1.2.3. PROCESOS INDUSTRIALES PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL .....	13
<b>1.3. TECNOLOGÍA DE MICROALGAS PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL .....</b>	<b>14</b>
1.3.1. SISTEMAS DE CULTIVO DE MICROALGAS.....	15
1.3.2. MÉTODOS DE SEPARACIÓN .....	16
1.3.3. MÉTODOS DE EXTRACCIÓN DEL ACEITE DE MICROALGAS .....	17
<b>1.4. BIODIESEL A PARTIR DE MICROALGAS Y TRANSESTERIFICACIÓN SUPERCRÍTICA.....</b>	<b>19</b>
1.4.1. BIODIÉSEL A PARTIR DE MICROALGAS.....	20
1.4.2. TRANSESTERIFICACIÓN SUPERCRÍTICA EN DOS ETAPAS .....	20
<b>1.5. PERSPECTIVAS FUTURAS DEL USO DEL BIODIÉSEL .....</b>	<b>21</b>
<b>2. MEMORIA DESCRIPTIVA .....</b>	<b>25</b>
<b>2.1. PLANTA PILOTO DE PARTIDA .....</b>	<b>27</b>
2.1.1. DESCRIPCIÓN GENERAL .....	27
2.1.2. SISTEMA DE CULTIVO DE MICROALGAS Y EXTRACCIÓN DE ACEITE.....	28
2.1.3. PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL MEDIANTE TRANSESTERIFICACIÓN CON BIOETANOL SUPERCRÍTICO .....	29
<b>2.2. PLANTA INDUSTRIAL OBTENIDA POR ESCALADO .....</b>	<b>33</b>
2.2.1. DESCRIPCIÓN GENERAL .....	33
2.2.2. SISTEMA DE CULTIVO DE MICROALGAS Y EXTRACCIÓN DE ACEITE.....	34
2.2.3. PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL MEDIANTE TRANSESTERIFICACIÓN CON BIOETANOL SUPERCRÍTICO.....	39

<b>3. ESTUDIO DE LA VIABILIDAD TECNO- ECONÓMICA.....</b>	<b>46</b>
<b>3.1. ESCALADO TÉCNICO .....</b>	<b>48</b>
3.1.1. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA.....	48
3.1.2. ESCALADO DE EQUIPOS .....	52
<b>3.2. ESTIMACIÓN DE LOS COSTES POR DIFERENTES METODOLOGÍAS.....</b>	<b>61</b>
3.2.1. METODOLOGÍA USADA.....	61
3.2.2. ESTUDIO COMPARATIVO ENTRE MÉTODOS .....	62
<b>3.3. ANÁLISIS ECONÓMICO .....</b>	<b>65</b>
3.3.1. COSTE DE EQUIPOS.....	66
3.3.2. COSTES DE INVERSIÓN Y OPERACIÓN.....	66
3.3.3. PRECIO DE VENTA DEL DIÉSEL USADO COMO REFERENCIA .....	68
<b>3.4. INGRESOS DE REFERENCIA .....</b>	<b>68</b>
<b>3.5. ESTUDIO DE LA VIABILIDAD ECONÓMICA .....</b>	<b>69</b>
3.5.1. POR MÉTODOS DE ACTUALIZACIÓN .....	69
3.5.2. FLUJOS DE CAJA .....	70
3.5.3. ESTIMACIÓN DEL PRECIO DE VENTA MÍNIMO DEL BIODIÉSEL.....	70
<b>3.6. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....</b>	<b>74</b>
3.6.1. EFECTO DE LA INVERSIÓN INICIAL .....	74
3.6.2. EFECTO DEL COSTE DE LA MATERIA PRIMA (MICROALGAS) .....	75
3.6.3. EFECTO DEL COSTE DE LA MATERIA PRIMA (BIOETANOL) .....	77
<b>4. ESTUDIO COMPARATIVO CON UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN SIMILAR.....</b>	<b>81</b>
<b>4.1. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA .....</b>	<b>83</b>
<b>4.2. COMPARACIÓN DE LOS ESTUDIOS TECNO- ECONÓMICOS DE AMBAS PLANTAS.....</b>	<b>84</b>
<b>5. CONCLUSIONES .....</b>	<b>91</b>
<b>6. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>95</b>

# ÍNDICE DE TABLAS

<b>Tabla 2.1.</b> Características de los equipos de la planta piloto.....	32
<b>Tabla 2.2:</b> Comparación de productividades de diferentes materias primas .....	34
<b>Tabla 2.3:</b> Capacidad de procesamiento del equipo UIP16000 .....	36
<b>Tabla 3.1:</b> Datos necesarios para el balance de materia .....	48
<b>Tabla 3.2.a:</b> Resultados del balance de materia (mol/h) .....	50
<b>Tabla 3.2.b:</b> Resultados del balance de materia (kg/h) .....	51
<b>Tabla 3.3:</b> Valores resultantes de los balances.....	52
<b>Tabla 3.4:</b> Calores resultantes de los balances para los intercambiadores de calor .....	52
<b>Tabla 3.5:</b> Datos empleados para los intercambiadores y resultados obtenidos.....	53
<b>Tabla 3.6:</b> Datos empleados para los calentadores y resultados obtenidos.....	53
<b>Tabla 3.7:</b> Parámetros empleados para los reactores y resultados obtenidos.....	54
<b>Tabla 3.8:</b> Resultado del escalado de los reactores .....	55
<b>Tabla 3.9:</b> Resultado del escalado de los tanques de almacenamiento .....	56
<b>Tabla 3.10:</b> Resultado del escalado de los separadores Flash.....	56
<b>Tabla 3.11:</b> Resultado del escalado de los separadores líquido-líquido.....	57
<b>Tabla 3.12:</b> Datos de las corrientes para el cálculo del calor requerido.....	59
<b>Tabla 3.13:</b> Resultados obtenidos para el condensador.....	59
<b>Tabla 3.14:</b> Resultado del escalado de los tanques Buffer .....	59
<b>Tabla 3.15:</b> Resultado del escalado de las bombas.....	60
<b>Tabla 3.16:</b> Resumen de los costes obtenidos por diferentes métodos.....	66
<b>Tabla 3.17:</b> Costes de inversión y operación estimados asumiendo una operación de 8000 h/año .....	67
<b>Tabla 3.18:</b> Ingresos por la venta de biodiésel y de los subproductos.....	68
<b>Tabla 3.19:</b> Análisis de flujo de efectivo descontado y precio mínimo de venta de biodiésel en k€ .....	72
<b>Tabla 3.20:</b> Valores de los indicadores de rentabilidad a un precio de venta del biodiésel de 1,103 € (r=9%).....	73
<b>Tabla 3.21:</b> Indicadores de rentabilidad frente a variaciones positivas y negativas del 10%, 30% y 50% sobre la inversión inicial, para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € (r=9%) .....	75
<b>Tabla 3.22:</b> Indicadores de rentabilidad frente a variaciones positivas y negativas del 10%, 20% y 25% sobre el coste de la materia prima (microalgas), para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € (r=9%).....	76

<b>Tabla 3.23:</b> Indicadores de rentabilidad frente a variaciones positivas y negativas del 10%, 20% y 25% sobre el coste de la materia prima (bioetanol), para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € (r=9%).....	78
<b>Tabla 4.1:</b> Coste de los equipos principales e inversión inicial actualizada a marzo de 2020 para los procesos I, II, III y IV .....	85
<b>Tabla 4.2:</b> Costes de operación e índices de rentabilidad actualizados a marzo de 2020 para los procesos I, II, III, y IV .....	87
<b>Tabla 4.3:</b> Resultados económicos actualizados a marzo de 2020 para los procesos I, II, III y IV....	88



# ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura 1.1.</b> Promedio mundial de la fracción molar del CO <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub> y N <sub>2</sub> O a) y su tasa de aumento b) de 1984 a 2016.....	4
<b>Figura 1.2:</b> Índice de evolución del agregado de emisiones.....	5
<b>Figura 1.3:</b> Emisiones de gases de efecto invernadero por sector económico en el año 2015 .....	5
<b>Figura 1.4:</b> Porcentaje de biocarburantes en el consumo total de carburantes utilizados en España .....	8
<b>Figura 1.5:</b> Producción doméstica de biodiésel en España .....	8
<b>Figura 1.6:</b> Etapas de la reacción de transesterificación .....	11
<b>Figura 1.7.</b> Diagrama de bloques de la transesterificación clásica .....	13
<b>Figura 1.8:</b> De izqda. a dcha.: FBR horizontales, FBR verticales. FBR helicoidales BIOCOIL.....	16
<b>Figura 1.9.</b> Desarrollo del mercado mundial de biodiésel.....	22
<b>Figura 1.10.</b> Ranking en producción de Biodiésel .....	22
<b>Figura 2.1:</b> Diagrama de bloques del proceso completo.....	27
<b>Figura 2.2:</b> Diagrama de bloques. Cultivo de microalgas y extracción del aceite.....	28
<b>Figura 2.3:</b> Diagrama de bloques del proceso de transesterificación supercrítica.....	30
<b>Figura 2.4:</b> Diagrama de bloques del proceso completo.....	33
<b>Figura 2.5:</b> Diagrama de bloques. Cultivo de microalgas y extracción del aceite.....	35
<b>Figura 2.6:</b> Esquema de funcionamiento de una centrifuga decantadora.....	35
<b>Figura 2.7.</b> Procesador ultrasónico de 16 kW UIP16000 de la marca Hielscher. A la izquierda se muestra la cabina en la que se monta una línea con su transductor, a la derecha.....	37
<b>Figura 2.8:</b> Esquema de funcionamiento centrifuga trifásica.....	38
<b>Figura 2.9:</b> Diagrama de bloques del proceso de transesterificación supercrítica.....	40
<b>Figura 3.1:</b> Diagrama de flujo del proceso de transesterificación supercrítica .....	49
<b>Figura 3.2:</b> Correlación gráfica de Akers.....	58
<b>Figura 3.3:</b> Variación del VAN en función del valor de la tasa nominal anual, partiendo de un precio de venta de biodiésel de 0,86 €/kg que da el punto de equilibrio para una TIR=10% .....	73
<b>Figura 3.4:</b> Gráfica de sensibilidad para variaciones positivas y negativas del 10%, 30% y 50% sobre la inversión inicial para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € (r=9%).....	75
<b>Figura 3.5:</b> Gráfica de sensibilidad para variaciones positivas y negativas del 10%, 20% y 25% sobre el coste de las microalgas, para un precio de venta del biodiésel de	

1,103 € (r=9%) ..... 77

**Figura 3.6:** Gráfica de sensibilidad para variaciones positivas y negativas del 10%, 20% y 25% sobre el coste del bioetanol, para un precio de venta del biodiésel de

1,103 € (r=9%) ..... 78

# 1. INTRODUCCIÓN



El objetivo del presente trabajo es aportar una visión global sobre el uso de microalgas para la producción de biodiésel mediante el escalado de una planta piloto a nivel industrial.

En este trabajo se aborda la problemática del efecto invernadero y la necesaria e inevitable adopción de políticas energéticas que fomenten el uso de biocombustibles. A su vez, se destaca el papel que dentro de estos biocombustibles juega el biodiésel y, dentro de este último, el uso de las microalgas. Por último, se realiza el escalado de una planta piloto a una industrial, realizando el correspondiente estudio tecno-económico de la misma.

## **1.1. ANTECEDENTES**

En la actualidad, los combustibles fósiles son la principal fuente de energía, lo que hace que la sociedad sea dependiente de ellos. Además, debido al incremento de población mundial y al desarrollo de nuevos países emergentes, las perspectivas apuntan a un incremento en la demanda de energía. Este escenario está llevando a aumentos en los precios y en las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI).

La solución que más ampliamente se plantea es la transición progresiva de los combustibles fósiles a otras fuentes de energía renovable. La primera opción plausible a nivel mundial pasa por energía eólica y solar. No obstante, la transición tendrá lugar a medio plazo: 2030 para alcanzar los nuevos requerimientos de energía y ya en 2011 se barajaba que para el año 2050 se llevaría a cabo el reemplazo total de la actual energía (Delucchi & Jacobson, 2011). Aunque puedan parecer cifras muy conservadoras, lo cierto es que un futuro sin combustibles fósiles es aún una opción poco factible. Según el Climate Change Performance Index, que mide los esfuerzos de los países en su lucha contra el cambio climático y que divide su clasificación en función de la puntuación obtenida en las siguientes 4 categorías: emisión de GEI, energías renovables, uso de la energía y políticas frente al cambio climático, en 2020 ningún país logra un desempeño en las 4 categorías mencionadas, que le permita obtener una clasificación general de “muy bueno”. La Unión Europea como grupo se sitúa en el puesto 22 a nivel mundial, habiendo caído 6 puestos desde el 2019, situándose en la franja “moderada” de la tabla. España, por su parte, ocupa el puesto 34 dentro de la franja de clasificación de desempeño “pobre”. Teniendo en cuenta que la clasificación general se divide, en función de los resultados, en muy bueno, bueno, moderado, pobre y muy pobre, se refleja así que España necesita todavía implementar un mayor número de medidas en su lucha contra el cambio climático (Germanwatch, 2019).

Es por todo ello que se ha incrementado el interés global en la producción sostenible de biodiésel. Este puede ser una solución que permita mitigar la emisión de gases de efecto invernadero y reducir la dependencia de combustibles fósiles.

### **1.1.1. EFECTO INVERNADERO Y CALENTAMIENTO GLOBAL**

El efecto invernadero es un fenómeno natural que ocurre en la Tierra, el cual se inicia con la llegada de la radiación procedente del Sol a la superficie terrestre. La mayor parte de la energía recibida es de onda corta, parte de la cual es absorbida por la atmósfera (radiación ultravioleta), otra parte es reflejada y otra llega a la superficie del planeta (luz visible) calentándola. Una vez que esta radiación ha alcanzado y calentado la superficie terrestre, la Tierra devuelve la energía en forma de onda larga (radiación infrarroja) y es reflejada y enviada de nuevo a la atmósfera. Determinados gases atmosféricos tienen capacidad para retener parte de la energía emitida por ésta. Este efecto es el principal responsable del calentamiento global de la Tierra.

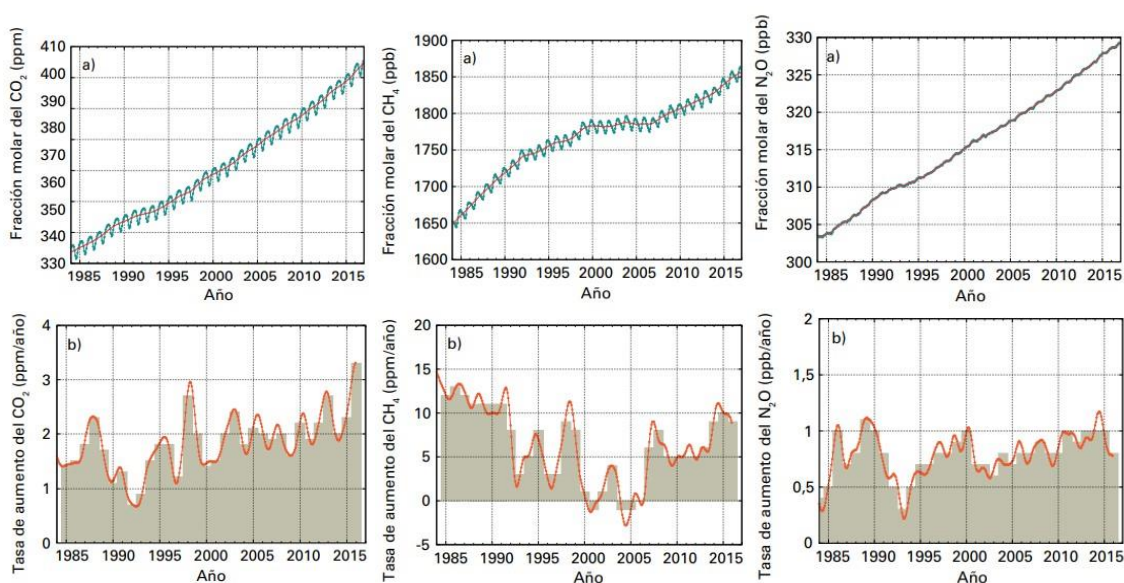
Los gases atmosféricos que retienen parte de esta energía en el interior del planeta se denominan gases de efecto invernadero (GEI). Es esta radiación, que no puede escapar del planeta, la que hace que la temperatura de la superficie se eleve.

Los GEI son: dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), metano ( $\text{CH}_4$ ), vapor de agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ), ozono ( $\text{O}_3$ ), óxido nitroso ( $\text{N}_2\text{O}$ ), hidrofluorocarbonos (HFCs), perfluorocarbonos (PFCs) y hexafluoruro de azufre ( $\text{SF}_6$ ). El más importante es el  $\text{CO}_2$  debido a su elevada concentración en la atmósfera, pero también son relevantes el  $\text{CH}_4$  y el  $\text{N}_2\text{O}$ .

Por otro lado, gran parte de los GEI emitidos a la atmósfera tienen su origen en la actividad humana, principalmente con la quema de combustibles fósiles en los sectores del transporte e industrial. Son las denominadas emisiones antropogénicas.

Los gases de efecto invernadero de larga vida (GEILV), por ejemplo, el  $\text{CO}_2$ , el metano ( $\text{CH}_4$ ) y el óxido nitroso ( $\text{N}_2\text{O}$ ), son químicamente estables y persisten en la atmósfera durante décadas e incluso siglos, de modo que sus emisiones ejercen su influencia en el clima a largo plazo. El tiempo de residencia de cada uno de ellos depende de sus características químicas. Así, el  $\text{CO}_2$  tiene un tiempo de residencia de entre 5 y 200 años, el  $\text{N}_2\text{O}$  de hasta 114 años,  $\text{CH}_4$  de 12 años, y CFCs hasta 85 años (Dow y Dowing, 2011).

A continuación, para visualizar mejor el alcance de este fenómeno, se expone el siguiente gráfico (**Figura 1.1**), con el fin de mostrar la evolución de las concentraciones de los GEI.



**Figura 1.1.** Promedio mundial de la fracción molar del  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$  y  $\text{N}_2\text{O}$  a) y su tasa de aumento b) de 1984 a 2016. **Fuente:** Boletín de la OMM (22 de noviembre 2018).

En la **Figura 1.1** se puede ver la evolución de las concentraciones de los GEI desde el año 1985 hasta hoy. Se observa una concentración que presenta un crecimiento considerable y que continúa hasta nuestros días.

Si se particulariza a España, las emisiones de GEI se han incrementado bastante. En Andalucía también ha habido un aumento de las emisiones, aunque menos acusado, debido a su menor industrialización. En la **Figura 1.2** se observa esta tendencia de las emisiones de GEI en los últimos años.



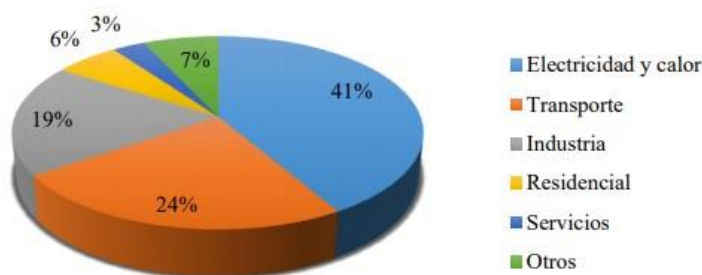
**Figura 1.2:** Índice de evolución del agregado de emisiones. **Fuente:** Inventario Nacional de Emisiones a la Atmósfera (Serie 1990-2018). Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico.

Las emisiones de Gases de Efecto Invernadero a nivel nacional se estimaron para el año 2018 en 334,3 millones de toneladas de CO<sub>2</sub>-eq. El nivel de emisiones brutas totales se sitúa en un +15,5% respecto a 1990 y un -24,5% respecto a 2005 (Miteco, 2020).

Una vez que se ha mostrado claramente que la actividad humana ha producido un aumento de la concentración de GEI en la atmósfera, es necesario exponer los efectos que se producen. El principal efecto es un calentamiento global cada vez mayor, que se traduce en un incremento considerable de la temperatura de la Tierra en los últimos años. Su origen tiene lugar en la Revolución Industrial, momento a partir del cual se empezaron a emitir cantidades de GEI crecientes con el tiempo.

El calentamiento global es uno de los problemas mundiales más importantes cuyo origen se debe principalmente a los gases de efecto invernadero que proceden, en gran medida, de la producción de la energía y del sector transporte. Así, en el año 2015, la producción de electricidad y generación de calor representó el 41% de las emisiones globales y el sector del transporte, aproximadamente el 24% (**Figura 1.3**). Los datos demuestran que alrededor del 95% del transporte es impulsado usando combustibles fósiles, pese a que desde hace años se ha fomentado el uso de combustibles alternativos renovables.

Además, el último informe de la Agencia Internacional de la Energía (IEA) ha puesto de manifiesto el incremento de las emisiones globales de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), uno de los principales gases responsables del cambio climático. Durante el año 2017 se registró un incremento del 1,4% con respecto al año anterior, lo que ha dado lugar al máximo histórico de 32,5 Gt CO<sub>2</sub> debido a una aceleración en la demanda mundial de energía. Este panorama ha sido bastante sorprendente puesto que las emisiones habían permanecido estancadas en los últimos tres años. Concretamente en España, el incremento de las emisiones de CO<sub>2</sub> fue de un 4,4% en 2017.



**Figura 1.3:** Emisiones de gases de efecto invernadero por sector económico en el año 2015. **Fuente:** International Energy Agency, World Energy Outlook 2017

Estos datos evidencian la necesidad de adoptar políticas energéticas que fomenten un mayor cumplimiento de lo dispuesto en el Acuerdo de París y una disminución en el uso de combustibles fósiles y, por lo tanto, un impulso en la utilización de energías renovables.

### 1.1.2. POLÍTICAS ENERGÉTICAS

A raíz del uso casi exclusivo hasta hace unos años de combustibles fósiles y de sus efectos sobre el medioambiente, se ha dado una mayor concienciación sobre la necesidad de limitar las emisiones de CO<sub>2</sub> mediante el fomento de políticas orientadas a un mayor ahorro y eficiencia energética, buscando reducir la emisión de GEI mediante el uso de energías renovables.

Uno de los hitos más importantes dentro la lucha contra el cambio climático fue el Protocolo de Kyoto (diciembre de 1997), que no entró en vigor hasta 2005 debido a que países como EEUU, Canadá, Australia, Nueva Zelanda y Japón se negaron en un principio a adoptar las medidas en él dispuestas. Los países firmantes se obligaban a adoptar medidas orientadas a reducir la emisión de GEI mediante el uso de energías renovables. El Protocolo de Kyoto planteaba una reducción de las emisiones de GEI de un 5,2%, entre el año 2008 y 2012, respecto a su nivel en 1990. Esto supondría una reducción promedia para la Unión Europea de un 8% (Naciones Unidas, 1998).

A pesar de ello, se produjeron diversas reuniones más con el fin de establecer mecanismos detallados para su aplicación, evaluar el nivel de cumplimiento y establecer nuevos objetivos a cumplir a partir de 2012. Destacan las de Marrakech (noviembre de 2001), Montreal (diciembre de 2005), Bali (diciembre de 2007), Copenhague (diciembre de 2009) y Cancún (diciembre de 2010). La Unión Europea está llevando a cabo una política de fomento de los biocarburantes que se ve reflejada principalmente en los diferentes objetivos indicativos de su consumo, que comienzan con el 2% en 2005 y alcanzan el 5,75 % en 2010, para terminar en 2020 con el 10% de cuota renovable en el transporte (CE, 2009).

Adicionalmente, la Unión Europea adoptó en 2007 el Plan de Acción del Consejo Europeo (2007-2009). En dicho plan, bajo los principios de seguridad en el suministro, eficiencia y compatibilidad ambiental, se adoptaron los siguientes objetivos (Comisión de las Comunidades Europeas, 2007):

- Reducción del uso de la energía primaria global en un 20% para 2020.
- Ampliación del porcentaje de energías renovables, en la estructura de energía primaria, al 20% para 2020.
- Incrementar el porcentaje de las fuentes renovables en el consumo final de energía hasta un 20%, y en un 20 % la eficacia energética.
- Reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero en la U.E en un 20% como mínimo, en 2020 con respecto a 1990.

Por otro lado, tras cuatro años de negociaciones, el 12 de diciembre de 2015 se adoptó, en la COP21, el Acuerdo de París. Estas negociaciones se llevaron a cabo en el contexto del Grupo de Trabajo Ad Hoc de la Plataforma de Durban (ADP), establecido en la Cumbre de Durban en 2011 (COP17, Sudáfrica). El ADP se creó con el mandato de adoptar, en 2015, un acuerdo global de cambio climático, de carácter jurídicamente vinculante, por el que todos los países se comprometieran a participar en las reducciones globales de gases de efecto invernadero.



El Acuerdo de París establece para los países firmantes un compromiso sin precedentes enfocado a mitigar y detener los efectos del cambio climático. El compromiso incluye desde evitar que la temperatura media global supere los 2°C respecto de los niveles preindustriales, limitando el incremento del calentamiento global a no más de 1,5°C. Para impulsar el cumplimiento de estos objetivos el Acuerdo de París incorpora un ciclo de revisiones cada cinco años, a contar desde 2023, donde se llevará a cabo un análisis global del cumplimiento del Acuerdo y los progresos alcanzados hasta ese momento. A su vez se establece un paquete de medidas financieras destinadas a ayudar al desempeño de los objetivos, en particular, en los países menos desarrollados. Además de este paquete financiero, el Acuerdo anima a países más desarrollados a colaborar con medios al progreso de países en desarrollo. Todo el cumplimiento del Acuerdo de París será controlado mediante un marco de transparencia, de manera que toda la información presentada por las partes firmantes será revisada para garantizar la calidad de la misma (Miteco, 2020).

Pese a ello, los objetivos marcados tanto en Kyoto, como en protocolos y planes posteriores, no están teniendo el grado de cumplimiento deseado. Aunque las políticas enfocadas a reducir las presiones medioambientales hayan ido bien encaminadas, no se han implementado medidas suficientemente efectivas para proteger la biodiversidad, los ecosistemas y la salud y bienestar de las personas. De mantenerse esta tendencia, la perspectiva es poco favorable para conseguir los objetivos medioambientales marcados para 2050 (Agencia Europea del Medio Ambiente, 2019).

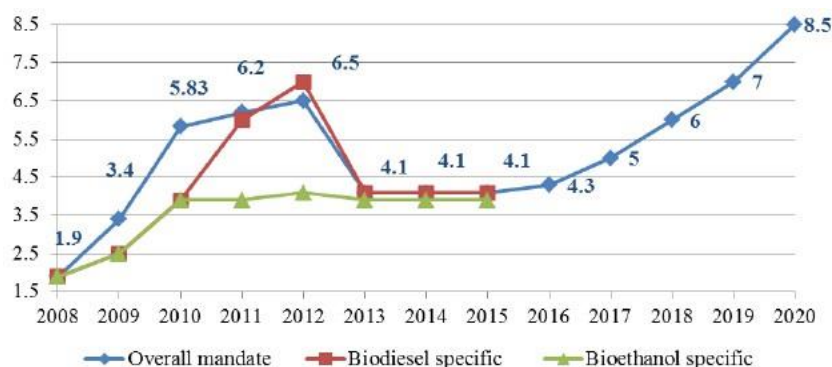
### 1.1.3. BIOCOMBUSTIBLES

Una de las principales herramientas para reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> y frenar el cambio climático son los biocombustibles. Su uso se está fomentando mediante políticas energéticas y puede llegar a ser una de las vías para eliminar la situación energética actual dependiente del petróleo.

Se considera biomasa a toda materia orgánica susceptible de ser utilizada como fuente de energía. Los biocombustibles son todos aquellos combustibles líquidos o gaseosos que se obtienen a partir de biomasa y que pueden ser utilizados en diversas aplicaciones energéticas como puedan ser la térmica, eléctrica o mecánica (fuente de alimentación para motores). Los principales biocombustibles son: el biodiésel, el bioetanol, el biometanol, el metano y los bioaceites extraídos de la soja, el girasol, la oliva, etc., los cuales cuentan con posibles implementaciones en motores diésel y turbinas, pero con un coste energético demasiado alto para ser considerado un combustible viable (Agencia Andaluza de la Energía, 2011).

De todos los biocombustibles expuestos los más utilizados son el biodiésel y el bioetanol. El uso de biocombustibles está aumentando significativamente en los últimos años. En España el consumo de biocarburantes ha alcanzado el 15%. La mayor parte de este crecimiento se debe a un incremento en el uso de biodiésel de un 17,1%, mientras que el consumo de bioetanol creció solo en un 3%. Este aumento en el consumo se atribuye a la tasa obligatoria en el contenido energético que los distribuidores han tenido que incorporar a su combustible (4,3% en 2016 y 5% en 2017). Para 2018, 2019 y 2020, se establecieron unos objetivos anuales mínimos obligatorios de venta o consumo de biocarburantes del 6%, 7% y 8,5%, respectivamente (Real Decreto 1085/2015). Hasta el momento, únicamente se tienen datos para los años 2018 y 2019 donde se puede comprobar que el grado de cumplimiento está ligeramente por debajo de los objetivos marcados: 5,9% para 2018 y 6% para 2019 (CNMC, 2020).

En la **Figura 1.4** puede verse este incremento en el consumo de biocombustibles en España.



**Figura 1.4:** Porcentaje de biocarburantes en el consumo total de carburantes utilizados en España. **Fuente:** Servicio Agrícola Extranjero del Departamento de Agricultura de los Estados Unidos (USDA FAS) 2017.

Dentro de los biocombustibles, se destacará el biodiésel, que es objeto de este proyecto. Su producción ha aumentado en los últimos años, tanto en España, como en el resto del mundo. En la **Figura 1.5** se aprecia dicho crecimiento de la producción de biodiésel en España, en los últimos años.

El uso de biodiésel, y de los biocombustibles en general, se enfrenta a dos grandes retos: evaluar si realmente reducen las emisiones de CO<sub>2</sub> y evaluar la sostenibilidad de producir biocombustibles teniendo en cuenta la superficie necesaria en cuanto a los cultivos se refiere.

La utilización de biodiésel reduce las emisiones de CO<sub>2</sub>, pero si a esas emisiones se añaden las relativas al proceso de fabricación, refinado y transporte, es necesario realizar un estudio más detallado. Para solucionar esto es necesario mejorar la eficiencia energética mediante mejoras tecnológicas y promover que dicha tecnología funcione con energías renovables.



**Figura 1.5:** Producción doméstica de biodiésel en España. **Fuente:** Rosalía Soley. Bioenergía en España. 2019.

En cuanto a la sostenibilidad de producir biodiésel hay diversos factores que hacen que esto sea un problema bastante importante. En un primer momento, para la producción de biodiésel se utilizaron plantas oleaginosas entre las que destacan la palma, la soja y la colza. El problema se encontraba en el uso de cereales y alimentos como combustibles. Éstos necesitan de grandes extensiones de terreno y de agua, razón por la cual se impulsaron otras alternativas que no compitieran con la alimentación mundial (Moore, 2008).

Por su parte, las microalgas son de gran interés en la obtención de biocombustibles, ya que tienen una alta productividad y crecimiento, no compiten con la base de la demanda alimenticia,

pueden utilizar aguas salobres, industriales o urbanas, y presentan un contenido elevado de azúcares y/o ácidos grasos necesarios (García Cubero, 2014). Para cubrir las actuales necesidades de combustibles únicamente con el uso de las microalgas se requerirían unas seis millones de hectáreas, lo que supondría menos del 0,4% de la superficie con posibilidad de ser cultivada (Valera, 2018).

Aparte de todo esto, es necesario obtener un precio competitivo del biodiésel. En este aspecto, es fundamental aplicar el concepto de biorrefinería que permite obtener beneficio de los subproductos obtenidos en la producción de biocombustibles, lo que supondría una reducción del precio, un aprovechamiento completo del recurso y una reducción aún mayor de la huella climática generada durante el proceso.

## **1.2. PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL**

Este combustible se obtiene por transesterificación, proceso por el cual se rompen las cadenas de ácidos grasos presentes en aceites vegetales, grasa animal y/o sustancias con elevado contenido en ácidos grasos con alcohol, en presencia de un catalizador, y se forman ésteres y glicerina. Los ésteres de ácidos grasos conforman el biodiésel y la glicerina es separada como un subproducto valioso en el mercado (Agencia Andaluza de la Energía, 2016).

### **1.2.1. MATERIA PRIMA PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL**

Los biocarburantes entran dentro del marco de renovables, puesto que sus materias primas se regeneran en una escala temporal aceptable para su uso continuado. Pueden utilizarse como sustitutivos, puros o mezclados en distintas proporciones o aditivos de los carburantes convencionales: gasóleos y gasolinas.

El biodiésel es un combustible líquido obtenido a partir de lípidos mediante procesos de esterificación y transesterificación. Estos lípidos provienen de grasas animales o de aceites de diversos cultivos, como los de soja, maíz y girasol, entre otros. El principal problema de estas materias primas es la necesidad de grandes extensiones de tierra para su cultivo y la competencia con productos de alimentación, lo que ha generado en los últimos años un amplio debate sobre su sostenibilidad económica, medioambiental y social (Ruiz, 2011).

En la actualidad las investigaciones giran en torno a nuevas materias primas y nuevos procesos para obtener biodiésel de forma más económica y en mayor volumen. El biodiésel que existe a día de hoy puede dividirse en 4 grupos: primera, segunda, tercera y cuarta generación.

El biodiésel de primera generación lo conforman aquellos que proceden en su mayoría de cultivos agrícolas, de especies destinadas a la alimentación humana o del ganado, como la soja, el maíz, la caña de azúcar, la yuca, la palma, la colza, etc. Estos son los primeros que se emplearon y los más extendidos, pero esta clase de materia prima ha sido desplazada como fuente productora de biodiésel debido a las polémicas creadas en torno al uso de comida como combustible y los problemas que acarrea dicha práctica, así como por la utilización de cantidades desmedidas de agua y la escasa reducción de las emisiones de CO<sub>2</sub> que proporcionan en comparación con otros recursos de los que es posible obtener los mismos compuestos sin tener estos mismos problemas éticos y ambientales.

Por otro lado, el biodiésel de segunda generación lo conforman aquellos obtenidos de subproductos de la industria alimentaria como aceites usados, desechos de cultivos agrícolas, semillas no comestibles, así como del cultivo de especies leñosas que no están destinadas a la alimentación y que tienen un contenido elevado en lignocelulosa, principal componente de la pared

celular de las plantas y rico en lignina, como la *jatropha*, algunas gramíneas perennes, etc., todas ellas materias primas que no compiten con el mercado alimenticio. Para su producción se utilizan procesos fisicoquímicos como la esterificación o transesterificación y procesos termoquímicos basados en la gasificación de la materia prima (Castañeda Lozano, 2017). El bioetanol producido a partir de materias primas lignocelulósicas, como el biohidrógeno, el syngas, los bioaceites, el biometanol, el biobutanol o los biocarburos sintéticos obtenidos a través de síntesis pertenecen a esta categoría. También se incluyen los biocarburos producidos a partir de algas, aunque estos emplean tecnologías convencionales.

A pesar de estar aún en fase de mejora, las tecnologías de producción de biodiésel de segunda generación se consideran muy prometedoras por su potencial para reducir los costes de producción. Aun así, la diferencia del coste con respecto a los combustibles fósiles sigue siendo reseñable, y es por este motivo por el que la producción de biodiésel de segunda generación todavía necesita estar vinculada a políticas de ayudas económicas y fiscales (Agencia Andaluza de la Energía, 2018).

Por otra parte, los productores de biodiésel de tercera generación utilizan como materia prima plantas vegetales no destinadas a la alimentación, con una gran capacidad de crecimiento rápido y potencial energético. Las microalgas son los más característicos y prometedores dentro de esta generación. Con ellas se puede producir un aceite que, tras ser refinado, puede utilizarse como biodiésel. Las principales ventajas de su uso para la obtención de biodiésel son (Ruiz, 2011):

- No compite en el mercado de productos de alimentación.
- La producción no es estacional por dependencia con las cosechas.
- El consumo de agua es menor.
- La superficie necesaria para su cultivo es mucho menor: empleando aceite de colza se producen alrededor de 1190 L biodiésel/ha de cultivo, mientras que en el caso de las algas se pueden obtener hasta 12000 L/ha.
- Su alta velocidad de crecimiento en comparación con los cultivos tradicionales: la productividad por unidad de superficie es entre 20 y 40 veces mayor en el caso de las algas.

Algunas de las funciones ecológicas que se consiguen con el empleo de las microalgas son las siguientes: por un lado, su gran capacidad de absorción de CO<sub>2</sub> permite reducir las emisiones de este gas a la atmósfera y, por otro, se podrían utilizar aguas residuales como sustento de éstas, de forma que las microalgas depurarían el agua a la vez que se alimentan.

A pesar de que las microalgas crecen en aguas residuales y con CO<sub>2</sub>, también necesitan otros nutrientes como nitrógeno o fósforo, que empleados a gran escala pueden ser nocivos para el medio ambiente.

Los principales problemas técnicos de la obtención de biodiésel a partir de microalgas derivan de la obtención de lípidos, ya que los procedimientos empleados para este objetivo son complejos y aún están en fase de desarrollo. Por otro lado, los principales problemas económicos se deben al elevado precio de la tecnología requerida y al hecho de competir con los precios de los carburantes convencionales que, por el momento, siguen siendo más bajos.

En definitiva, el biodiésel de tercera generación tiene que mejorar su productividad para alcanzar una producción a gran escala competitiva con los combustibles fósiles convencionales.

Finalmente, el biodiésel de cuarta generación proviene de organismos genéticamente modificados, entre ellos aparecen las microalgas, que utilizan el dióxido de carbono para producir

butanol. El uso de butanol como biocombustible ofrece ventajas sobre el etanol para ser mezclado con la gasolina. La gran innovación del biodiésel de cuarta generación es que la propia célula es vista como la biorrefinería, es decir, todos los procesos se llevan a cabo dentro de la célula y como resultado se obtienen los productos deseados evitando los procesos de extracción, fermentación o transformaciones químicas necesarias en las generaciones anteriores de biodiésel. Esta nueva tecnología está aún en fase de desarrollo (Buitrón Méndez, 2014).

La mayoría de los aceites empleados para producir biodiésel presentan propiedades idóneas para tal fin, pero a estas propiedades es necesario incluir la sostenibilidad de producir biodiésel en lo que a superficie de tierra se refiere, ya que se podrían producir graves problemas de deforestación.

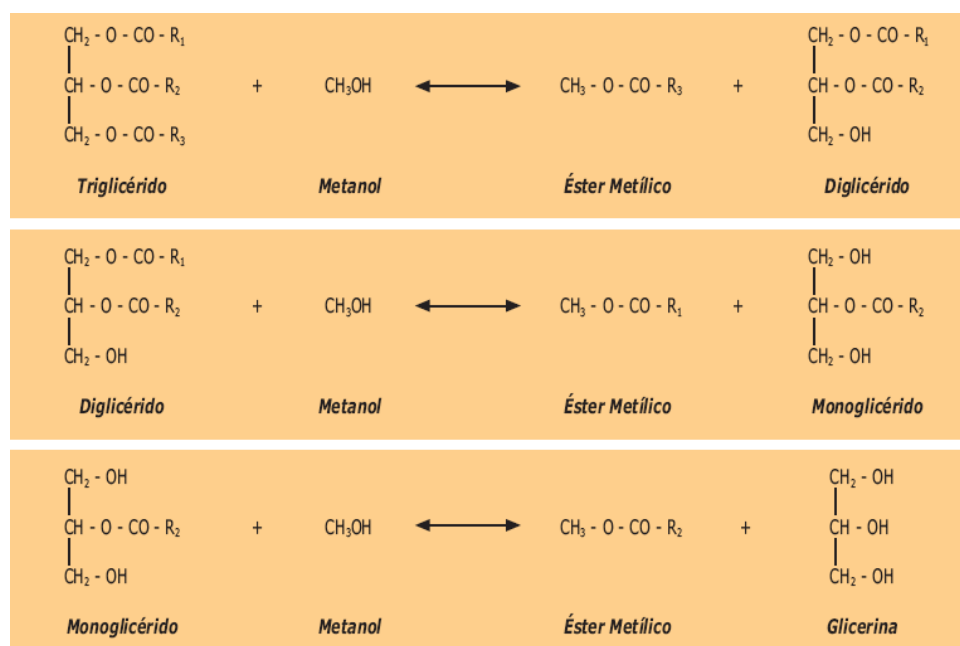
### 1.2.2. PROCESOS PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL

Aunque la esterificación es un proceso posible usándose como pretratamiento de aceites con alto contenido en los ácidos grasos libres (FFA), el método utilizado comercialmente para la obtención de biodiésel es la transesterificación (también llamada alcoholisis).

Se explicará el proceso de transesterificación con más detalle al ser el proceso que se utilice para producir biodiésel en el presente trabajo.

La obtención de biodiésel y de glicerina, como subproducto, se produce gracias a la reacción de transesterificación a partir de moléculas de triglicéridos con un alcohol de cadena corta (metanol, etanol, propanol o butanol), mediante la presencia de un catalizador.

La reacción de transesterificación se divide en tres reacciones reversibles y consecutivas. En la primera de ellas, el triglicérido (componente principal de los aceites vegetales) es transformado en diglicérido más un éster. A continuación, el diglicérido pasa a monoglicérido y produce otra molécula de éster. Por último, el monoglicérido vuelve a reaccionar para producir glicerina y una nueva molécula de éster. Estas reacciones se pueden expresar mediante una reacción global que define la estequiometría. En la **Figura 1.6** se muestran las tres reacciones consecutivas para el caso del uso de metanol como alcohol.



**Figura 1.6:** Etapas de la reacción de transesterificación. **Fuente:** García Camús y García Laborda, 2006.

El catalizador se utiliza para aumentar la velocidad de la reacción y el rendimiento final. Además, sin él la reacción no sería posible en un tiempo razonable. Los más utilizados son los catalizadores básicos homogéneos (NaOH y KOH), ya que actúan mucho más rápido y permiten operar en condiciones moderadas. Pero existen otras posibilidades como son los catalizadores ácidos homogéneos ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ , HCl,  $\text{H}_3\text{PO}_4$ ,  $\text{RSO}_3$ ), ácidos heterogéneos ( $\text{SO}_4/\text{ZrO}_2$ ,  $\text{WO}_3/\text{ZrO}_2$ ) o enzimáticos, aunque estos requieren temperaturas elevadas y tiempos de reacción largos, lo que limita su interés (García Camús y García Laborda, 2006).

Sin embargo, la utilización de un álcalis, que como se ha comentado es la opción más utilizada a escala industrial, implica que los glicéridos y el alcohol deben ser anhidros (< 0,06 % vol.) para evitar que se produzca la saponificación. Además, los triglicéridos deben tener una proporción baja de FFA para evitar que se neutralicen con el catalizador y se formen también jabones. De esta manera, las reacciones secundarias que se pueden dar son las siguientes: reacción de neutralización de ácidos grasos libres saponificación y reacción de saponificación (García Camús y García Laborda, 2006).

Por un lado, la reacción de neutralización se puede producir porque los FFA presentes en el aceite vegetal pueden reaccionar con el catalizador básico en presencia de agua, dando lugar a la formación de jabón. Esta reacción se considera indeseable porque consume parte del catalizador alimentado. Además, el exceso de jabón influye en etapas posteriores del proceso de producción de biodiésel, como pueden ser la separación del éster y de la glicerina, y durante el lavado del éster.

Para solucionar este problema se tienen dos posibilidades. La primera consiste en dejar ocurrir la reacción para luego recuperar los jabones. La segunda opción tiene por objeto evitar que se produzca la neutralización de los FFA, eliminándolos mediante una esterificación ácida previa. Este proceso transforma los FFA en ésteres.

Por otro lado, la reacción de saponificación se produce en presencia de agua y a altas temperaturas (170 °C). El triglicérido reacciona con el catalizador básico, consumiéndolo y dando lugar a la formación de jabones. Esto se produce por la formación intermedia de FFA que ocurre en presencia de agua. A altas temperaturas el agua puede hidrolizar el triglicérido en diglicérido y formar un FFA. Estos FFA forman jabones con el catalizador básico debido a la reacción de neutralización.

Para evitar esta reacción indeseable es necesario tener precaución con las condiciones de operación, sobre todo con la temperatura y con la cantidad de catalizador básico, para reducir al máximo la saponificación. Se deben utilizar aceites y alcoholes esencialmente anhidros, ya que el agua favorece la formación de jabones por saponificación. Por tanto, los aceites con altos valores de humedad deberán tratarse para eliminar el agua mediante una evaporación (Ramírez Márquez, 2011).

### **Etapas del proceso**

El proceso de transesterificación tiene muchas variantes, ya sea por los tratamientos a los que se someten las materias primas o por el orden de los subsistemas en el proceso. A continuación, se comentan brevemente las etapas del proceso de transesterificación clásica (**Figura 1.7**).

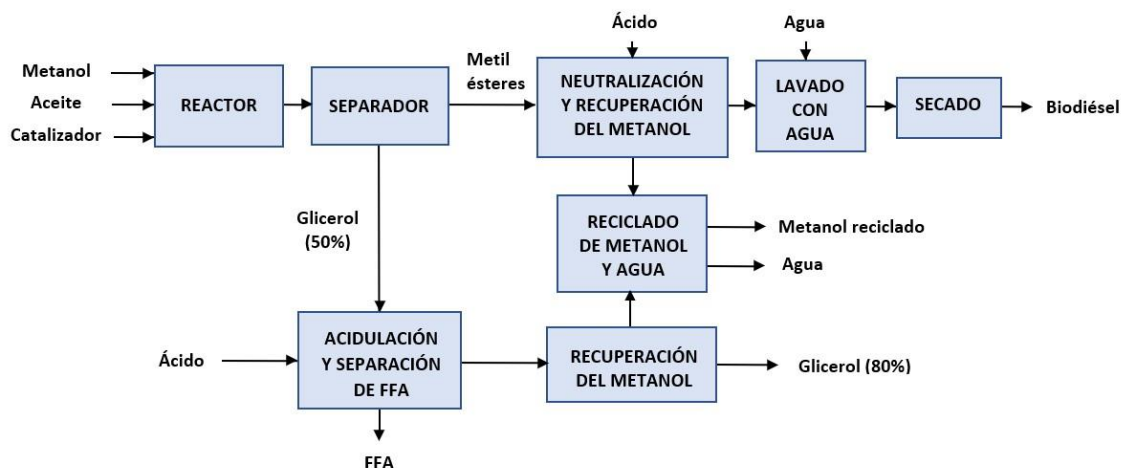
En primer lugar, se lleva a cabo la reacción de transesterificación, en la que la mezcla alcohol-catalizador se introduce en el reactor junto con el aceite. El reactor es diseñado de forma que la mezcla esté en él alrededor de 1 hora a 65°C. Generalmente, se usa exceso de alcohol para asegurar la conversión total del aceite en éster. Primero, el catalizador reacciona con los ácidos grasos libres, por lo que debe haber suficiente catalizador para compensar el que puede ser consumido al

reaccionar con los FFA. La formación de jabón da lugar a que se produzcan emulsiones con el aceite y el alcohol, evitando que la reacción se produzca. Es, por ello, que se necesita una agitación intensa. En algunas ocasiones, se realiza el proceso en dos etapas (con dos reactores), lo que permite una reacción muy completa y con posibilidad de reducir el exceso de alcohol que en el proceso de una sola etapa (Ramírez Márquez, 2011).

Una vez que la reacción se ha completado y el alcohol ha sido recuperado, se obtienen dos productos, el metil éster y la glicerina, los cuales pueden separarse por gravedad, por la diferencia de densidades, o por centrifugación.

Luego, mediante un proceso de destilación flash simple se recupera parte del alcohol excedente. Dependiendo del sistema, se puede recuperar de la corriente de salida del reactor o una vez que se han separado los reactivos y la glicerina.

Por otro lado, se lleva a cabo el lavado del éster con agua, permitiendo eliminar los jabones que se hayan producido durante el proceso. Gracias a este lavado, se puede recuperar todo el catalizador, sales, alcohol y glicerina libre que haya quedado en el biodiésel.



**Figura 1.7.** Diagrama de bloques de la transesterificación clásica. **Fuente:** Ramírez Márquez, 2011.

La glicerina que ha resultado del proceso contiene catalizador y jabón. El catalizador se neutraliza con un ácido, dando lugar a la formación de sales. Por lo general, se usa ácido clorhídrico (HCl) y sosa cáustica (NaOH), formándose cloruro sódico (NaCl), el cual se queda en la glicerina creando una impureza. En este punto, mediante arrastre por vapor se separa la glicerina del alcohol que contenga, consiguiéndose así una glicerina de pureza entre 80 y 88% (Ramírez Márquez, 2011).

Finalmente, se pasa al reciclado del alcohol, enviando el alcohol y el agua que provienen de la recuperación de la glicerina y de la purificación del biodiésel a una columna de destilación para recuperar el alcohol, que se reutilizará en el proceso.

### 1.2.3. PROCESOS INDUSTRIALES PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL

Aunque todos los procesos industriales de producción de biodiésel tienen en común los aspectos mencionados, existen múltiples opciones viables para la fabricación de biodiésel. Muchas de estas tecnologías pueden ser combinadas de diferentes maneras variando las condiciones del proceso y la alimentación del mismo. La elección de la tecnología será función de la capacidad

deseada de producción, alimentación, calidad y recuperación del alcohol y del catalizador (García Camús y García Laborda, 2006).

En general, plantas de menor capacidad y diferente calidad en la alimentación suelen utilizar procesos discontinuos. Los procesos continuos, sin embargo, son más idóneos para plantas de mayor capacidad porque requieren una alimentación más uniforme y justifican el mayor número de personal.

- **Proceso discontinuo**

Es el método más simple para la producción de biodiésel. Se trata de reactores tipo tanque agitado, donde el reactor puede estar sellado o equipado con un condensador de reflujo. A estos reactores se les denomina "batch", ya que funcionan por lotes, dando una producción de biodiésel de forma discontinua.

Al comienzo de la reacción se necesita una agitación intensa para que la mezcla del aceite, el catalizador y el alcohol en el reactor sea correcta. Cuando la reacción se ha producido, la agitación es menos intensa para permitir a la glicerina separarse de la fase éster.

Primero, se introduce el aceite en el sistema y tras él se añaden el catalizador y el alcohol. El sistema se mantiene agitado durante el tiempo en el que se produce la reacción, de forma que cuando esta acaba, la agitación termina. Dependiendo del proceso, hay algunos en los que se deja reposar el producto para separar el éster de la glicerina, y otros en los que se bombea la mezcla a un decantador o es separada en una centrífuga. Mediante una evaporación se recupera el alcohol que sale del decantador. Los ésteres son neutralizados, lavados con agua caliente levemente ácida para recuperar las sales y el alcohol, y tras ello se lleva a un proceso de secado. Finalmente, se almacena el biodiésel obtenido y la glicerina se neutraliza y se lava con agua antes de pasar al proceso de refinado (Ramírez Márquez, 2011).

- **Proceso continuo**

Este proceso se caracteriza por el funcionamiento continuo de toda la planta, con una entrada continua de la alimentación y salida continua de producto del reactor. Suelen disponerse dos reactores en serie, con recuperación intermedia de glicerina, permitiendo que la reacción en el segundo reactor sea más rápida.

Un aspecto importante en el diseño de los reactores de tanque agitado es asegurar que la mezcla se realice correctamente para que la composición en el reactor sea prácticamente constante. Sin embargo, esto tiene un efecto negativo, ya que aumenta la dispersión de la glicerina en la fase éster, lo que hace que el tiempo requerido para la separación de fases aumente. Una alternativa son los reactores tubulares, en los que el fluido se mueve longitudinalmente con poca retromezcla o dispersión en la dirección axial (Ramírez Márquez, 2011).

### **1.3. TECNOLOGÍA DE MICROALGAS PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL**

Recientemente, las microalgas han recibido gran atención como una nueva fuente de biomasa para la producción de energía renovable. Algunas de las principales características que resaltan a las microalgas frente a otras fuentes es su alto rendimiento de biomasa por unidad de luz y área, su alto contenido de aceite o almidón, que no requieren tierras de cultivo, que el



agua fresca no es esencial, y que los nutrientes pueden ser suministrados de aguas residuales y el dióxido de carbono de un gas de combustión.

Si las semillas terrestres (soja, colza, palma, etc.) tienen un rendimiento medio que oscila de 50 a 500 m<sup>3</sup> de aceite por km<sup>2</sup> y año, con las microalgas se llega a 10000- 20000 m<sup>3</sup>/km<sup>2</sup> (Castells y Bordas, 2011).

Existen distintas especies de microalgas con una amplia variedad de composiciones celulares, viven como células individuales o colonias sin ningún tipo de especialización. Aun cuando esto hace que su cultivo sea más fácil y controlable, su pequeño tamaño hace que la posterior cosecha sea más complicada. Las algas presentan un claro potencial para ser utilizadas como fuente para la producción de energía renovable, y por ello, se exponen a continuación los sistemas más comunes para su cultivo.

### 1.3.1. SISTEMAS DE CULTIVO DE MICROALGAS

Los sistemas de cultivo se suelen clasificar según su configuración y tipo de funcionamiento. Hay una gran variedad de sistemas que se emplean para el cultivo de microalgas, dependiendo principalmente de su aplicación. Conociendo el destino del uso de la biomasa producida se puede elegir la mejor opción para su cultivo a gran escala y optimizarla (Acién et al., 2013). Los sistemas principales de producción de microalgas son: sistemas de cultivo abierto, que priman la economía aceptando un control pobre del entorno, y sistemas de cultivo cerrado llamados fotobiorreactores (FBR), que consiguen unas condiciones estrechamente controladas permitiendo que las microalgas crezcan a una velocidad óptima a cambio de un mayor coste. Estos últimos serán los que se emplearán en este trabajo para cultivar microalgas.

- **Sistemas abiertos**

Los sistemas abiertos se llevan utilizando desde los años 50 del siglo pasado (Borowitzka, 1999) y son uno de los más comunes en la producción comercial de microalgas. Existen dos tipos básicos de fotobiorreactores abiertos: "open ponds" que son simples balsas de la forma y profundidad adecuada y los "raceways" que son capaces de suministrar agitación y mezcla, facilitar el intercambio de gases e incluso controlar el pH en cierta medida. Estos fueron los primeros sistemas de cultivos desarrollados a escalas industriales y sus dimensiones pueden ir desde unos pocos m<sup>2</sup> hasta 250 ha.

En estos sistemas el cultivo está en contacto con la atmósfera. Se trata de instalaciones de bajo coste con una baja productividad y eficiencia, ya que presentan un control poco estricto de condiciones como el pH o la temperatura. Al estar abiertos son susceptibles a la invasión por otros microorganismos, incluyendo microalgas, por lo que son especialmente adecuados para especies robustas y de rápido crecimiento (Fernández, 2014).

Sin embargo, pese a estos inconvenientes, la mayoría de las microalgas producidas en el mundo provienen de este tipo de sistemas. Su gran ventaja es que es fácil y económico construirlos en grandes volúmenes.

- **Sistemas cerrados**

Los sistemas de cultivo cerrado surgen a raíz de los problemas relacionados con los sistemas abiertos, especialmente la imposibilidad de obtener cultivos puros. Gracias a ellos es posible producir una sola cepa de microalga y aportar un ambiente controlado al cultivo, ya que estos sistemas se

encuentran aislados del ambiente exterior. Esto supone una reducción de la contaminación, un mayor control de las condiciones de cultivo y, en general, una mayor rentabilidad. El principal inconveniente es su coste debido a la mayor complejidad tecnológica que presentan con respecto a los sistemas abiertos.

Dentro de los reactores que permiten cultivos cerrados, destacamos los cultivos en bolsas y los fotobiorreactores. Los fotobiorreactores (FBR) son sistemas cerrados o semicerrados donde el cultivo de algas se lleva a cabo de forma controlada. Existen varios tipos de diseños de FBR, siendo el de tipo tubular el más representativo dentro de los sistemas cerrados, y por ende el que se va a utilizar en el presente trabajo. Por parte de los semicerrados destacan los reactores planos.

Este tipo de fotobiorreactores consisten en un tubo transparente adoptando distintas configuraciones: horizontal, vertical, formando una espiral o inclinados (**Figura 1.6**), en el cual el cultivo es propulsado por una bomba a lo largo de él y está unido a una columna de burbujeo que hará las funciones de desgasificador para eliminar el exceso de  $O_2$  producido por el cultivo (González, 2016).



**Figura 1.8.** De izqda. a dcha.: FBR horizontales, FBR verticales. FBR helicoidales BIOCOIL. **Fuente:** Valera Callejo, 2018.

En los fotobiorreactores tubulares horizontales, el ángulo de incidencia de la luz es el más adecuado para el crecimiento de la biomasa, pero provoca aumentos de temperatura, por lo que se debe contar con un buen sistema de refrigeración para mantener el cultivo en las condiciones óptimas.

Las principales limitaciones de este tipo de fotobiorreactores son la longitud y el radio del tubo. Longitudes demasiado grandes provocan una acumulación de  $O_2$  que puede ser perjudicial para las células, generando fenómenos de fotooxidación, además, debido al consumo de  $CO_2$ , la concentración de este en los extremos finales del tubo es menor, disminuyendo la actividad fotosintética del cultivo y, por lo tanto, la productividad. En cuanto al radio, es necesario mantener el mínimo posible para disminuir al máximo la zona oscura central del tubo. Estos reactores presentan una desventaja y es que la bomba debe aplicar mucha potencia para mantener la turbulencia suficiente en el interior de tubo (González, 2016).

### 1.3.2. MÉTODOS DE SEPARACIÓN

La separación de las microalgas del medio de cultivo supone una etapa determinante en la economía y en el balance energético del proceso. Las microalgas son difíciles de separar por su pequeño tamaño y por ello se requiere gran cantidad de energía o de reactivos químicos. La técnica de separación utilizada depende del tipo de microalga, la densidad del cultivo y su uso posterior.

En general, la separación tiene lugar en dos etapas. En una primera etapa se concentra la biomasa de algas, realizándose floculación, sedimentación o flotación. En la segunda etapa, de secado, conlleva un mayor coste energético y se realiza por centrifugación, filtración o ultrasonidos. Y, por último, una vez separada la biomasa, se deshidrata para evitar reacciones de descomposición mediante diferentes técnicas (Santos et al., 2014).

Se explicarán brevemente las diferentes técnicas de separación de las microalgas del medio de cultivo.

La centrifugación es una de las técnicas más rápidas y eficaces que puede operar de manera continua. Ésta se basa en la fuerza centrífuga para separar los sólidos de los líquidos de diferente densidad a través de una fuerza rotativa. Para llevar a cabo esta separación es necesario una gran cantidad de energía eléctrica y como resultado, se produce la sedimentación de sólidos. La importancia de este método reside en la tecnología, ya que posee un alto potencial con buenos rendimientos, pero por el contrario presenta un alto consumo energético y una gran inversión económica. Esta técnica es factible cuando el valor de los productos resultantes es elevado (Ho et al, 2011), por lo que se utilizará en este trabajo como método de separación de fases.

La filtración es una técnica muy sencilla que separa los sólidos en suspensión de un medio líquido a través de un medio poroso tras la aplicación de una caída de presión para su funcionamiento. Como técnica de separación de microalgas requiere de una membrana que retiene las microalgas mientras es atravesada por el agua que las contiene. Este método es muy eficiente cuando la densidad de las microalgas es baja, en caso contrario la membrana se puede terminar obstruyendo.

La sedimentación por gravedad es un método común de separación sólido- líquido. Se trata de un método de separación eficiente con un coste de operación aceptable, además, se puede emplear para tratar grandes volúmenes de cultivo con bajos contenidos de biomasa. Sin embargo, en determinadas condiciones puede resultar un método extremadamente lento.

La flotación es un medio que aprovecha la capacidad de adhesión de las células de las microalgas presentes en el medio para unirse a una dispersión de burbujas de aire o gas, permitiendo de esta manera formar conjuntos células-gas que son transportados hasta la superficie donde se concentran y se recogen. Para que este método sea factible, es necesario que la adherencia entre las células y las burbujas sea mayor que la tendencia a establecer un contacto entre las células y el medio (Salgueiro, 2018).

La floculación es un proceso químico de bajo consumo energético. Esto la hace muy adecuada para la separación de las microalgas, ya que estas poseen una carga negativa que impide la agregación de las células en suspensión de modo que, a través de la adición de determinados reactivos químicos conocidos como floculantes, los cuales eliminan o neutralizan las fuerzas de repulsión entre partículas, favorecen la formación de precipitados que sedimentan rápidamente.

### 1.3.3. MÉTODOS DE EXTRACCIÓN DEL ACEITE DE MICROALGAS

Una vez obtenida la biomasa generada durante el cultivo de las microalgas ya se puede proceder a realizar la extracción de los lípidos contenidos en ella. Para ello, existen diferentes técnicas que actúan sobre la matriz celular compleja, que impide la liberación de los productos intracelulares, rompiendo o debilitando las paredes, mejorando tanto la eficiencia de recuperación de los lípidos como el contacto disolvente/lípido, a la par que disminuye la cantidad de energía consumida. La posibilidad de combinar diferentes métodos de extracción de lípidos permite

umentar el rendimiento del proceso. A continuación, se citan algunos de los métodos de extracción de lípidos de las microalgas más utilizados (Salgueiro, 2018).

- **Extracción con disolventes químicos**

La extracción de los lípidos a través del uso de disolventes químicos es uno de los métodos más utilizados y eficaces en materias primas que proceden de fuentes animales y vegetales. En el caso de las microalgas, es posible el empleo de diferentes disolventes orgánicos como benceno, ciclohexano, etanol, hexano o acetona. Gracias a la alta solubilidad de los lípidos en disolventes orgánicos se produce la destrucción de la pared celular y la extracción de los lípidos contenidos en las microalgas. Sin embargo, la selectividad relativa, como por ejemplo en el caso del etanol, hace que pueda aparecer en el aceite extraído trazas de azúcares, pigmentos y aminoácidos. Además, si la biomasa no está lo suficientemente seca antes de la extracción, el agua puede afectar de forma negativa en el empleo posterior del aceite. Dentro de los métodos de extracción con disolventes químicos se encuentran principalmente: el método de Folch, el método Bligh & Dyer y el método de extracción Soxhlet (Salgueiro, 2018).

- **Ultrasonidos**

Los ultrasonidos consisten en ciclos de rápida compresión y descompresión de las ondas sónicas. Cuando el ultrasonido se aplica a un líquido las células se ven afectadas por dos mecanismos diferentes. El primero es la cavitación, resultado de microburbujas de vapor que se han generado debido al ultrasonido. Estas se contraen y se expanden con las vibraciones llegando a ser tan inestables que producen una implosión liberando calor, radicales libres, que dan lugar a reacciones en cadena que pueden llegar a producir daño celular (Hielscher Ultrasound Technology, 2020), y ondas de choque, que generarán la ruptura de las células cercanas. El segundo mecanismo de acción del ultrasonido es la corriente acústica, que actúa por un efecto del mezclado de la sustancia que favorece la distribución de las ondas, la convección del líquido y la disipación del calor que se genere en el medio (Velasco, 2017).

El pretratamiento con ultrasonidos promueve la rotura de la pared celular de las microalgas, que se produce a temperaturas relativamente bajas, y la solubilización de la materia orgánica. Sin embargo, los resultados dependen de la especie de microalgas y de las condiciones del pretratamiento (Ruvira, 2016).

- **Molinos**

El principio de funcionamiento de los molinos depende del tipo de molino que se utilice, ya que si es un molino de bolas, su principio de funcionamiento es la gravedad, en el caso de un molino de rodillos, su principio de funcionamiento será el de rozamiento y fricción y, en el caso de un molino de cuchillas, la velocidad y la potencia cobran un papel importante, ya que se genera un diferencial de velocidades entre las cuchillas, pudiéndose obtener un producto con una trituración homogénea. También hay factores que influyen en este método como la trituración, las fuerzas de cizalla, la compresión y el aplastamiento que se consigue entre la materia prima y los componentes del molino (Arroyo, Medina, Franco y Vicaría, 2013).

El molino de cuchillas realiza una molienda rápida y completamente homogénea. Se trata de un método adecuado para moler materiales de grosores intermedios y gruesos, incluyendo materiales húmedos y elásticos, blandos, fibrosos (como en el caso de las microalgas), mezclas heterogéneas y materiales viscosos. Sin embargo, no son adecuados para materiales abrasivos. Además, permite la homogenización de sustancias con un alto contenido de agua, aceite o grasa.

La reducción del tamaño de las partículas se consigue básicamente, empleando dos mecanismos: el corte y la trituración. Los molinos de cuchillas que se utilizan para el corte son los más indicados para la mayoría de las materias primas vegetales: hojas, tallos, cortezas y raíces. Mientras que, los molinos que se emplean para la trituración son los más indicados para las materias primas desmenuzables y para aquellas que contienen resinas (Arroyo et al., 2013).

Por otro lado, el molino de bolas es un método que se ha aplicado para la desintegración de microalgas, permitiendo la liberación de los productos intracelulares, con bajos requerimientos energéticos y en condiciones moderadas. La utilización de este tratamiento se basa en aprovechar la energía cinética de bolas (de vidrio, cerámica, plástico o acero) para producir colisiones entre sí y con las células de microalgas a través de la agitación rotatoria a altas velocidades. Como resultado, las paredes celulares se ven alteradas por la agitación, la fricción, la colisión y la molienda. De forma general, se puede afirmar que su eficiencia depende de factores como la geometría del agitador, la concentración de biomasa, la velocidad del agitador o el diámetro y tipo de bolas seleccionadas (Postma et al., 2017).

- **Fluidos supercríticos**

Estos métodos surgieron como una alternativa al empleo tradicional de grandes cantidades de solventes tóxicos para realizar extracciones. De este tipo de procesos, los más prometedores son la extracción con fluidos supercríticos y la extracción con agua subcrítica, que se caracterizan por poseer cortos tiempos de extracción y altas selectividades (González et al., 2009).

El CO<sub>2</sub> es uno de los fluidos supercríticos más empleados ya que presenta ventajas como su facilidad de eliminación después de la extracción, su baja toxicidad y su reducido coste. Otra de las alternativas es la utilización de agua subcrítica, cuyas condiciones de temperatura y presión son cercanas pero inferiores al punto crítico, y cuya principal ventaja como disolvente extractor es que aparte de ser más respetuosa con el medioambiente, es más eficaz en extracciones de muestras sólidas.

- **Microondas**

Este método aplicado a la extracción de lípidos contenidos en las microalgas consiste en la rotura de las células de microalgas mediante un choque con ondas de alta frecuencia donde la oscilación de las sustancias polares que componen la estructura provoca un aumento rápido de la temperatura, produciendo la evaporación del agua contenida, debilitando a su vez la pared celular de forma que aumenta la eficiencia de la extracción. Por tanto, esta técnica se caracteriza por disminuir tanto el tiempo como los volúmenes de disolvente utilizados, además de aumentar la eficiencia del proceso (Klinthong et al., 2015).

## **1.4. BIODIÉSEL A PARTIR DE MICROALGAS Y TRANSESTERIFICACIÓN SUPERCRÍTICA**

La producción de biodiésel a partir de microalgas mediante transesterificación supercrítica es la base fundamental del trabajo. Se hará, a continuación, una breve descripción del proceso.

#### 1.4.1. BIODIÉSEL A PARTIR DE MICROALGAS

El cultivo de microalgas está bastante extendido y ha alcanzado una enorme importancia debido, fundamentalmente, a la combinación de usos que pueden tener. Además de poderse utilizar con fines energéticos, principalmente para la obtención de biodiésel, se busca obtener productos de alto valor añadido con aplicaciones en la nutrición y salud humana, acuicultura, cosméticos y biofertilizantes. Además, las microalgas pueden ayudar, durante su crecimiento, a reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> por biomitigación biológica e intervenir en el tratamiento de aguas residuales (Santos et al., 2014).

El empleo de las microalgas como materia prima en la producción de biodiésel se debe principalmente a su alto contenido lipídico. Es, por ello, que la cantidad de lípidos contenidos en la biomasa y la velocidad de crecimiento, sumados a la eficiencia metabólica y a la robustez del microorganismo, sean parámetros importantes para su selección (Vélez, 2013).

El contenido lipídico de las microalgas puede optimizarse sometiendo a las células a una situación de estrés, como puede ocurrir cuando se eliminan parte de los nutrientes que necesitan las microalgas para su crecimiento o aumentando bruscamente la cantidad de luz incidente. Estas condiciones se deben dar cuando la fase de crecimiento haya terminado y justo después se vayan a extraer las microalgas (Ramírez Márquez, 2011).

El proceso de extracción de las microalgas requerirá un pretratamiento de los que se mencionó con anterioridad para facilitar la extracción posterior de los lípidos contenidos en ellas. Se empleará el método de ultrasonidos, que permitirá romper la pared celular de las microalgas consiguiendo mejorar los tiempos de extracción como la eficiencia de la liberación de los lípidos (Salgueiro, 2018).

Para aumentar la eficiencia de dicha extracción, se hará uso del etanol como solvente químico, ya que es uno de los métodos más utilizados y eficaces para la extracción de los lípidos contenidos en las microalgas. Tras lo cual, será necesario realizar una separación de las fases que se han formado. Para ello se utiliza la técnica de centrifugación.

Una vez que se ha obtenido el contenido lipídico de las microalgas, el proceso de obtención de biodiésel consistirá en una reacción de transesterificación, gracias a la cual se reduce la viscosidad del aceite y se puede obtener un combustible con propiedades similares a las del diésel. Además del biodiésel, en el proceso se obtiene glicerina. Estos dos productos deben someterse a un proceso de depuración para obtener las calidades exigidas para su posterior comercialización.

#### 1.4.2. TRANSESTERIFICACIÓN SUPERCRÍTICA EN DOS ETAPAS

En los últimos años, la necesidad de utilizar materias primas baratas para la producción de biodiésel ha aumentado. Esto se debe al hecho de que el precio del biodiésel no es competitivo comparado con los combustibles provenientes del petróleo.

Para atenuar el problema se están investigando procesos que sean capaces de convertir cualquier tipo de aceite o grasas, con alta acidez (alto contenido en FFA). En este sentido existen alternativas a la transesterificación básica que permiten conseguir el objetivo indicado, como pueden ser: la pre-neutralización de los FFA presentes en la alimentación, la pre-esterificación de los FFA con alcohol o glicerol catalizada por ácidos fuertes y seguida de una esterificación en medio alcalino o una esterificación completamente catalizada por ácidos.

La transesterificación con alcohol (metanol o etanol) en condiciones supercríticas es otra alternativa a los procesos mencionados anteriormente. Las condiciones supercríticas suponen operar por encima del punto crítico del alcohol usado. En primer lugar, se estudiaron procesos supercríticos con una sola etapa de reacción (un único reactor). Sin embargo, se obtenían condiciones de operación demasiado severas, con una relación metanol: aceite igual a 42 y trabajando a una presión de 14- 43 MPa (270 – 350 °C), lo que provocaba un mayor coste de operación y un mayor impacto ambiental (Ramírez Márquez, 2011).

Sin embargo, si el proceso se realiza en dos etapas sucesivas con eliminación intermedia de glicerina, la producción de biodiésel en condiciones supercríticas puede ser realizada en condiciones ventajosas de presión. Operando de este modo, la relación metanol: aceite puede disminuir a 10 y la presión de trabajo a menos de 4 MPa, con lo que la potencia de bombeo se reduce un 75% (Vera et al, 2005).

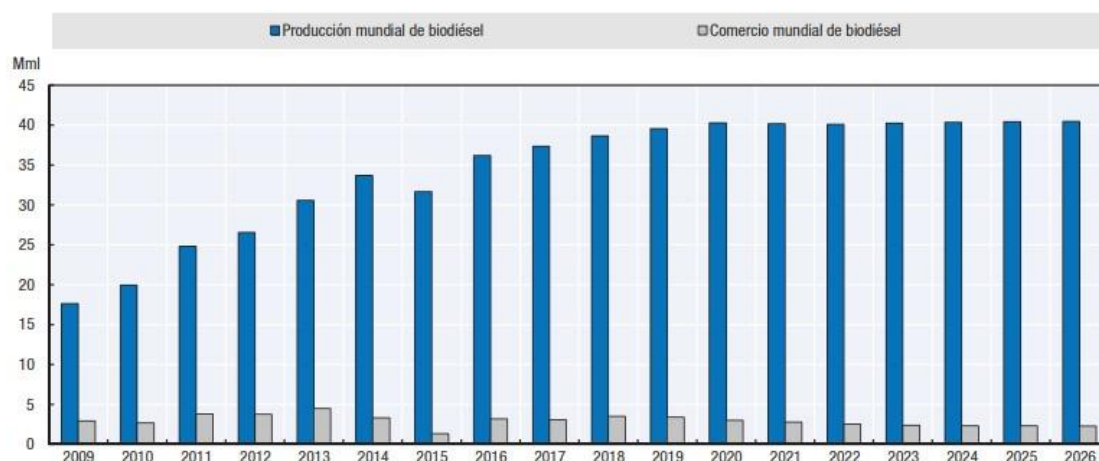
Una relación metanol/aceite baja, gracias a esta reacción en dos pasos, también hace posible el uso de tanques Flash adiabáticos a la salida del reactor para vaporizar el metanol o etanol que no reacciona, con una importante disminución del consumo de calor del proceso. Un intercambiador de calor entre las corrientes que entran y salen del reactor permite una recuperación adicional del calor. Este sistema de recuperación de calor hace que el consumo de calor del proceso en dos etapas (con separación de metanol o etanol) sea casi un 60% del correspondiente al proceso de un solo reactor (sin la separación del metanol o etanol) (Vera et al, 2005).

La adición de otra etapa al proceso disminuye, sobre todo, la presión de operación y el ratio alcohol/aceite necesario, suponiendo una mejora energética considerable. Además, permite la integración energética de las corrientes con contenido calorífico aprovechable, siendo, por tanto, una de las consideraciones incluidas en el presente trabajo.

Otra de las ventajas destacables del proceso de transesterificación supercrítica es que no se necesita la presencia de un catalizador, lo que supone el ahorro de esta materia prima y del proceso de recuperación y recirculación de dicho catalizador. Esto hace que no sea necesario pretratar el aceite para separarlo del agua, ya que el proceso tolera altos contenidos de esta última sustancia. El hecho de no usar un catalizador no disminuye la velocidad de reacción del proceso, ya que las condiciones supercríticas mejoran significativamente la solubilidad del bioetanol en el aceite (Ramírez Márquez, 2011).

## **1.5. PERSPECTIVAS FUTURAS DEL USO DEL BIODIÉSEL**

En el año 2018 hubo un incremento en la producción y en la demanda de biodiésel con respecto a los anteriores (CNMC, 2020). Esto se debió principalmente a la bajada de precio del biodiésel en comparación con otros combustibles tradicionales (que permanecían al alza) y al fomento de la producción mediante políticas de energía renovables. Se constata así que el futuro del biodiésel se presenta cambiante. Mientras que en 2017 se estimaba que para 2026 la producción mundial de biodiésel sería de 40,5 miles de millones de litros (Mml), lo que significaría un aumento del 12% con respecto a las cantidades producidas en 2016 (Figura 1.13), los datos recogidos en 2019 proyectan una ligera disminución debido a un descenso en la demanda de biodiésel en Estados Unidos y la Unión Europea, que son dos de los principales productores mundiales.



**Figura 1.9.** Desarrollo del mercado mundial de biodiésel. **Fuente:** OCDE/FAO (2017), “OCDE-FAO Perspectivas Agrícolas”, Estadísticas de la OCDE sobre agricultura (base de datos).

Aun así, impulsada por la Directiva de Energías Renovables de 2009 (modificada en 2018), la Unión Europea se mantendrá probablemente como principal productor de biodiésel a nivel mundial (Figura 1.14), con el objetivo fijado de llegar en 2030 a una cuota de energía procedente de fuentes renovables del 32% sobre el consumo final bruto de energía de la UE (UE, 2018).

	Production ranking (base period)		Major feedstocks	
	Ethanol	Biodiesel	Ethanol	Biodiesel
United States	1 (50%)	2 (19%)	Maize	Soybean oil / diverse other oils
European Union	4 (5%)	1 (36%)	Maize / wheat / sugar beet	Rapeseed oil / waste oils
Brazil	2 (24%)	3 (12%)	Sugar cane	Soybean oil
China	3 (8%)	8 (3%)	Maize	Waste oils
India	5 (2%)	15 (0.5%)	Molasses	Palm oil
Canada	6 (1.6%)	10 (1.4%)	Maize	Waste oils
Indonesia	23 (0.2%)	4 (10%)	Molasses	Palm oil
Argentina	9 (1%)	5 (7%)	Maize / sugar cane	Soybean oil
Thailand	7 (1.5%)	6 (4%)	Molasses / cassava	Palm oil
Colombia	13 (0.4%)	9 (1.5%)	Sugar cane	Palm oil
Paraguay	15 (0.3%)	19 (0.03%)	Maize / sugar cane	Soybean oils

**Figura 1.10.** Ranking en producción de Biodiésel. **Fuente:** OECD/FAO (2019), “OECD-FAO Perspectivas Agrícolas”, Estadísticas de la OCDE sobre agricultura (base de datos).

Por una parte, se aprecia que la principal incertidumbre para el desarrollo futuro del sector está relacionada con las políticas enfocadas a la producción de energías renovables y su desarrollo en los próximos años, pudiendo ello afectar a los objetivos que se marquen para el sector a corto/medio plazo. Otra de las incertidumbres está relacionada con la capacidad real o no del sector de la agricultura, en varios países, en el sentido de ser capaz de producir suficiente materia prima como para que la producción de biodiésel alcance los objetivos marcados en el plano político. La producción de biodiésel está limitada por la oferta de aceite vegetal (que continúa siendo la materia prima preferida), ya que compite directamente con la demanda de alimentos. Por otro lado, la producción de etanol está sujeta a las oscilaciones en la producción de materias primas con azúcares fermentables como la remolacha, la caña de azúcar y el sorgo dulce, o con altos contenidos en almidón como son los cereales, los tubérculos y los rizomas (Alonso-Gómez et al., 2018). Estos son sectores de producción generalmente cíclica y sometidos a las condiciones medioambientales.



Aunque todas estas cuestiones pueden ser solventadas mediante la diversificación de materias primas, la capacidad real de producción de materias primas sigue siendo algo incierto (OECD/FAO, 2019).

Por otra parte, el desarrollo del sector de los transportes puede tener también una incidencia directa en la producción de biodiésel. En los últimos años, se ha observado una tendencia en el sector automovilístico, impulsada por la adopción de políticas favorables, que fomentan la producción y uso de coches eléctricos, circunstancia que podría afectar a la demanda total de biocombustibles.

Entre uno de los objetivos de este trabajo está el dar respuesta a una de las cuestiones arriba planteadas. Como se ha podido comprobar, la producción de biodiésel puede verse limitada en el futuro por la capacidad del sector agrícola de suministrar suficiente materia prima como para dar abasto tanto a la demanda de alimentos, como a la producción de biodiésel a partir de aceite vegetal. Por ello, la necesidad de encontrar materias primas alternativas es cada vez mayor. Es ahí donde empieza a cobrar una vital importancia el desarrollo de producciones de biodiésel a partir de microalgas a escalas industriales, de manera que esta materia prima se pudiera colocar como una de las alternativas principales en el sector.

A día de hoy hay proyectos que buscan establecer la producción de biodiésel a partir de microalgas como algo estable dentro del mercado de las energías renovables. Es el caso del proyecto CYCLALG, cuya finalización de proyecto y presentación de resultados fue el 14 de mayo de 2020 en Neiker (Álava). Una de las características diferenciadoras de este proyecto es que ha logrado producir aceite de buena calidad a partir del cultivo de microalgas heterotróficas, pudiendo así desarrollar la actividad productiva en cualquier localización geográfica al no depender éstas de la luz para su crecimiento. Los resultados obtenidos son prometedores ya que el aceite obtenido se transformó en biodiésel de calidad, con rendimientos de conversión superiores al 95% en ésteres metílicos de ácidos grasos (RETEMA,2019).

En el estado actual del proyecto se ha calculado que sería posible producir biodiésel a un precio estimado de 3,3 euros por litro, aunque los responsables del proyecto aseguran que aún hay margen de mejora para conseguir un producto mucho más competitivo. A su vez, el proyecto CYCLAG plantea una producción donde cada residuo obtenido en el proceso se puede revalorizar en nuevas materias primas, que resulten adecuadas para distintos usos dentro del mercado cosmético, alimentario o energético, entre otros.

Todo esto sienta las bases a un futuro prometedor con respecto a la producción de biodiésel a partir de microalgas como una alternativa viable, destinada a convertirse en una de las materias primas principales en la producción de biodiésel.



## **2. MEMORIA DESCRIPTIVA**

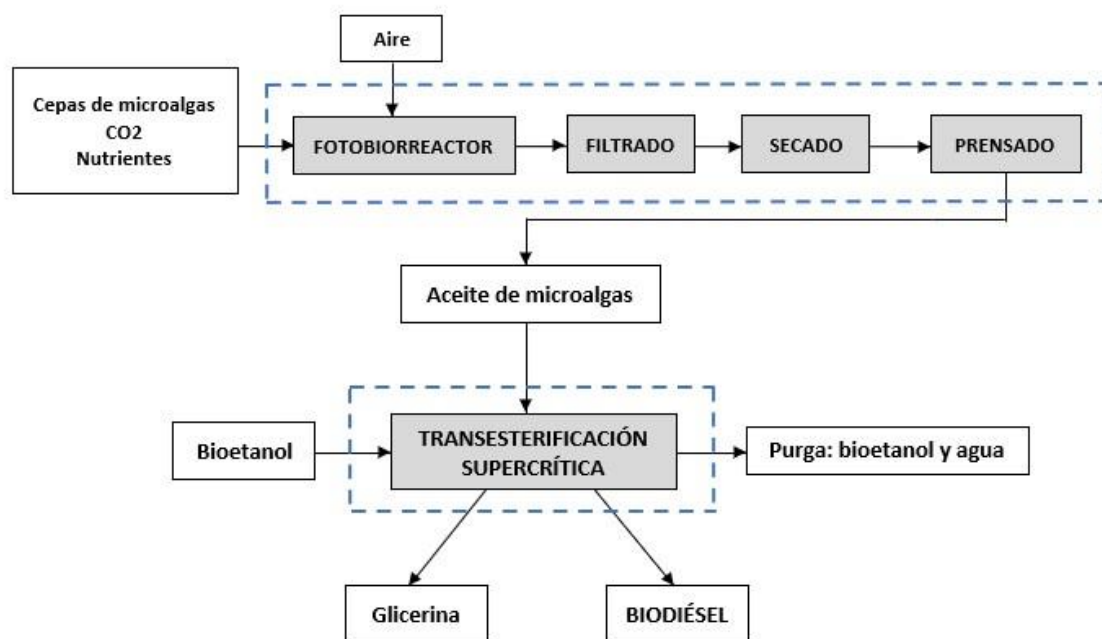


## 2.1. PLANTA PILOTO DE PARTIDA

### 2.1.1. DESCRIPCIÓN GENERAL

La planta piloto que se va a escalar fue objeto de diseño en un trabajo previo (Ramírez Márquez, 2011). Esta planta procesa 12,5 kg/h de aceite, y opera durante 8 horas al día, obteniéndose una producción diaria de 107 kg de biodiésel y 10 kg de glicerina. Esta planta también requiere una alimentación fresca de 36,53 kg/día de bioetanol e incorpora una purga de mezcla bioetanol/agua de 20 kg/día.

La planta piloto consta de dos sistemas según se muestra un diagrama de bloques (**Figura 2.1**) del proceso completo.



**Figura 2.1:** Diagrama de bloques del proceso completo. **Fuente:** Ramírez Márquez, 2011.

El primer sistema tiene la función de obtener las microalgas y extraer el aceite que contienen estas, y el equipo principal es el fotobiorreactor, diseñado para optimizar la superficie ocupada.

Para poder acondicionar las algas obtenidas del cultivo al proceso de extracción es necesario que previamente pasen por un proceso de filtración y secado. Luego, se lleva a cabo el proceso de extracción del aceite contenido en las microalgas mediante el uso de un método mecánico como es el uso de una prensa.

En el segundo sistema se lleva a cabo una transesterificación utilizando bioetanol en condiciones supercríticas (el reactor opera a una temperatura y presión superiores a las del punto crítico del etanol). Este proceso se realiza en dos etapas, con el uso de dos reactores con recuperación intermedia de bioetanol y glicerina, la cual se obtiene como subproducto.

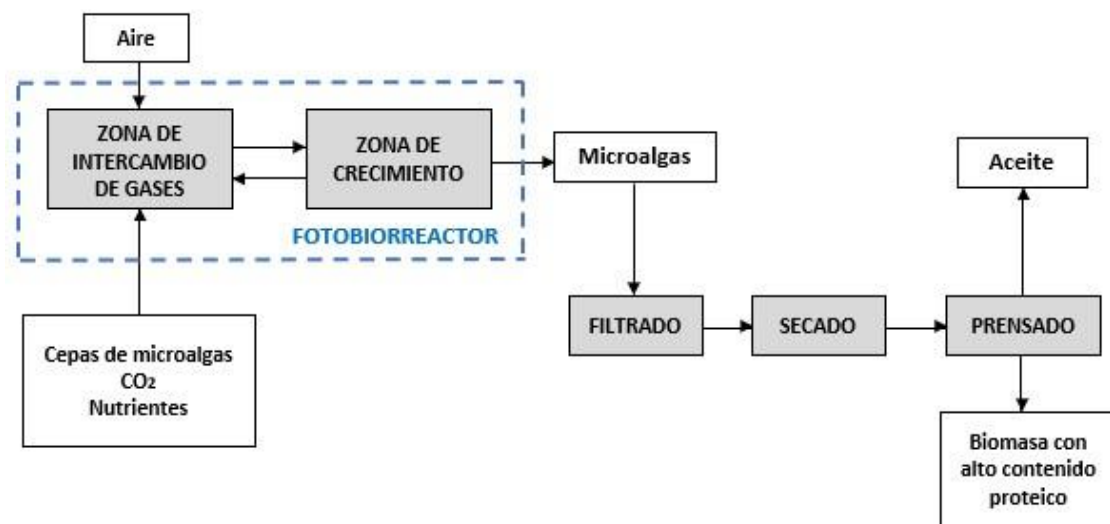
Las condiciones de presión y temperatura a las que se opera en este proceso son altas (hasta 40 bar y 290 °C). Al operar en dos etapas se consigue que la presión de operación disminuya, alcanzando un valor de 40 bar, gracias al efecto cosolvente del etil palmitato (FAEE) que, al mejorar la solubilidad del bioetanol en aceite, permite que las condiciones de operación sean menos severas.

Este proceso necesita un aporte energético elevado que lo hace más costoso. Para compensar estos inconvenientes, la planta dispone de una serie de intercambiadores de calor para mejorar la eficiencia energética aprovechando la energía contenida en las diferentes corrientes del proceso, junto con fuentes de energía externas (calentadores eléctricos). Además de esto, la realización del proceso en dos etapas supone una mejora en el impacto medioambiental, ya que se reduce el ratio bioetanol/aceite pasando de 42 en el caso de una sola etapa a 10 en el caso de realizar el proceso en dos pasos. Esta reducción se traduce en un ahorro tanto de la energía que se consume para el precalentamiento de la mezcla bioetanol-aceite, como de la energía consumida por el equipo de bombeo.

### 2.1.2. SISTEMA DE CULTIVO DE MICROALGAS Y EXTRACCIÓN DE ACEITE

En este sistema se realiza el cultivo de las microalgas, su acondicionamiento para la extracción del aceite contenido en ellas y la propia extracción. El crecimiento de las microalgas se realiza en un fotobiorreactor de tipo tubular horizontal (HTR). Este reactor consta de una serie de tubos paralelos por los que circula el cultivo. La especie de microalga elegida fue *Phaeodactylum tricornutum*, perteneciente a la familia de las diatomeas, debido a la disponibilidad de información sobre esta especie y a que se había experimentado con ella en Almería, con unas condiciones meteorológicas similares a las de Sevilla. Estas condiciones son cercanas a las óptimas de crecimiento de dicha especie.

El diagrama de bloques del sistema se muestra en la **Figura 2.2**. El fotobiorreactor está formado por la zona de crecimiento, donde se produce la captación de la luz, y por la zona de intercambio de gases. La zona de crecimiento está formada por 12 tubos colectores de policarbonato transparente de 3 cm de diámetro dispuestos paralelamente y conectados entre sí por unos tubos distribuidores de 6 cm de diámetro.



**Figura 2.2:** Diagrama de bloques. Cultivo de microalgas y extracción del aceite. **Fuente:** Ramírez Márquez 2011.

La zona de intercambio de gases tiene dos funciones. En primer lugar, impulsa el cultivo a través de todo el circuito que forma el fotobiorreactor gracias a la inyección de aire en la parte inferior del tubo, que lleva el cultivo al separador de gases. La segunda función de la zona de intercambio de gases consiste en eliminar el  $O_2$  mediante un separador de gases. En esta zona también se realiza el aporte  $CO_2$  necesario para la producción de biomasa a partir de la fotosíntesis. Por otro lado, el proceso de filtrado del cultivo se realiza mediante filtros microscreeners, los cuales

tienen forma de cartucho cilíndrico y en los cuales el flujo va de dentro hacia fuera del mismo. Una vez filtrado el cultivo, se obtiene una masa con alto contenido en agua, por lo que se hace necesario un proceso de secado que proporcione condiciones óptimas de humedad para el posterior prensado. El secado se realiza exponiendo las microalgas al sol. Para secar en 2 días la producción de microalgas de un día se requiere un área de 2000 m<sup>2</sup>. Por último, la extracción del aceite de las microalgas se lleva a cabo mediante un proceso de prensado.

### 2.1.3. PRODUCCIÓN DE BIODIESEL MEDIANTE TRANSESTERIFICACIÓN CON BIOETANOL SUPERCRÍTICO

En este sistema se transforma el aceite que se ha extraído de las microalgas en biodiésel mediante un proceso de transesterificación usando bioetanol en condiciones supercríticas. Las condiciones en las que se produce este proceso son 40 bar y 290 °C. La reacción se lleva a cabo en dos etapas, por lo que son necesarios dos reactores. La **Figura 2.3** muestra un diagrama de bloques de esta sección de la planta piloto.

El sistema consta principalmente de los siguientes equipos:

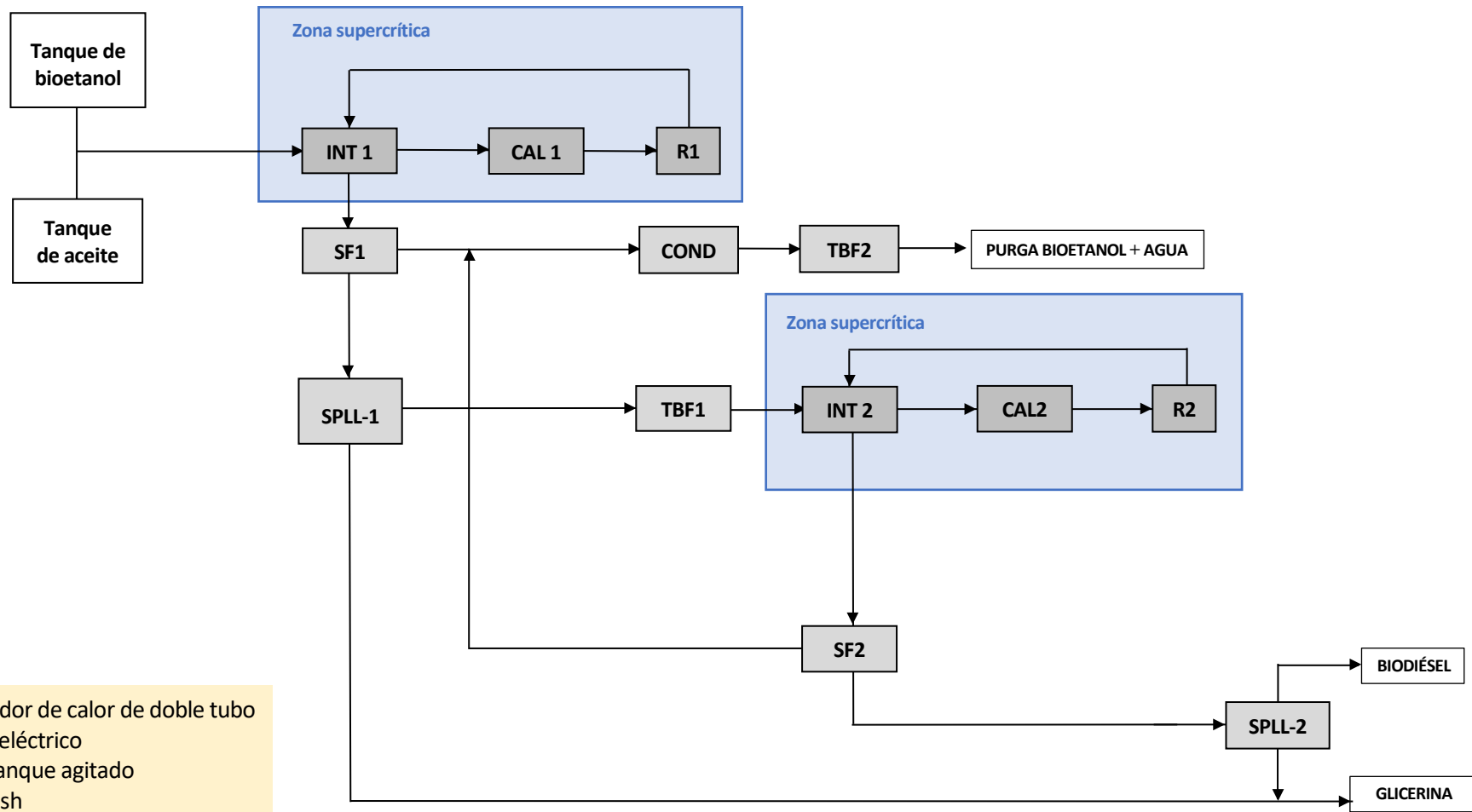
- Tanques de almacenamiento de bioetanol y aceite.
- Intercambiadores de calor de doble tubo.
- Calentadores eléctricos.
- Reactores.
- Separadores Flash.
- Separadores líquido-líquido.
- Condensador.
- Tanques Buffer.
- Bombas.

La mezcla de aceite y bioetanol se bombea aumentando la presión hasta unos 40 bar y se hace pasar por un intercambiador de calor de doble tubo (INT1) seguido por un calentador eléctrico (CAL1), que es el que se encarga de elevar la temperatura a 290 °C.

El proceso de transesterificación comienza en un reactor de mezcla perfecta, en el cual se alcanza una conversión del 95%. En esta etapa se produce la transesterificación de los triglicéridos y la transformación de los ácidos grasos libres (FFA) que contiene el aceite de las microalgas a etil éster de ácidos grasos (FAEE) gracias a las condiciones de operación.

La corriente de salida del primer reactor (R1) contiene un alto contenido energético, por ello se hace pasar esta corriente por INT1 con el objetivo de aumentar la temperatura de la corriente de entrada al reactor hasta unos 170 °C. Este calor cedido por la corriente de salida del reactor está limitado por la temperatura del separador flash posterior (120 °C), que se encarga de recuperar el bioetanol en exceso. Por tanto, el proceso de evaporación del bioetanol y el agua se produce debido a una despresurización de 40 a 1 bar, de forma que no se necesite ningún aporte de calor.

Tras recuperar una parte del exceso de bioetanol, la corriente pasa por un separador líquido-líquido (SPLL1) donde se lleva a cabo la separación del FAEE y de la glicerina por diferencia de densidades. Por un lado, la glicerina es el subproducto que se consigue en este proceso, y por otro, la corriente con contenido de FAEE pasa por un tanque buffer (TBF1) para desacoplar las dos etapas del proceso en caso de fallo antes de llegar al segundo reactor, donde se completa la reacción de transesterificación del aceite que no ha reaccionado en la primera etapa del proceso.



**INT:** Intercambiador de calor de doble tubo  
**CAL:** Calentador eléctrico  
**R:** Reactor tipo tanque agitado  
**SF:** Separador flash  
**SPLL:** Separador líquido- líquido  
**COND:** Condensador  
**TBF:** Tanque buffer

**Figura 2.3:** Diagrama de bloques del proceso de transesterificación supercrítica. **Fuente:** Ramírez Márquez, 2011.



A pesar de que las necesidades de aporte de calor para este segundo reactor (R2) son menores, debido a que el primer separador líquido-líquido trabaja a 120 °C, se dispone como en la primera etapa de un intercambiador de calor de doble tubo (INT2) y de un calentador eléctrico (CAL2) para aumentar la temperatura de la corriente de entrada al reactor hasta 290 °C.

La segunda etapa de la reacción y separación posterior es exactamente igual que la primera, con la salvedad de que los equipos tienen diferentes dimensiones.

La glicerina que se obtiene en cada etapa se mezcla formando la corriente de subproducto, mientras que la mezcla evaporada en los separadores flash se lleva a un condensador (COND), donde se condensa a la temperatura de condensación del bioetanol. Tras ello, la mezcla condensada se lleva a un tanque buffer (TBF2), el cual divide el caudal de entrada en dos corrientes: recirculación y purga.

El uso del tanque buffer se requiere para purgar un caudal de mezcla bioetanol-agua (alrededor del 94% de bioetanol), ya que el agua se acumula en el proceso. El agua entra en el proceso como impureza del aceite y además se genera en el primer reactor mediante la reacción de formación del etil éster de ácidos grasos a partir de los ácidos grasos libres.

De esta manera, el tanque buffer permite purgar un caudal tal que el agua contenida en esa corriente sea igual a la que entra en el proceso más la que se genera. Sin embargo, se produce una pérdida de aproximadamente un 30% del bioetanol de la mezcla que entra en el tanque Buffer (TBF2). Estos datos llevados a una producción diaria en la planta a escala piloto suponen una pérdida de aproximadamente 56 kg/día de etanol. Es por ello que, en la planta industrial, en la que las pérdidas de bioetanol serían mucho mayores, se añadirá una torre de destilación para aprovechar el bioetanol en el proceso, como se describirá más adelante.

Por último, la glicerina que se consigue en el proceso como subproducto no necesita tratamientos posteriores ya que se alcanza una pureza en peso del 90%.

En la **Tabla 2.1** se muestran las características de los equipos empleados en la planta a escala piloto necesarios para llevar a cabo el escalado de la planta a nivel industrial.

**Tabla 2.1.** Características de los equipos de la planta piloto. **Fuente:** elaboración propia

Equipo		Material	Relación H/D	Diámetro (m)	Altura (m)	Espesor (mm)	Volumen total (L)
Tanques de almacenamiento	Bioetanol	Acero inoxidable AISI 316	3	0,5	1,65	5	220
	Aceite	Acero inoxidable AISI 316	3	0,7	2,25	5	570
Tanques buffer	TB1	Acero inoxidable AISI 316	2	0,3	0,6	5	42,4
	TB2	Acero inoxidable AISI 316	2	0,25	0,5	5	24,5
Reactores	R1	Acero inoxidable AISI 316	2	0,3	0,6	12	42,5
	R2	Acero inoxidable AISI 316	2	0,45	0,9	16	143
Separadores flash	SF1	Acero inoxidable AISI 316	3	0,3	1,2	5	85
	SF2	Acero inoxidable AISI 316	3	0,3	1,2	5	85
Equipo		Material	Relación L/D	Diámetro (m)	Longitud (m)	Espesor (mm)	Volumen total (L)
Separadores líquido líquido	SPL-1	Acero inoxidable AISI 316	3	0,2	0,6	5	18,85
	SPL-2	Acero inoxidable AISI 316	3	0,2	0,6	5	18,85
Equipo		Material	Presión operación (bar)	Diámetro (m)	Longitud (m)	Área de transferencia de calor (m2)	
Intercambiadores de calor	INT1	Acero inoxidable AISI 316	40	0,01	5,7	0,18	
	INT2	Acero inoxidable AISI 316	40	0,01	20,4	0,66	
Equipo		Material	Presión operación (bar)			Área de transferencia de calor (m2)	
Condensador	COND	Acero inoxidable AISI 316	1			0,16	
Equipo		Material	Nº de equipos	Caudal	Longitud (m)	Presión máx (bar)	Potencia (kW)
Bombas	Alta presión	Acero inoxidable AISI 316	2	5 (L/min)	5,7	70	n/a
	Peristálticas	Hierro fundido	8	130 (L/h)	20,4	7,5	0,09
Equipo		Potencia (kW)					
Calentadores eléctricos	CAL1	6					
	CAL2	3					

## 2.2. PLANTA INDUSTRIAL OBTENIDA POR ESCALADO

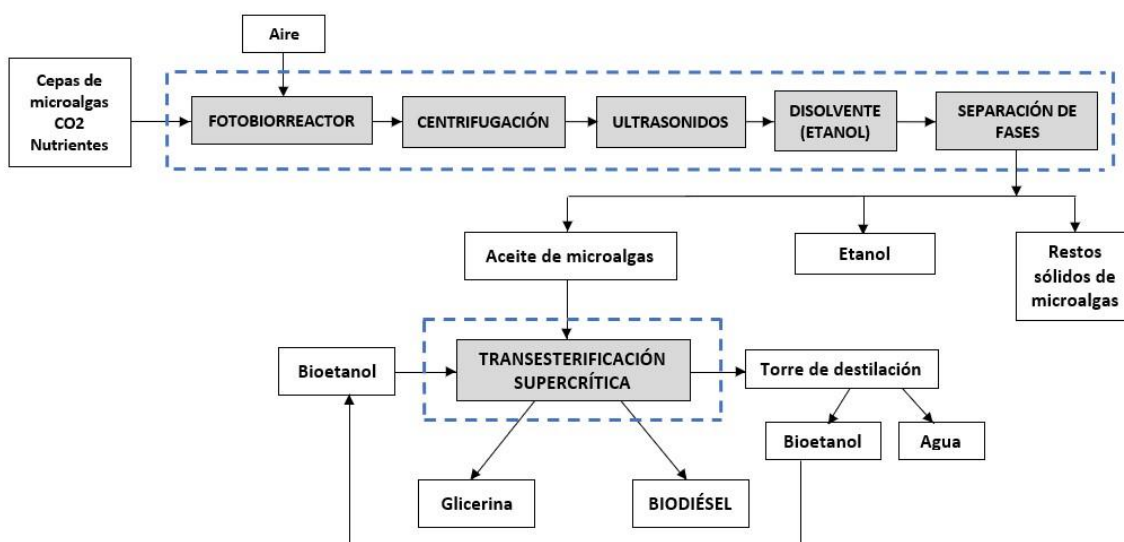
### 2.2.1. DESCRIPCIÓN GENERAL

La planta resultante del escalado de la planta piloto, descrita anteriormente, es una planta a escala industrial capaz de producir 1000 kg/h de aceite. Esta planta operará durante 24 horas al día, un total de 8000 h al año, por lo que la capacidad obtenida será de alrededor de 24 t/día de aceite. Esta producción de aceite permitirá generar unos 1070 kg/h de biodiésel y unos 90,6 kg/h de glicerina. La planta escalada también contará con un sistema de recirculación y una operación en dos etapas. La alimentación total de bioetanol que se requiere es de 786,9 kg/h, de los cuales habrá que aportar sólo 179 kg/h, ya que la mezcla bioetanol/agua será tratada posteriormente en una torre de destilación, recuperándose 607,9 kg/h de bioetanol que se recircularán de nuevo al proceso.

La obtención de microalgas se realiza mediante fotobiorreactores horizontales cerrados, que permiten optimizar el área necesaria para la obtención de aceite. En todo caso, el proceso de obtención de microalgas queda fuera del alcance de este trabajo, por lo que solo se describe, pero no se evaluará tecno-económicamente.

Por otro lado, se utiliza un proceso de transesterificación con las mismas etapas que en la planta piloto, utilizando bioetanol en condiciones supercríticas. Por tanto, el reactor opera a una temperatura y presión superiores a las del punto crítico del bioetanol. La transesterificación se realiza en dos pasos con recuperación intermedia, tanto de bioetanol, que se recircula, como de glicerina, que se obtiene como subproducto.

El diagrama de bloques del proceso completo de esta planta variará con respecto al de la anterior, ya que el proceso de extracción del aceite de microalgas ha necesitado de una técnica diferente que se adapte a las necesidades productivas que van a existir ahora.



**Figura 2.4:** Diagrama de bloques del proceso completo. **Fuente:** elaboración propia.

De esta forma, el proceso de extracción de aceite se realizará con un pretratamiento previo que consiste en romper las células de las microalgas (disrupción celular) a través del uso de ultrasonidos, con ello lo que se consigue es facilitar la extracción de los lípidos contenidos en las

microalgas. Tras ello, se requiere del uso de solventes para aumentar la eficiencia de dicha extracción que se realizará en varios tanques. Para terminar el proceso de extracción, habrá que separar las fases que se han formado en el tanque (lípidos, agua y biomasa) mediante centrifugación.

En el segundo sistema se lleva a cabo la reacción de transesterificación utilizando bioetanol en condiciones supercríticas. Este proceso se realiza en dos etapas, con el uso de dos reactores con recuperación intermedia de bioetanol y glicerina, la cual se obtiene como subproducto. Se sigue el mismo proceso que en la planta piloto.

### 2.2.2. SISTEMA DE CULTIVO DE MICROALGAS Y EXTRACCIÓN DE ACEITE

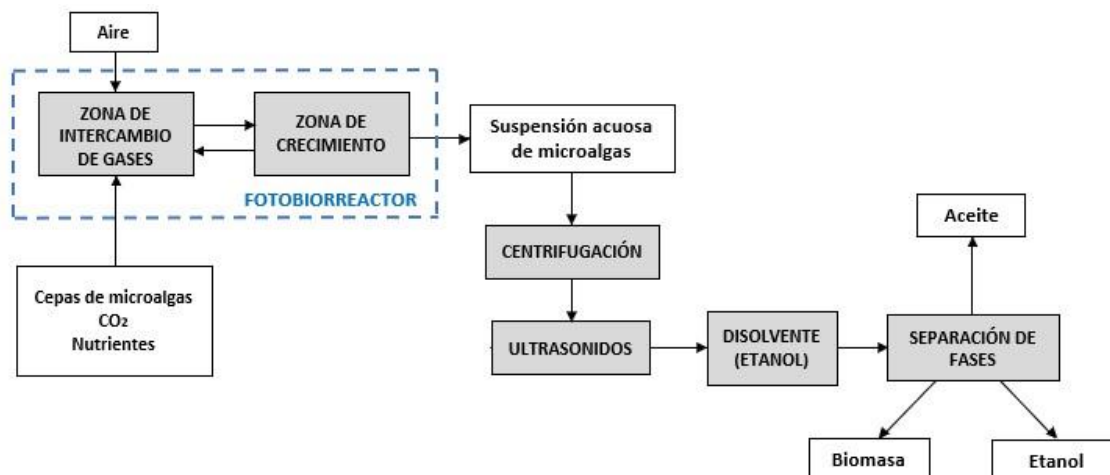
La principal ventaja de la producción de biodiésel mediante el cultivo de microalgas es la alta velocidad de crecimiento que presentan frente a los cultivos tradicionales y la cantidad de aceite que se puede obtener por masa de cultivo. De esta forma, la productividad por unidad de superficie es entre 20 y 40 veces mayor. Por ello, la superficie relativa al cultivo de aceite de alimentación requerida es mucho mayor (Ruiz, 2011). En la **Tabla 2.2.** podemos comparar las productividades de diferentes materias primas.

**Tabla 2.2:** Comparación de productividades de diferentes materias primas. **Fuente:** Chisti (2007).

Cultivo	Productividad (L/ha)	Área requerida (M ha)
Maíz	172	1.540
Soja	446	594
Canola	1.190	223
Jatropha	1.892	140
Coco	2.689	99
Aceite de palma	5.950	45
Microalgas	136.900	2
Microalgas	58.700	4,5

Para el cultivo de las microalgas a escala industrial se emplean fotobiorreactores por ser el método más eficiente para producirlas. Para tener una referencia aproximada, se calcula que para una producción de 1.500 toneladas anuales de biodiésel se necesitaría disponer de un terreno de aproximadamente 13 ha (Valera, 2018). Haciendo una extrapolación de los resultados de este trabajo, la superficie necesaria sería de unas 70 ha para una producción de 8.000 toneladas anuales. Con los datos aportados en la **Tabla 2.2.** se comprueba que para obtener la misma producción mediante el cultivo de soja se necesitarían alrededor de 1900 ha. En todo caso, el sistema de cultivo quedará fuera del alcance de este trabajo, quedando en manos de una planta externa de cultivo de microalgas. Considerando el carácter académico de este TFG, se asume la hipótesis de que la empresa local Fitoplancton Marino, situada en el Puerto de Santa María (Cádiz), podría suministrar la especie de microalga, *Phaeodactylum tricornutum*, seleccionada para esta planta industrial.

La **Figura 2.5** muestra el diagrama de bloques de esta sección de la planta industrial, cuyo límite de batería incluye la recepción de las microalgas, pero no su cultivo ni el transporte, como se ha apuntado antes.



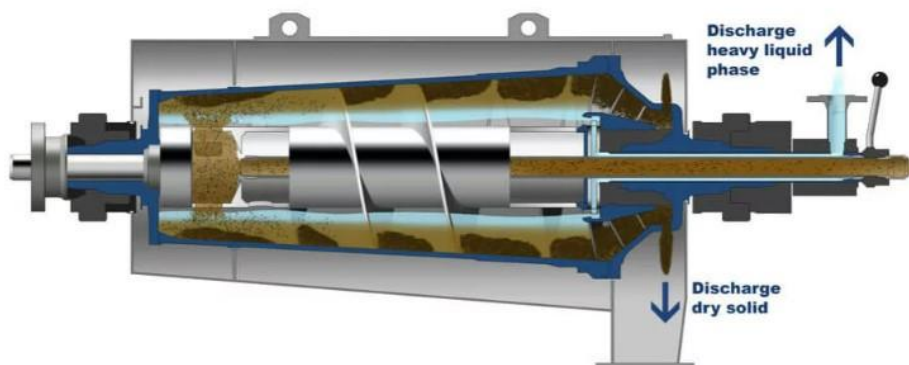
**Figura 2.5:** Diagrama de bloques. Cultivo de microalgas y extracción del aceite. **Fuente:** elaboración propia.

### Centrifugación

Tras el cultivo de las microalgas, es necesario la recuperación de la biomasa. Por ello, se requiere una etapa de separación líquido-sólido. Se realizará, por tanto, una filtración de la suspensión acuosa de las microalgas mediante centrifugación, por ser la tecnología más rápida y efectiva, además de no implicar la adición de ningún tipo de producto. Aunque este método tiene un consumo eléctrico elevado y un mantenimiento periódico, estos se compensan con las altas concentraciones de biomasa que se pueden alcanzar (95%) (MONTHIEU, 2010).

Para hallar la cantidad de microalgas que procesar, hay que tener en cuenta que el contenido de aceite del tipo de microalga seleccionada es del 30% en peso y que la productividad volumétrica de la especie de microalga seleccionada (*Phaeodactylum tricornutum*) es de 6,6 g por litro de agua (Gómez, 2012). Es por ello que, con un suministro de unas 3,7 t/h de microalgas, puede obtenerse tras la centrifugación un caudal de unos 3,51 t/h de microalgas y unos 561 m<sup>3</sup> de agua, ya que el rendimiento del proceso es del 95%. El agua filtrada se reutiliza para un nuevo cultivo de microalgas, asumiendo que el contenido de agua residual que sale de la centrífuga es muy reducido.

El equipo que se emplea en el presente trabajo es una centrífuga decantadora (**Figura 2.6**). La suspensión acuosa de las microalgas entra en el tambor interno rotativo. La fuerza centrífuga deposita las partículas de mayor densidad sobre el tambor externo y se lleva el sedimento a la zona de descarga de sólidos mediante un tornillo sinfín, a la vez que el líquido separado sale a presión por otra tubería de descarga superior.



**Figura 2.6:** Esquema de funcionamiento de una centrífuga decantadora. **Fuente:** Flottweg.

El uso de este equipo prepara la biomasa extraída para la etapa posterior de extracción del aceite. La tecnología elegida en esa etapa determina la necesidad de deshidratar la biomasa, pero como el proceso de extracción va a realizarse por medio de ultrasonidos, no es necesario realizar ningún tipo de secado. De este modo, se ahorra costes en esta etapa.

### Pretratamiento con ultrasonidos

El siguiente paso, tras la filtración de la suspensión acuosa de microalgas, es la extracción de lípidos, para lo cual se aplicará previamente un mecanismo de ruptura celular.

Las microalgas están formadas por una pared celular externa que rodea la membrana protoplasmática y el citoplasma, el cual está compuesto de ácidos nucleicos, proteínas, carbohidratos, lípidos, enzimas, vitaminas, pigmentos y agua. Para poder extraer estas sustancias desde el interior de la célula, es necesario aplicar métodos de ruptura celular, los cuales conllevan la ventaja de que los polisacáridos contenidos en el interior se descomponen en azúcares simples, lo que facilita la extracción. La aplicación de un mecanismo de ruptura celular previo a la extracción del aceite de las microalgas puede suponer el aumento del rendimiento de dicha extracción, pero ésta también va a depender de la eficiencia de la ruptura (Velasco, 2017).

Los pretratamientos más utilizados son el térmico (hidrotérmico, térmico y térmico con explosión de vapor), mecánico (ultrasonidos y microondas), químico (reactivos ácidos y básicos) y biológico (enzimático). El método elegido para realizar el pretratamiento de las microalgas ha sido la técnica de ultrasonidos. Este método posee la ventaja de que la ruptura celular se realiza a temperaturas relativamente bajas, de forma que hay menos desnaturalización de proteínas debido al calor. Además, sólo con su uso es posible extraer hasta un 80% del total de aceites intracelulares, mejorando la eficiencia de las extracciones con el empleo de disolventes en una etapa posterior. La biomasa utilizada en este procedimiento puede estar en solución acuosa, pero se han obtenido mejores resultados cuando las algas han sido secadas previamente y suspendidas en un disolvente orgánico, ya que los lípidos de las células rotas tienden a quedarse con los restos celulares en lugar de ser liberados al medio acuoso (Velasco, 2017). Se usará bioetanol como medio líquido para la aplicación del ultrasonidos y como disolvente.

Para llevar a cabo este pretratamiento se hará uso de un procesador ultrasónico de la marca Hielscher. Esta empresa está especializada en aplicaciones de escalado industrial en la extracción celular para la producción de biodiésel (**Tabla 2.3**). Al tener que procesar un caudal de 21,1 m<sup>3</sup>/h de microalgas en suspensión alcohólica, como se justificará más adelante, se requerirá un bloque de 8 unidades del modelo de procesador UIP16000 (**Figura 2.7**), con una potencia total de 16 kW por unidad, siendo el total requerido de 128 kW. El caudal se dividirá en ocho corrientes de 3 m<sup>3</sup>/h de etanol y 440 kg/h de microalgas por cada unidad, siendo el tiempo de residencia en cada uno del orden de 0,6 minutos, antes de llegar a los tanques (TU1, TU2) donde se llevará a cabo la mezcla y extracción final mediante disolvente (etanol).

**Tabla 2.3:** Capacidad de procesamiento del equipo UIP16000. Fuente: Hielscher (2020).

Capacidad de procesamiento de 4x16 kW	
Proceso	Tasa de flujo
Transesterificación de biodiésel	12 a 50 m <sup>3</sup> /h
Emulsificación, p.ej. aceite/agua	6 a 32 m <sup>3</sup> /h
Extracción celular, p. ej. algas	1 a 12 m <sup>3</sup> /h
Dispersión / desaglomeración	0,3 a 6 m <sup>3</sup> /h
Molienda y molienda en húmedo	0,2 a 4 m <sup>3</sup> /h

Por lo general, el transductor ultrasónico se instala en un armario de acero inoxidable de doble pared para un eficaz aislamiento acústico. En este caso, será necesario que este modelo de procesador realice la ruptura celular en tanques adaptados a la producción de aceite requerida en este trabajo (1 t/h) (Hielscher, 2020).



**Figura 2.7.** Procesador ultrasónico de 16 kW UIP16000 de la marca Hielscher. A la izquierda se muestra la cabina en la que se monta una línea con su transductor, a la derecha. **Fuente:** Hielscher (2020).

Se emplearán dos tanques, en los cuales se llevará a cabo la ruptura celular de las microalgas. En el primero (TU1), entrará una corriente de 21,1 m<sup>3</sup>/h de etanol y 3,51 t/h de microalgas, la cual se renovará cada algo menos de quince minutos impulsando dicha corriente a un segundo tanque (TU2), por medio de una bomba de tornillo helicoidal. A este llegará una corriente líquida trifásica compuesta de 21,1 m<sup>3</sup>/h de etanol, 1 t/h de aceite y 2,51 t/h de los restos sólidos de las microalgas, donde se dará mayor tiempo de residencia a la solución para permitir la máxima extracción de lípidos de las microalgas, cuyas paredes han sido rotas previamente en el tanque anterior. Tras ello, se impulsará la corriente a la centrifuga trifásica, empleando una segunda bomba.

Los dos tanques tendrán una capacidad de 6 m<sup>3</sup> cada uno, fabricados en acero inoxidable AISI 316. Ambos tanques, por ser iguales, presentan las mismas características y dimensiones. Con una relación H/D igual a 3, manteniéndose este valor con respecto al diseño de los tanques de la planta piloto. De esta forma, se obtiene un diámetro de 1,4 m y una altura de 4,2 m para ambos tanques.

### Uso de disolvente

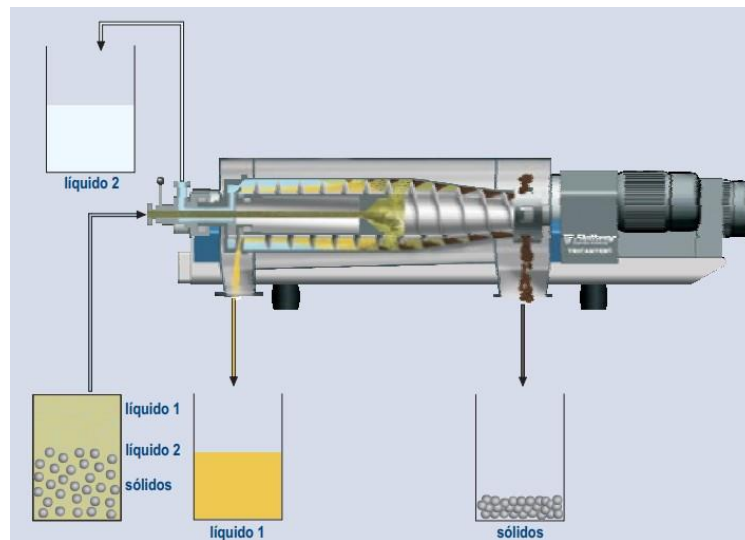
Durante el pretratamiento con ultrasonidos, para aumentar la eficiencia de la extracción de lípidos de las microalgas se emplea como disolvente el etanol en los mismos tanques.

El disolvente extractivo empleado es alcohol etílico, que ha sido ensayado junto con otros sistemas extractivos, con biomasa de *Isochrysis galbana* (por Molina Grima et al. 1994). Se ha elegido este disolvente, ya que para la especie de microalga que se emplea en este trabajo (*Phaeodactylum tricornutum*) se utilizaba inicialmente el procedimiento de Kates (1988), modificado de Bligh & Dyer (1959), para la extracción de lípidos, lo que mostraba dificultades en el proceso en la hidrólisis enzimática de esta especie con diversas lipasas debido a la complejidad del sustrato y a los disolventes empleados (como el hexano, cloroformo y metanol) para realizar la extracción (Ramírez Fajardo, 2005).

Empleando el método de ultrasonidos, según el estudio realizado por Martínez-Guerra et al. (2014), las condiciones óptimas se consiguen con una relación de 1:6 de microalgas a etanol (peso/volumen), obteniéndose una conversión a FAEE del 94,5 %. Considerando esta proporción, la cantidad que se va a emplear de etanol para mejorar la extracción de los lípidos es de 21,1 m<sup>3</sup>/h. De esta forma, al ser la conversión que se consigue según dicho estudio del 94,5%, se conseguirá extraer la cantidad necesaria de aceite (1 t/h) para, tras la separación de las fases, comenzar el proceso de transesterificación supercrítica.

### Separación de las fases

Por último, antes de pasar a la etapa de la reacción de transesterificación supercrítica, se lleva a cabo la separación de las fases formadas, una de las cuales es la de interés (aceite). Esta separación se realizará mediante una centrifuga de tres fases industrial (**Figura 2.8**). Este equipo permite la separación simultánea de dos fases líquidas no miscibles con diferentes densidades (bioetanol con algo de agua y aceite) y una fase sólida (biomasa, restos de microalgas) en un único proceso, por lo que al eliminar etapas de separación adicionales se consigue un ahorro considerable.



**Figura 2.8:** Esquema de funcionamiento centrifuga trifásica. **Fuente:** Flottweg.

Se asumirá una separación completa de las fases, por ello la cantidad de aceite que se consigue tras la separación de las fases es de 1 t/h, que es la que se requiere para comenzar la etapa de transesterificación supercrítica. Por otro lado, la cantidad de etanol que se obtiene tras dicha etapa es la misma cantidad que ha entrado en dicha centrifuga trifásica (21,1 m<sup>3</sup>/h), la cual se vuelve a recircular para una nueva operación de disruptión celular.

Por último, la biomasa que se ha obtenido de dicha separación (alrededor de unos 2,51 t/h) puede aprovecharse y tener salidas comerciales de modo que se aplicará el principio de economía circular y el proceso será aún más eficiente. Así, los restos de biomasa algal generados después de la extracción del aceite se pueden utilizar como alimentación animal, como materia prima para la fabricación de fertilizantes o como fuente de energía. La energía que se genera con los restos de microalgas se puede emplear para producir nueva biomasa y el CO<sub>2</sub> emitido durante dicha generación de energía serviría como fuente de carbono para más crecimiento celular. Con respecto a otros productos no energéticos, se estima que este residuo a base de microalgas podría suponer una importante contribución para la fabricación de pigmentos, vitaminas, diversos principios activos y otros productos de interés para la industria cosmética y farmacéutica (Gómez, 2016).



### 2.2.3. PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL MEDIANTE TRANSESTERIFICACIÓN CON BIOETANOL SUPERCRÍTICO

El diagrama de bloques del proceso de transesterificación supercrítica también será modificado con respecto a la planta piloto ya que, para el correcto funcionamiento a escala industrial, ha sido necesario prescindir de algunos equipos e introducir otros nuevos (**Figura 2.9**).

Ahora los intercambiadores que se utilizarán serán de carcasa y tubos, se prescindirá de las bombas peristálticas utilizadas en la planta piloto, empleándose en la planta a escala industrial bombas de alta presión y se añadirá una torre de destilación para recircular, al inicio del proceso, el bioetanol recuperado.

La mezcla de aceite y bioetanol, a la que se le suma la corriente de bioetanol recirculada desde la torre de destilación, se hace pasar por el primer intercambiador de carcasa y tubos (INT1), el cual aprovecha el contenido energético de los reactores de la primera etapa (R1, R2, R3) para alcanzar una temperatura de la corriente de salida fría de 167,9 °C. A continuación, se dispone de otro intercambiador del mismo tipo (INT2) para elevar la temperatura de la corriente de salida fría del primer intercambiador hasta 290 °C. Para ello, se aprovechará el contenido energético de las corrientes de salida de los reactores de la segunda etapa del proceso (R4, R5, R6), de forma que la corriente de entrada caliente a dicho intercambiador será una fracción de la corriente de salida fría de esos reactores. De esta manera, la temperatura de la corriente de salida fría alcanza 189,4 °C. Es por ello, que se requiere un calentador adicional para elevar esta temperatura hasta los 290 °C (CAL1) necesarios a la entrada de los reactores de la primera etapa del proceso (R1, R2, R3). Como la potencia necesaria no es muy elevada (192 kW), se optará por un calentamiento eléctrico para reducir la complejidad de otras alternativas.

La corriente que llega al equipo SF1 pasa por un separador líquido-líquido (SPLL-1), en el cual se produce la separación del FAEE y de la glicerina por diferencia de densidades. Tras la separación del FAEE (99,35 %) y su posterior paso por el primer tanque buffer (TBF1), se bombeará la corriente líquida al tercer intercambiador (INT3) alcanzando una temperatura de 120 °C. Este intercambiador aprovecha también el aporte energético de la salida de los reactores de la segunda etapa del proceso R4, R5 y R6, alcanzando la corriente una temperatura de salida fría de unos 233,6 °C. Para aumentar esta temperatura hasta 290 °C, se introducirá otro calentador eléctrico (CAL2), con un consumo de potencia eléctrica de 44 kW.

La corriente de salida caliente del segundo intercambiador (INT2) se unirá con la corriente de salida caliente del tercero (INT3), dando lugar dicha suma de corrientes a la corriente de entrada caliente del cuarto intercambiador (INT4), cuya temperatura es de 163,5 °C. La principal función de este último intercambiador (INT4) es reducir dicha temperatura hasta 120 °C, que es la temperatura a la que opera el separador Flash que le sigue (SF2). Para ello, se hace pasar una corriente de agua de refrigeración a 25 °C por dicho intercambiador. Luego, la corriente de proceso se hace pasar por otro separador líquido-líquido (SPLL-2), en el cual se produce la separación del biodiésel y de la glicerina.

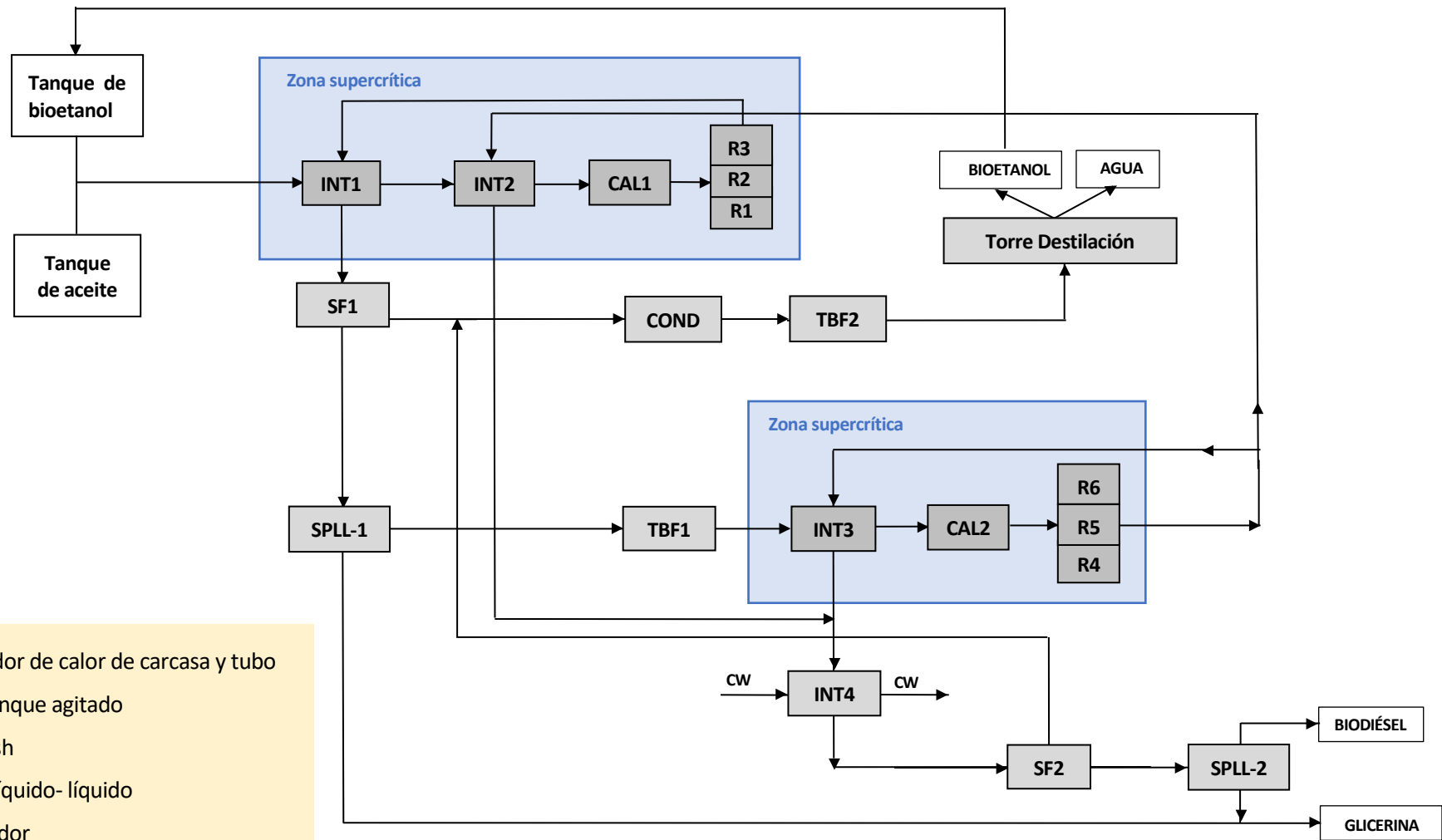


Figura 2.9: Diagrama de bloques del proceso de transesterificación supercrítica. Fuente: elaboración propia.

Al igual que en la planta piloto, la glicerina forma parte de la corriente de subproducto y no necesita tratamientos posteriores, ya que se alcanza una pureza en peso del 90%. Aunque ésta se puede aprovechar energéticamente como combustible, resulta más ventajoso transformarla en productos de alto valor añadido. Así, a partir de diferentes procesos, se pueden producir derivados de la misma con aplicaciones como detergentes, aditivos alimentarios, productos cosméticos, lubricantes, etc.

Por otro lado, la mezcla evaporada en los separadores flash se lleva a un condensador, y el condensado se lleva a un tanque buffer (TBF2) desde donde se alimenta una torre de destilación, para evitar que se pierda el 30% del bioetanol de la mezcla que entra en el tanque Buffer (TBF2), como ocurría en la planta piloto. Estos datos llevados a una producción diaria suponen una pérdida de aproximadamente 4,5 toneladas/día de etanol puro. Como esta cantidad que se pierde de etanol resulta inadmisibles, debe recuperarse y reutilizarse en el proceso. Esto se conseguirá con el empleo de una torre de destilación, que hará que este proceso a escala industrial sea factible, de forma que la cantidad de etanol que habrá que aportar para conseguir la producción deseada de aceite será menor (179 kg/h).

### **Tanques de almacenamiento**

El sistema contiene el mismo número de tanques que la planta piloto, la única diferencia serán las dimensiones de éstos, ambos fabricados en acero inoxidable AISI 316. Uno de ellos almacena aceite y tiene una capacidad de 138 m<sup>3</sup>, mientras que el otro almacena bioetanol y tiene una capacidad de 30 m<sup>3</sup>.

Ambos tanques son cilíndricos con fondo cónico y la relación H/D es igual a 3, manteniéndose este valor con respecto al diseño de los tanques de la planta piloto.

Por un lado, el tanque de aceite tiene un diámetro de 3,80 m y una altura total de 14 m, de los cuales 2 m corresponden a la altura del fondo cónico. Por otro lado, el tanque de bioetanol tiene un diámetro de 2,5 m y una altura total de 8,5 m, de los cuales 1,50 m pertenecen a la altura del fondo cónico. El espesor de las paredes y del fondo de ambos tanques es de 10 mm.

### **Intercambiadores de calor**

Se dispone de cuatro intercambiadores de calor de carcasa y tubos, siendo todos ellos de acero inoxidable AISI 316. La función de tres de estos intercambiadores (INT1, INT2, INT3) consiste en aumentar la temperatura de la corriente de entrada a los reactores aprovechando el contenido energético de las corrientes de salida de estos mismos. Por el contrario, uno de los intercambiadores (INT4) se emplea para disminuir la temperatura de la corriente de salida del intercambiador de la segunda etapa (INT3), ya que hay una limitación de temperatura (120 °C) en el separador Flash que le sigue (SF2).

El primer intercambiador (INT1) tiene un área de transferencia de calor de 51,73 m<sup>2</sup>, trabajando a una presión de operación de 40 bar. En este primer intercambiador se transfiere una potencia de 177,82 kW, con un salto térmico de 132,26 °C. La longitud de INT1 es de 2,86 m con un diámetro de carcasa de 0,32 m (12").

El segundo intercambiador (INT2), que ha sido añadido con respecto a la planta a escala piloto, tiene un área de transferencia de calor de 22,10 m<sup>2</sup> y opera a la misma presión de operación que el primero. La potencia transferida es de 28,48 kW, con un salto térmico de 21,18°C. Tiene una longitud de 3,88 m y un diámetro de carcasa de 0,16 m (6").

Por otro lado, el tercer intercambiador (INT3), tiene un área de transferencia de calor de 148,86 m<sup>2</sup>, cuya presión de operación es la misma que la de los anteriores. Su potencia es de 72,78 kW, con un salto térmico de 113,67 °C. Tiene una longitud de 3,85 m y un diámetro de carcasa de 0,4 m (16").

Por último, el cuarto intercambiador (INT4), tiene un área de transferencia de calor de 2,93 m<sup>2</sup>, trabajando a la misma presión de operación que los demás intercambiadores. Su potencia requerida es de 21,29 kW, con un salto térmico de 10 °C. Su longitud es 1,55 m y el diámetro de la carcasa es de 0,16 m (6").

### **Calentadores eléctricos**

Las corrientes de entrada a los reactores de cada etapa del proceso tienen que alcanzar una temperatura de 290 °C. Esta temperatura no se alcanza con los intercambiadores de carcasa y tubos que se han utilizado, por lo que ha sido necesario introducir dos calentadores eléctricos, uno tras el intercambiador de la etapa correspondiente.

El calentador de la primera etapa de la reacción (CAL1) debe proporcionar una potencia de 192,75 kW para alcanzar la temperatura deseada, mientras que el calentador de la segunda etapa (CAL2) sólo necesita una potencia de 44 kW. Ambos calentadores operan a 40 bar.

La carcasa cilíndrica está fabricada en acero AISI 304, mientras que las resistencias eléctricas son de tipo screw-plug (tornillo/tapón), están fabricadas en acero inoxidable y tienen un diámetro de 2½" (64 mm). Las conexiones de entrada y salida son roscadas de 8" (203 mm). Ambos calentadores cuentan con un termostato e indicador de la temperatura del fluido.

### **Reactores**

Se dispone de seis reactores tipo tanque agitado, cuyas condiciones de operación son las mismas que para la planta piloto de la que se parte (290 °C y 40 bar), para hacer que el bioetanol se comporte como un fluido en condiciones supercríticas. Todos ellos están fabricados en acero inoxidable AISI 316, tienen forma cilíndrica y disponen de un agitador.

Los reactores de la primera etapa (R1, R2 y R3) tienen un volumen de 1 m<sup>3</sup>, que al ser la relación H/D igual a 2, se obtiene una altura de 1,60 m y un diámetro de 0,8 m, siendo el espesor de las paredes y el fondo de los reactores de 10 mm. El agitador comercial seleccionado para cada uno de estos reactores permite la homogeneización y tiene una potencia de 1,5 kW.

Los reactores de la segunda etapa (R4, R5 y R6) tienen un volumen de 4 m<sup>3</sup>, que al ser la relación H/D igual a 2, se obtiene una altura de 1,2 m y un diámetro de 0,6 m, siendo el espesor de las paredes y el fondo de los reactores de 10 mm. Al igual que en el caso anterior, el agitador comercial seleccionado permite la homogeneización y tiene una potencia de 3 kW.

### **Separadores Flash**

Se dispone de dos equipos dispuestos aguas abajo de cada reactor para recuperar el bioetanol en exceso y recircularlo al principio del proceso. Se trata de tanques cilíndricos fabricados en acero inoxidable AISI 316.

Las dimensiones de ambos separadores son similares, por lo que se construyen iguales adoptando las dimensiones del mayor de ellos. Por tanto, tienen un volumen de 850 litros, con una

altura de 2,5 m y un diámetro de 0,65 m. El espesor de las paredes y del fondo es de 5 mm.

### **Separadores líquido-líquido**

En los separadores líquido-líquido se lleva a cabo la separación de la glicerina del FAEE por diferencia de densidades. Son dos separadores horizontales y cilíndricos fabricados en acero inoxidable AISI 316.

Las dimensiones de estos separadores son similares, por lo que se toman las dimensiones del mayor de ellos en los dos, como ocurría en los separadores Flash. Por tanto, ambos separadores tienen un volumen de 1,5 m<sup>3</sup>, con una longitud de 2,6 m y un diámetro de 0,85 m. El espesor de las paredes y del fondo es de 5 mm.

### **Condensador**

Tanto el bioetanol como el agua recuperada en los separadores Flash se encuentran en estado vapor debido a las condiciones de salida de estos separadores que son de 120 °C y 1 bar. Para poder recircular el bioetanol al proceso es necesario condensarlo, por lo que las corrientes gaseosas de los separadores se unen y se llevan a un condensador.

La entrada caliente está compuesta por etanol (607,91 kg/h) y agua (25,09 kg/h) en estado gaseoso, ya que entran a la temperatura mencionada anteriormente (120 °C). Por otro lado, el caudal de salida está compuesto por las mismas sustancias y en las mismas cantidades, pero condensadas, al disminuir la temperatura a 75 °C gracias al uso de agua de refrigeración (25 °C), cuyo caudal de entrada y salida fría es de 14.702,7 kg/h. Este caudal se ha calculado asumiendo un incremento de temperatura del agua de refrigeración de 10 °C. Para bombear este caudal de agua de refrigeración se hará uso de una bomba de impulsión, que operará a una presión de 1 bar.

El condensador es un intercambiador de calor fabricado en acero inoxidable AISI 316. El área de transferencia de calor es de 1,90 m<sup>2</sup> y el calor requerido es de 170 kW. La longitud de este equipo es de 7,35 m. El número de tubos empleados en este equipo es 8, los cuales tienen un diámetro interior de 0,0104 m y un diámetro exterior de 0,0137 m.

### **Tanques buffer**

El primer tanque buffer (TB1) de la planta a escala industrial tiene la misma función que el de la planta a escala piloto, y lo mismo ocurre con el segundo tanque (TB2), el cual se utiliza para optimizar el aprovechamiento del bioetanol.

Se dispone de dos tanques buffer cilíndricos fabricados en acero inoxidable AISI 316 de diferente tamaño. El primero (TB1) tiene un volumen de 3 m<sup>3</sup>, con un diámetro de 1,2 m y una altura de 2,5 m, siendo el espesor de las paredes y del fondo de 5 mm. El segundo tanque tiene un volumen de 2 m<sup>3</sup>, siendo sus dimensiones de 1 m de diámetro y 2 m de altura, y con el mismo espesor de paredes y fondo que el primero.

### **Torre de destilación**

En esta planta es necesario añadir una torre de destilación que permita recuperar y recircular el etanol que proviene del segundo tanque buffer.

El caudal de salida del tanque mencionado (compuesto por una mezcla de bioetanol y agua)

pasa por una torre de destilación fabricada en acero inoxidable 316, capaz de recuperar aproximadamente un 95% del etanol procedente de los dos separadores flash, que se recircula para su uso en el proceso de transesterificación. De esta forma, el aporte de etanol requerido será mucho menor (179 kg/h).

La torre esta compuesta por 25 platos, consiguiendo una pureza del 96% en volumen (Kunnakorn et al., 2013). La altura de la torre es de 14 metros y su diámetro de 0,31 m, que es el mínimo comercial encontrado, y algo mayor que el requerido para tratar una alimentación de 633 kg/h. El caudal que llega a la torre de destilación está compuesto por bioetanol (607,9 kg/h) y agua (25,09 kg/h), de forma que se ha asumido que se recupera todo el alcohol mezclado con agua que entra en la torre, con lo que el 96% p de la corriente de salida es alcohol y el que hay que reponer es el que se consume en el proceso de transesterificación, según el estudio simplificado usado (Kunnakorn et al., 2013).

Asimismo, la columna incorpora un reboiler y un condensador, ambos de tipo tubular, teniendo en cuenta el tamaño de la columna.

### **Bombas**

En esta planta se requieren, a diferencia de la planta a escala piloto, dos bombas de alta presión, que se sitúan en la zona supercrítica donde las condiciones de operación son de 290 °C y 40 bar.

Estas bombas son de acero inoxidable y se usan para impulsar aceite y agua. La primera bomba (B1) impulsa un caudal volumétrico de 2,04 m<sup>3</sup>/h, mientras que la segunda bomba (B3) impulsa un caudal de 1,36 m<sup>3</sup>/h. Ambas bombas tienen una presión de operación de 40 bar.

Por otro lado, se requerirán dos bombas de tornillo helicoidales, las cuales están indicadas para impulsar suspensiones líquidas. Ambas se emplearán en el proceso previo a la transesterificación.

La primera (BT1) se utiliza para impulsar una suspensión de 21 m<sup>3</sup> /h de etanol y 3,51 t/h de microalgas que le llega del primer tanque, donde se realiza el proceso de ultrasonido, hacia un segundo tanque. Esta bomba debe impulsar a una presión de hasta 3 bar, que es la pérdida de carga asociada a los tanques donde se realiza la ruptura celular.

La segunda bomba (BT2) se requiere para impulsar la corriente líquida trifásica (compuesta por 1 t/h de aceite, 21 m<sup>3</sup> de etanol y 2,51 t/h de los restos sólidos de microalgas) que sale del primer tanque hacia la centrifuga trifásica. Para ello, la bomba tendrá una presión de operación de 20 bar, que es lo que requiere el modelo seleccionado del Tricanter.



### **3. ESTUDIO DE VIABILIDAD TECNO- ECONÓMICA**





### 3.1. ESCALADO TÉCNICO

El diseño de este sistema tiene en cuenta que el proceso se va a llevar a cabo en dos etapas con recuperación intermedia de glicerina para que sea energéticamente más eficiente.

#### 3.1.1. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

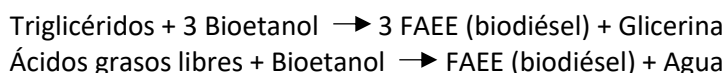
En la **Figura 3.1** se muestra el diagrama de flujo del proceso de transesterificación a escala industrial, donde se especifican las corrientes contabilizadas en el balance de materia y de energía.

Por otro lado, para realizar el balance de materia global del proceso, se exponen en la **Tabla 3.1** los datos necesarios, extraídos del proyecto de la planta piloto (Ramírez Márquez, 2011).

**Tabla 3.1:** Datos necesarios para el balance de materia. **Fuente:** Ramírez Márquez (2011).

PROPIEDADES	Sustancias		Aceite	FFA	TG	Agua	Bioetanol	FAEE	Glicerina
	Peso molecular (g/mol)		578,7	256	807	18	46	284	92
MATERIAS PRIMAS	Sustancias/denominación		Aceite			Bioetanol			
	Componentes		FFA	TG	Agua	Bioetanol			
	Composición (% molar)		40	59	1	100			
ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS	Sustancias		Aceite (TG)		Agua	Bioetanol	FAEE	Glicerina	
	Reactores (conversión %)		0,95		-	-	-	-	
	Separadores flash (% molar en cola respecto a la entrada)		100		2,9	6,8	100	100	
	Separadores Líquido-Líquido	Fase ligera (% molar respecto a la entrada)	99,9		48,3	88,7	99,9	16,1	
		Fase pesada (% molar respecto a la entrada)	0,1		51,7	11,3	0,1	83,9	
DATOS ADICIONALES	Relación molar EtOH/Aceite a la entrada de los reactores		10						
	Caudal másico de alimentación de aceite (kg/h)		1000						

Para evaluar el peso molecular del aceite se ha considerado que sólo está formado por ácido palmítico, el cual se encuentra en forma de triglicérido y ácido graso libre, y ácido palmitoleico. Ambos representan casi el 75% de la composición del aceite (Ramírez Márquez, 2011). Las reacciones que se producen en ambos reactores son:



Los ácidos grasos libres se consumirán totalmente en el primer reactor, por lo que no aparecen en la **Tabla 3.1**. Las **Tablas 3.2.a** y **3.2.b** contienen los resultados obtenidos para cada una de las corrientes del diagrama de flujo del proceso de transesterificación supercrítica (**Figura 3.1**), tanto en base molar como másica.

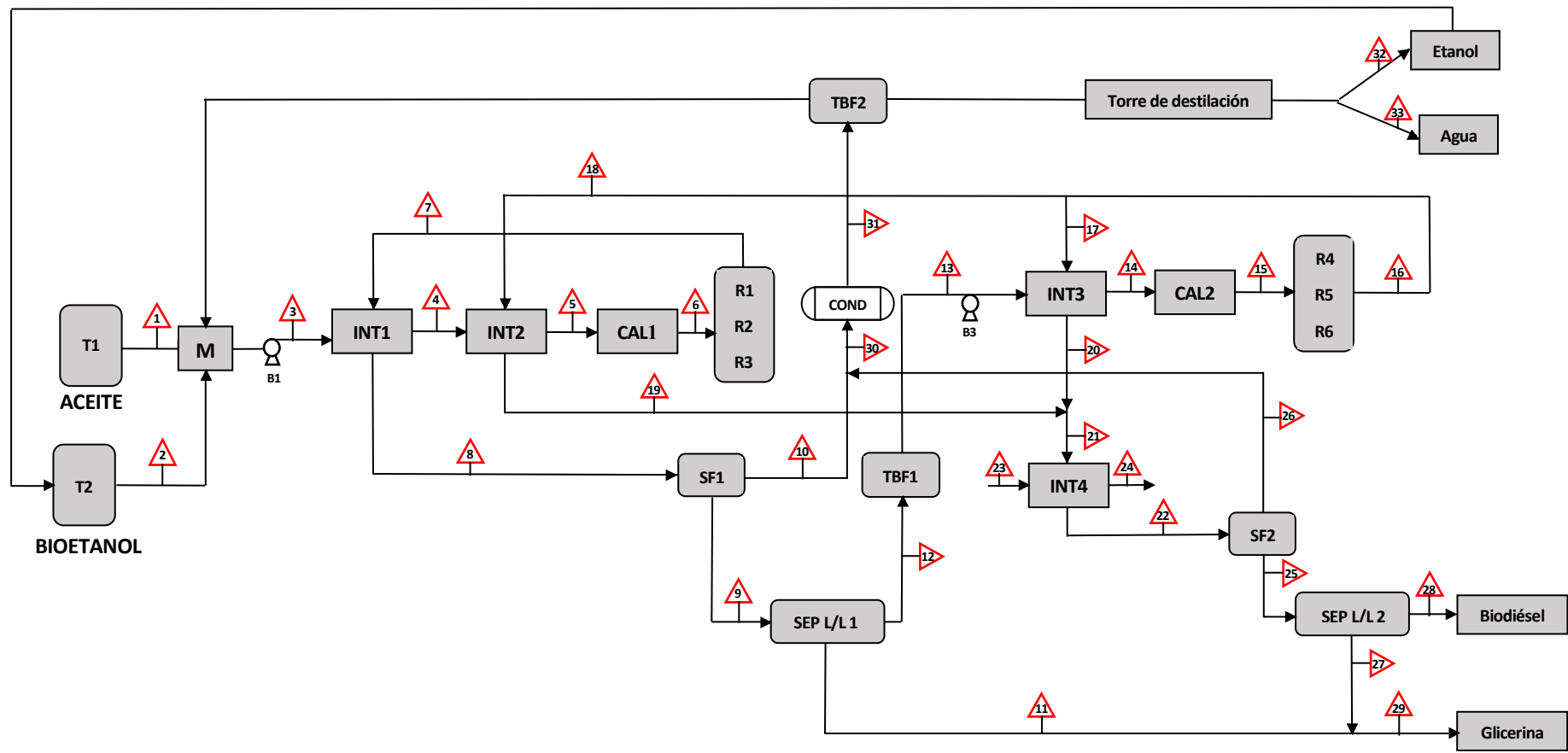


Figura 3.1: Diagrama de flujo del proceso de transesterificación supercrítica. Fuente: elaboración propia.

**Tabla 3.2.a:** Resultados del balance de materia (mol/h). **Fuente:** elaboración propia.

CORRIENTE		BIOETANOL (mol/h)	FFA (mol/h)	TG (mol/h)	FAEE (mol/h)	GLICERINA (mol/h)	AGUA (mol/h)
Nº	Designación						
1	Alimentación Aceite	0	691,19	1019,50	0	0	17,27
2	Alimentación Bioetanol	3891,67	0	0	0	0	0
3	Entrada fría INT1	17107,01	691,19	1019,51	0	0	712,82
4	Salida fría INT1=Entrada INT2	17107,01	691,19	1019,51	0	0	712,82
5	Salida INT2=Entrada CAL1	17107,01	691,19	1019,51	0	0	712,82
6	Salida CAL1=Entrada R1, R2, R3	17107,01	691,19	1019,51	0	0	712,82
7	Salida R1, R2, R3=Entrada caliente INT1	13510,22	0	50,98	3596,79	968,53	1404,02
8	Salida caliente INT1=Entrada SF1	13510,22	0	50,98	3596,79	968,53	1404,02
9	Cola SF1=Entrada SEP-LL1	920,05	0	50,98	3596,79	968,53	41,00
10	Salida SF1	12590,17	0	0	0	0	1363,02
11	Fase pesada SEP-LL1	104,06	0	0,05	3,60	812,31	9,48
12	Fase ligera SEP-LL1=Entrada TBF1	815,99	0	50,92	3593,20	156,22	31,52
13	Salida TBF1=Entrada fría INT3	815,99	0	50,92	3593,20	156,22	31,52
14	Salida fría INT3=Entrada CAL2	815,99	0	50,92	3593,20	156,22	31,52
15	Salida CAL2=Entrada R4, R5, R6	815,99	0	50,92	3593,20	156,22	31,52
16	Salida R4, R5, R6	670,85	0	2,55	3738,33	204,60	31,52
17	Salida R4, R5, R6=Entrada caliente INT3	315,98	0	1,20	1760,56	96,35	14,91
18	Salida R4, R5, R6=Entrada caliente INT2	354,78	0	1,34	1977,78	108,15	16,67
19	Salida caliente INT2	354,78	0	1,34	1977,78	108,15	16,67
20	Salida caliente INT3	315,98	0	1,20	1760,56	96,35	14,91
21	Entrada caliente INT4	670,85	0	2,55	3738,33	204,60	31,52
22	Salida caliente INT4=Entrada SF2	670,85	0	2,55	3738,33	204,60	31,52
23	Entrada fría INT4	0,00	0	0	0	0	101730,02
24	Salida fría INT4	0,00	0	0	0	0	101730,02
25	Cola SF2=Entrada SEP LL2	45,69	0	2,55	3738,33	204,60	0,92
26	Salida SF2	625,17	0	0	0	0	30,60
27	Fase pesada SEP-LL2	5,17	0	0	3,74	171,60	0,48
28	Fase ligera SEP-LL2=BIODIESEL	40,52	0	2,54	3734,59	33,00	0,44
29	GLICERINA (11+27)	109,22	0	0,05	7,34	983,91	9,95
30	Entrada COND (10+26)	13215,34	0	0	0	0	1393,62
31	Salida COND=Entrada TBF2	13215,34	0	0	0	0	1393,62
32	Etanol a la salida de la torre destilación- Recirculado	13215,34	0	0	0	0	695,54
33	Agua a la salida de la torre de destilación- Purga	0	0	0	0	0	698,07

**Tabla 3.2.b:** Resultados del balance de materia (kg/h). **Fuente:** elaboración propia.

CORRIENTE		BIOETANOL (kg/h)	FFA (kg/h)	TG (kg/h)	FAEE (kg/h)	GLICERINA (kg/h)	AGUA (kg/h)
Nº	Designación						
1	Alimentación Aceite	0	176,95	822,74	0	0	0,31
2	Alimentación Bioetanol	179,02	0	0	0	0	0
3	Entrada fría INT1	786,92	176,95	822,74	0	0	12,83
4	Salida fría INT1=Entrada INT2	786,92	176,95	822,74	0	0	12,83
5	Salida INT2=Entrada CAL1	786,92	176,95	822,74	0	0	12,83
6	Salida CAL1=Entrada R1, R2, R3	786,92	176,95	822,74	0	0	12,83
7	Salida R1, R2, R3=Entrada caliente INT1	621,47	0	41,14	1021,49	89,11	25,27
8	Salida caliente INT1=Entrada SF1	621,47	0	41,14	1021,49	89,11	25,27
9	Cola SF1=Entrada SEP-LL1	42,32	0	41,14	1021,49	89,11	0,74
10	Salida SF1	579,15	0	0	0	0	24,53
11	Fase pesada SEP-LL1	4,79	0	0,04	1,02	74,73	0,17
12	Fase ligera SEP-LL1=Entrada TBF1	37,54	0	41,10	1020,47	14,37	0,57
13	Salida TBF1=Entrada fría INT3	37,54	0	41,10	1020,47	14,37	0,57
14	Salida fría INT3=Entrada CAL2	37,54	0	41,10	1020,47	14,37	0,57
15	Salida CAL2=Entrada R4, R5, R6	37,54	0	41,10	1020,47	14,37	0,57
16	Salida R4, R5, R6	30,86	0	2,05	1061,69	18,82	0,57
17	Salida R4, R5, R6=Entrada caliente INT3	14,54	0	0,97	500,00	8,86	0,27
18	Salida R4, R5, R6=Entrada caliente INT2	16,32	0	1,08	561,69	9,95	0,30
19	Salida caliente INT2	16,32	0	1,08	561,69	9,95	0,30
20	Salida caliente INT3	14,54	0	0,97	500,00	8,86	0,27
21	Entrada caliente INT4	30,86	0	2,05	1061,69	18,82	0,57
22	Salida caliente INT4=Entrada SF2	30,86	0	2,05	1061,69	18,82	0,57
23	Entrada fría INT4	0	0	0	0	0	1831,14
24	Salida fría INT4	0	0	0	0	0	1831,14
25	Cola SF2=Entrada SEP LL2	2,10	0	2,05	1061,69	18,82	0,02
26	Salida SF2	28,76	0	0	0	0	0,55
27	Fase pesada SEP-LL2	0,24	0	0	1,06	15,79	0,01
28	Fase ligera SEP-LL2=BIODIESEL	1,86	0	2,05	1060,62	3,04	0,01
29	GLICERINA (11+27)	5,02	0	0,04	2,08	90,52	0,18
30	Entrada COND (10+26)	607,91	0	0	0	0	25,09
31	Salida COND=Entrada TBF2	607,91	0	0	0	0	25,09
32	Etanol a la salida de la torre destilación-Recirculado	607,91	0	0	0	0	12,52
33	Agua a la salida de la torre de destilación-Purga	0	0	0	0	0	12,57

### 3.1.2. ESCALADO DE EQUIPOS

Se va a llevar a cabo el escalado técnico de los equipos más importantes del proceso de transesterificación supercrítica a escala industrial.

- **Intercambiadores de calor**

Ha sido necesario realizar modificaciones en el tipo de intercambiador, pasando a usar intercambiadores de carcasa y tubos en lugar de intercambiadores de doble tubo, usados en la planta a escala piloto, considerando los diámetros interior y exterior de los tubos, así como el número de pasos de estos por carcasa tanto en el lado de la carcasa como en el de los tubos que conforman los intercambiadores. También ha sido necesario modificar el número de Nusselt, con el uso de la correlación de Grimison para el coeficiente externo (1) y la correlación de Dittus-Boelter para el coeficiente interno (2):

$$Nu = 1,13 \cdot 0,348 \cdot 1 \cdot Re^{0,592} \cdot Pr^{1/3} \quad (1)$$

$$Nu = 0,023 \cdot Re_s^{\frac{4}{5}} \cdot Pr^{0,3} \quad (2)$$

Por otro lado, se llevan a cabo los balances de energía correspondientes a las corrientes adicionales que se han introducido en la planta a escala industrial (**Tabla 3.3**). Se evalúa la entalpía de cada corriente a la presión y temperatura a la que se encuentran, obteniéndose el calor que se debe aportar o extraer en cada equipo (**Tabla 3.4**). Se ha tomado como referencia el diagrama de flujo del proceso de transesterificación supercrítica (**Figura 3.1**).

**Tabla 3.3:** Valores resultantes de los balances. **Fuente:** elaboración propia.

BALANCES	
T salida fría INT2 (°C)	189,40
T entrada caliente INT4 (°C)	163,51
Q agua (kg/h)	1831,14

**Tabla 3.4:** Calores resultantes de los balances para los intercambiadores de calor. **Fuente:** elaboración propia.

CALORES DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR	
Q <sub>INT1</sub> (kW)	177,82
Q <sub>INT2</sub> (kW)	28,48
Q <sub>INT3</sub> (kW)	72,78
Q <sub>INT4</sub> (kW)	21,29

A continuación, se muestra una tabla con los datos utilizados para calcular el área de transferencia de calor de cada intercambiador (**Tabla 3.5**).

**Tabla 3.5:** Datos empleados para los intercambiadores y resultados obtenidos. **Fuente:** elaboración propia.

Equipo	Coeficiente interno			Coeficiente externo			Área de transferencia (m <sup>2</sup> )	Longitud (m)	Diámetro carcasa normalizado (m)	Nº de tubos	Nº pasos carcasa	Nº pasos tubos
	Di (cm)	Vi (m/s)	Nu	De (cm)	Ve (m/s)	Nu						
INT1	1,042	0,113	22,18	1,37	0,009	4,36	51,73	2,86	0,32 (12")	70	3	6
INT2	1,042	0,115	23,83	1,37	0,035	4,36	22,10	3,88	0,16 (6")	22	3	6
INT3	1,042	0,015	4,36	1,37	0,004	4,36	148,86	3,85	0,4 (16")	150	3	6
INT4	1,042	0,217	31,64	1,37	0,027	4,36	2,93	1,55	0,16 (6")	22	1	2

- **Calentadores eléctricos**

Estos equipos permiten alcanzar la temperatura deseada (290 °C) a la entrada de los reactores. La corriente a la entrada del primer calentador está compuesta por etanol (786,92 kg/h), aceite (999,69 kg/h) y agua (12,83 kg/h), mientras que la corriente a la entrada del segundo está formada por etanol (37,54 kg/h), aceite (41,10 kg/h), biodiésel (1020,47 kg/h), glicerina (14,37 kg/h) y agua (0,57 kg/h). Con estos datos, y conociendo el caudal másico y la capacidad calorífica de la corriente (C<sub>pi</sub>) que entra al calentador, se halla el calor requerido.

**Tabla 3.6:** Datos empleados para los calentadores y resultados obtenidos. **Fuente:** elaboración propia.

Calentador	CAL1	CAL2
T <sub>entrada</sub> (°C)	189,40	233,67
T <sub>salida</sub> (°C)	290,00	290,00
ΔT (°C)	100,60	56,33
F·C <sub>p</sub> (KJ/h·°C)	6897,90	2814,24
Q (kW)	192,75	44,03

- **Reactores**

La temperatura de entrada a los reactores debe ser de 290 °C y la presión de 40 bar, condiciones en las que se produce la reacción de transesterificación. Al llevarse a cabo en dos pasos, serán necesarios reactores en ambas etapas del proceso. Para el escalado se asumirá mezcla perfecta en todos los reactores al igual que los usados en la planta piloto. Los reactores se escalan utilizando la siguiente expresión (Ramírez Márquez, 2011):

$$\frac{V}{F} = \frac{CTG_{Ent} - CTG_{Sal}}{k \cdot CTG_{Sal} \cdot CEtOH_{Sal}} \quad (3)$$

donde CTG<sub>Ent</sub> es la concentración de triglicéridos a la entrada en mol/l, CTG<sub>Sal</sub> es la concentración de triglicéridos en la salida en mol/l, k la constante cinética (0,121 l/mol · min), la CEtOH<sub>Sal</sub> es la concentración de bioetanol a la salida en mol/l, V es el volumen de reacción en litros y F es el caudal molar de triglicéridos en mol/min.

El volumen que se obtiene con la ecuación anterior es el necesario para albergar el líquido el tiempo suficiente para que se produzca la reacción con la conversión dada. Por otro lado, es necesario añadir un volumen para la cámara de gas (V<sub>c</sub>), que se ha tomado como un 20

% del volumen de líquido del reactor. Por tanto, el volumen total del reactor ( $V_T$ ) se obtiene sumando ambos volúmenes.

Por otro lado, para el cálculo de los espesores de los reactores se utilizan las mismas expresiones usadas en el caso de la planta piloto. El espesor de la parte cilíndrica del reactor se calcula mediante la siguiente expresión:

$$tc = \frac{PD - Rint}{S \cdot E - 0,6 \cdot PD} + c \quad (4)$$

siendo PD la presión máxima de diseño ( $\text{kg/mm}^2$ ), c el sobreespesor por corrosión para acero inoxidable (mm), S la tensión máxima admisible ( $\text{kg/mm}^2$ ) y E la eficiencia de soldadura.

La **Tabla 3.7** muestra los datos que se han utilizado para el escalado de los reactores y los resultados que se han obtenido.

**Tabla 3.7:** Parámetros empleados para los reactores y resultados obtenidos. **Fuente:** elaboración propia.

DATOS DE PARTIDA	PARÁMETROS	REACTOR 1	REACTOR 2
	$C_{TGEnt}$ (mol/l)	0,667	0,033
	$C_{TGSal}$ (mol/l)	0,020	0,002
	$C_{EtOHSal}$ (mol/l)	5,264	0,435
	$\eta$ (%)	95	95
	$k$ (l/mol·min)	0,121	0,121
	$Q_0$ (l/min)	42,73	25,73
	$Q$ (l/min)	43,02	25,73
	H/D	2	2
RESULTADOS		CALCULADO	CALCULADO
	$\tau$ (min)	51,18	361,35
	$V$ (l)	2186,78	9297,60
	$V_c$ (l)	437,36	1859,52
	$V_T$ (l)	2624,14	11157,12
	H (m)	2,23	3,62
D (m)	1,12	1,81	

Así, aplicando la expresión (5), se obtienen los espesores para ambos reactores. Por un lado, el espesor para el primer reactor es de 32 mm, mientras que el espesor del segundo es de 56 mm. A la vista de estos resultados, se ha optado por usar en ambos casos 3 reactores en paralelo de forma que cada uno de estos reactores trata una fracción del total. Al reducirse el diámetro es posible reducir el espesor de las vasijas y, por tanto, su peso y coste.

En la **Tabla 3.8** se resumen los resultados obtenidos de los cálculos, empleando 3 reactores en cada etapa del proceso de transesterificación.



**Tabla 3.8:** Resultado del escalado de los reactores. **Fuente:** elaboración propia.

Reactores	Reactores 1ª etapa			Reactores 2ª etapa		
	R1	R2	R3	R4	R5	R6
V (m <sup>3</sup> )	1	1	1	4	4	4
H (m)	1,60	1,60	1,60	1,20	1,20	1,20
D (m)	0,8	0,8	0,8	0,6	0,6	0,6
H/D	2	2	2	2	2	2
tc (mm)	10	10	10	10	10	10

Los reactores son de tipo tanque agitado, por lo que disponen de un agitador, cuya función es homogeneizar la mezcla contenida en el reactor. El tipo de agitador seleccionado es de hélice debido a la baja viscosidad del líquido contenido en éstos (estos valores son tan bajos debido a la alta temperatura a la que operan los reactores). Por tanto, los agitadores comerciales que se han seleccionado para los reactores son todos de la serie NRE-3000 con una velocidad de hasta 290 rpm y una potencia de 7,5 kW, lo que supone una potencia consumida total de 45 kW. Este modelo está indicado para volúmenes de depósito de hasta 10 m<sup>3</sup> (Flow Control and Handling, 2020).

- **Tanques de almacenamiento**

Para el almacenamiento de las materias primas se necesitan en total dos tanques, uno para el aceite y el otro para el bioetanol. El escalado de estos tanques se realiza asumiendo que tendrán una autonomía para 5 días de operación de la planta. Suponiendo que la planta a escala industrial funciona las 24 h del día, se obtiene un tiempo de 120 horas. Con el caudal molar del aceite y el bioetanol que suministra cada tanque se puede hallar el volumen empleando la siguiente expresión:

$$V = \frac{n \cdot t \cdot P_M}{\rho} \quad (5)$$

donde V es el volumen de la parte cilíndrica del tanque (L), n es el caudal molar que suministra el tanque (mol/h), t es el tiempo de suministro (h), P<sub>M</sub> es el peso molecular de la materia prima contenida en el tanque (g/mol) y ρ es la densidad del líquido contenido (kg/m<sup>3</sup>).

El cálculo del espesor del cuerpo cilíndrico se realiza igual que para el reactor, mientras que para el fondo cónico se calcula usando la siguiente expresión:

$$t_f = \frac{PD - D \int t}{2 \cdot \cos(\alpha) \cdot (S \cdot E - 0,6 \cdot PD)} + c \quad (6)$$

donde t<sub>f</sub> es el espesor del fondo cónico en mm y α es el ángulo del cono (45° para ambos tanques).

En la **Tabla 3.9** se muestran los resultados obtenidos para ambos tanques junto con los valores de los parámetros utilizados para el escalado. Se hace una distinción entre los resultados obtenidos en las ecuaciones y los valores redondeados que se utilizarán finalmente.

**Tabla 3.9:** Resultado del escalado de los tanques de almacenamiento. **Fuente:** elaboración propia.

Parámetros	Tanque de aceite		Tanque de bioetanol	
	Calculado	Medida ajustada	Calculado	Medida ajustada
n (mol/h)	1727,98	--	4587,21	--
PM (g/mol)	578,71	--	46	--
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	926	--	860	--
t (h)	120	--	120	--
V (m <sup>3</sup> )	129,59	130	24,97	25
H/D	3	--	3	--
H (m)	11,39	12	6,59	7
D <sub>int</sub> (m)	3,8	--	2,20	2,5
$\alpha$ (°)	45	--	45	--
H <sub>c</sub> (m)	1,9	2	1,1	1,5
H <sub>T</sub> (m)	13,29	14	7,69	8,5
V <sub>c</sub> (l)	7,17	8	1,38	1,5
V <sub>T</sub> (m <sup>3</sup> )	136,76	138	26,36	30
t <sub>c</sub> (mm)	7,84	10	6,82	10
t <sub>f</sub> (mm)	9,88	10	7,64	10

- **Separadores Flash adiabáticos**

Para escalar el volumen de los separadores, será necesario fijar el diámetro a 0,65 m para que la relación H/D se mantenga en torno a 3,5, como es habitual y también como estaba especificado en la planta piloto. De esta forma, se puede hallar la altura de los separadores. El volumen de éstos se obtiene usando la siguiente expresión:

$$V = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \cdot H \quad (7)$$

siendo D el diámetro (m) y H la altura (m).

Para el cálculo de los espesores se utiliza una presión de operación para ambos separadores de 3,5 bar. En la **Tabla 3.10** se muestran los datos que se han empleado para el cálculo del volumen de los separadores.

**Tabla 3.10:** Resultado del escalado de los separadores Flash. **Fuente:** elaboración propia.

Dimensiones	SF1	SF2
D (m)	0,65	0,65
H (m)	2,5	2,346
H/D	3,84	3,61
V (m <sup>3</sup> )	0,85	0,778
t <sub>c</sub> (mm)	5	5
t <sub>f</sub> (mm)	5	5

A la vista de los resultados obtenidos, se opta por utilizar dos separadores con las mismas dimensiones, adoptando para ello las dimensiones del separador mayor que es el primero.

- **Separadores líquido-líquido**

Los separadores son de tipo horizontal con forma cilíndrica. La corriente de alimentación que llega a cada uno de ellos está compuesta por FAEE, glicerina, aceite, bioetanol y agua. Sin embargo, se ha supuesto que los componentes principales son el FAEE y la glicerina, siendo estos inmiscibles. Las temperaturas de operación de ambos separadores están determinadas por la temperatura de operación del separador Flash que los precede, siendo ésta de 120 °C. La presión de operación es de 1 bar.

Para calcular el volumen de estos separadores líquido- líquido es necesario conocer el tiempo de residencia y el caudal total que entra en el separador. El tiempo de residencia en el equipo es de 1 hora, tomando este tiempo a partir de datos experimentales (Ramírez Márquez, 2011). Con estos datos y conociendo las densidades de las sustancias a 120 °C, se halla el volumen con la siguiente expresión:

$$V = Q \cdot t \quad (8)$$

Para el cálculo de los espesores se sigue el mismo procedimiento que para los reactores. En la **Tabla 3.11** se muestran los datos empleados y los resultados obtenidos para los separadores líquido-líquido.

**Tabla 3.11:** Resultado del escalado de los separadores líquido-líquido. **Fuente:** elaboración propia.

	SEP-LL1	SEP-LL2
Q (m <sup>3</sup> /h)	1,43	1,32
t(h)	1	1
L/D	3	3
D (m)	0,85	0,83
L (m)	2,6	2,5
V (m <sup>3</sup> )	1,5	1,32
tc (mm)	5	5
tf (mm)	5	5

Al igual que para los anteriores separadores, ambos separadores líquido- líquido se construyen iguales adoptando las dimensiones del mayor de ellos que vuelve a ser el primero.

- **Condensador**

El escalado de este equipo se llevará a cabo considerando que se trata de un intercambiador de calor de carcasa y tubos horizontal. Por otro lado, se utilizará agua como líquido refrigerante encargado de absorber el calor de la fase vapor, circulando por el tubo exterior, mientras que la corriente a condensar circulará por el tubo interior. Para poder hallar el área de intercambio de calor del condensador, se usará la siguiente ecuación:

$$Q_T = U \cdot A \cdot DTLM \quad (9)$$

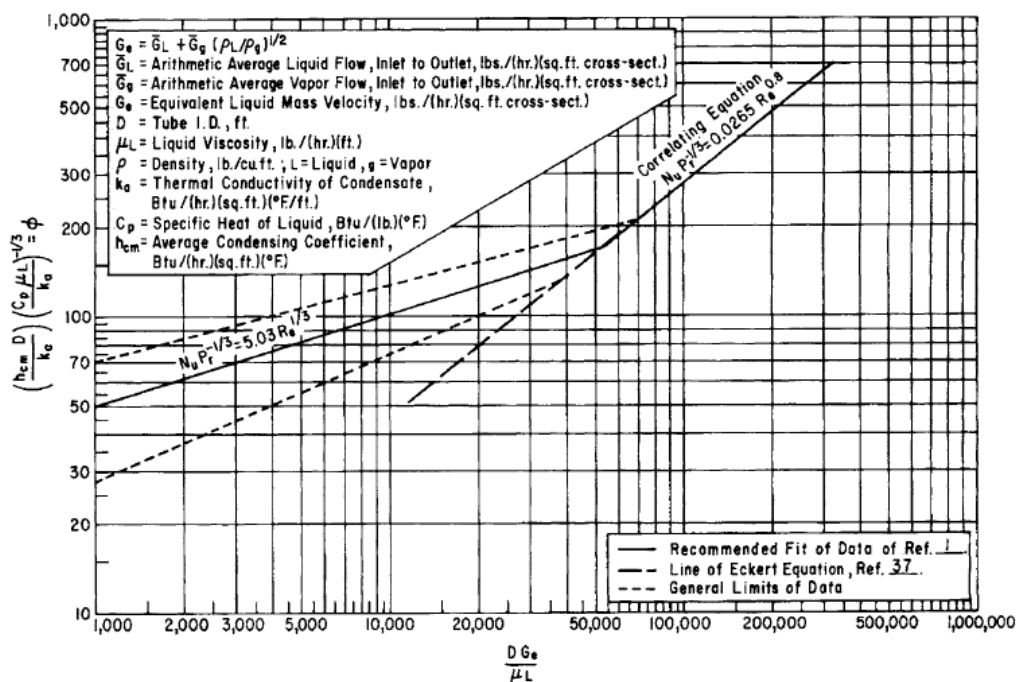
donde  $Q_T$  es el calor total transferido en el condensador (W),  $U$  es el coeficiente global de transferencia de calor (W/m<sup>2</sup>·K),  $A$  es el área de transferencia de calor (m<sup>2</sup>) y  $DTLM$  es la diferencia de temperatura logarítmica media (°C).

Para el diseño del condensador se ha seguido un método aproximado, en el que se obtiene un intercambiador de carcasa y tubos, usando la correlación de Grimison, antes indicada, para obtener el coeficiente de película externo a los tubos, y la correlación de Akers en el interior de los tubos, que es donde tiene lugar la condensación. Esta correlación funciona bien en casos en los que los componentes son condensables, como ocurre en este caso. Para ello, hay que calcular el denominado flujo másico equivalente en el interior del tubo, dado por la siguiente expresión:

$$G_e = \bar{G}_L + \bar{G}_g \cdot (\rho_L / \rho_g)^{1/2} \quad (10)$$

donde  $\bar{G}_L$  es la media aritmética del flujo másico de líquido entre la entrada y la salida del condensador,  $\bar{G}_g$  es la media aritmética del flujo másico de gas entre la entrada y la salida del condensador,  $\rho_L$  es la densidad del líquido a la temperatura de condensación y  $\rho_g$  es la densidad del gas a la temperatura de condensación.

La correlación de Akers sigue un método gráfico (véase la **Figura 3.2**), y en ella se representa el número de Reynolds frente a un parámetro  $\phi$ , a partir del cuál se obtiene el coeficiente de película interior.



**Figura 3.2.** Correlación gráfica de Akers. Fuente: Ludwig, 2001.

El valor de  $\phi$  resulta ser de 180, que se minor a 90 aplicando un criterio conservador, obteniéndose un valor de  $U$  igual a  $1364,72 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$ , empleando una carcasa de 4" y ocho tubos de 1/4", con tres pasos por carcasa en este lado y seis en el lado de los tubos.

En la **Tabla 3.12** se muestran los datos de las corrientes que afectan al cálculo del calor requerido en el condensador. Mientras que en la **Tabla 3.13** se muestran los parámetros necesarios para hallar el área de transferencia de calor junto con el resultado obtenido de dicha área.

**Tabla 3.12:** Datos de las corrientes para el cálculo del calor requerido. **Fuente:** elaboración propia.

CORRIENTE	ETANOL (kg/h)	AGUA PROC. (kg/h)	AGUA REF. (kg/h)	T (°C)
Entrada vapor	607,91	25,09	0	120
Salida condensado	607,91	25,09	0	75
Entrada agua refrig	0	0	14702,67	25
Salida agua refrig	0	0	14702,67	35

**Tabla 3.13:** Resultados obtenidos para el condensador. **Fuente:** elaboración propia.

Q (kW)	U (W/m <sup>2</sup> ·K)	DTLM (°C)	A (m <sup>2</sup> )	L (m)	Di (m)	De (m)
170,8	1364,72	65,96	1,90	7,35	0,0104	0,0137

- **Tanques buffer**

Para calcular el volumen de los tanques buffer se sigue el mismo procedimiento que para los tanques de almacenamiento. Se elige un tiempo de residencia de 120 min, el cual permite recoger un 25% de la producción diaria del primer paso de reacción y así desacoplarlo del segundo paso.

En la **Tabla 3.14** se muestran los resultados obtenidos junto con los valores de los parámetros que se han empleado en el escalado y las dimensiones ajustadas que serán las que se usen finalmente. Además, se han añadido los espesores, que se han obtenido de la misma forma que en el escalado de los reactores.

**Tabla 3.14:** Resultado del escalado de los tanques buffer. **Fuente:** elaboración propia.

	TANQUE BUFFER 1		TANQUE BUFFER 2	
	CALCULADA	MEDIDA AJUSTADA	CALCULADA	MEDIDA AJUSTADA
<b>Función</b>	Desacoplar las 2 etapas de la reacción		Purgar y recircular diferentes caudales	
<b>t (min)</b>	120		120	
<b>m (kg/min)</b>	18,57		10,55	
<b><math>\rho</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	817,36		809,71	
<b>P (bar)</b>	1		1	
	CALCULADA	MEDIDA AJUSTADA	CALCULADA	MEDIDA AJUSTADA
<b>V (l)</b>	2725,95	3000	1563,50	2000
<b>H/D</b>	2	---	2	---
<b>D (m)</b>	1,199	1,2	0,996	1
<b>H (m)</b>	2,397	2,5	1,992	2
<b>tc (mm)</b>	5,240	5	5,040	5
<b>tf (mm)</b>	3,637	5	3,163	5

- **Bombas**

En la planta a escala industrial se van a utilizar 2 bombas de alta presión situadas en la zona supercrítica, donde las condiciones de operación son de 290 °C y 40 bar. Estas bombas se utilizan para impulsar aceite y agua.

La primera bomba (B1) impulsa un caudal volumétrico de 2,04 m<sup>3</sup>/h, mientras que la segunda bomba (B3) impulsa un caudal de 1,36 m<sup>3</sup>/h. Ambas bombas tienen una presión de operación de 40 bar. La potencia, de cada una de ellas se estima a partir del caudal volumétrico en m<sup>3</sup>/s y la presión en Pa, tomando un rendimiento de 0,8.

Por otro lado, en el proceso de extracción de lípidos se hace uso de dos bombas de tornillo helicoidales para impulsar la solución alcohólica de microalgas en los tanques donde tiene lugar el proceso de ultrasonidos. La primera bomba (BT1) se coloca tras el primer tanque, por lo que se encargará de impulsar un caudal compuesto por 21 m<sup>3</sup>/h de etanol y 3,51 t/h de microalgas, funcionando a 3 bar. La segunda bomba (BT2) se dispone tras el segundo tanque, impulsando un caudal hacia el tricanter compuesta por 1 t/h de aceite, 21 m<sup>3</sup> de etanol y 2,51 t/h de los restos sólidos de microalgas, operando a una presión de 20 bar. Estas bombas se calculan de la misma forma que las anteriores.

Los resultados obtenidos para la potencia de todas las bombas se muestran en la **Tabla 3.15**.

**Tabla 3.15:** Resultado del escalado de las bombas. **Fuente:** elaboración propia.

EQUIPO	Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	Presión (Bar)	Potencia (kW)
B1	2,04	40	2,83
B3	1,36	40	1,89
BT1	21	3	2,19
BT2	21	20	14,58

## 3.2. ESTIMACIÓN DE LOS COSTES POR DIFERENTES METODOLOGÍAS

### 3.2.1. METODOLOGÍA USADA

Se van a emplear diferentes metodos para realizar la estimación económica de los equipos del proceso. Se explica, a continuación, el primer método empleado, con el uso de la herramienta informática Capcost (Turton et al., 2017).

Capcost es una hoja de cálculo que estima los costes fijos de un proceso, introduciendo diferentes parámetros como pueden ser: la capacidad, presión, temperatura de operación, área de transferencia de calor requerida y material de construcción entre otros. Este programa estima el coste total de un equipo instalado en una planta en la que se lleve a cabo un proceso químico, partiendo de unos costes base. La ecuación que utiliza el software es la que se muestra:

$$C_a = C_b \cdot \left(\frac{A_a}{A_b}\right)^n \cdot A_M \cdot A_P \cdot A_T \quad (11)$$

donde:

- $C_a$ : Coste del equipo a calcular
- $C_b$ : Coste del equipo conocido
- $A_a$ : Parámetro del equipo de coste a calcular
- $A_b$ : Parámetro del equipo de coste conocido
- $A_M$ : Corrección de coste de equipo por material de construcción
- $A_P$ : Corrección de coste de equipo por presión de operación
- $A_T$ : Corrección de coste de equipo por temperatura de operación
- $N$ : Exponente de coste, que suele ser 0,6 en la industria química

El coste base del equipo que utiliza el software corresponde a enero de 2001, por lo que se debe actualizar el aumento de coste debido a la inflación. Para actualizar el coste del equipo al año actual se usa el Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) aplicando la siguiente ecuación:

$$\text{Coste actual} = \text{Coste año } x \cdot \frac{\text{CEPCI actual}}{\text{CEPCI año } x} \quad (12)$$

Mediante Capcost se han calculado los costes de todos los equipos del proceso excepto los equipos industriales menos usuales a nivel comercial, que son los calentadores eléctricos y el equipo procesador de ultrasonidos.

En segundo lugar, siguiendo las pautas del capítulo 21 del libro de Walas et al. (2005) titulado "Chemical Process Equipment" (Second Edition) también se ha estimado, mediante correlaciones, el coste de los equipos más frecuentemente utilizados en procesos químicos. En estas correlaciones, es necesario considerar aspectos como la unidad de medida empleada para cada equipo, los factores según el material de construcción y las características de rendimiento específicas.

Por último, la página web de Peters & Timmerhaus (<http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>) también permite estimar el coste de diferentes tipos de equipos, introduciendo los valores solicitados según el equipo objeto de estudio.

La elección de un método u otro ha estado basada en la aplicabilidad de los mismos según especificaciones de las propias herramientas y del nivel de similitud de los equipos con equipos disponibles en estas herramientas.

### 3.2.2. ESTUDIO COMPARATIVO ENTRE MÉTODOS

#### **Centrífuga decantadora**

Se ha obtenido por el método de Peters & Timmerhaus, ya que es la que mejor se ajusta según lo comentado anteriormente.

Mediante este método, se ha seleccionado “Centrifuges” y se ha especificado que se trata de una aplicación de productos químicos orgánicos, como es la suspensión acuosa de microalgas que llega a la centrifuga bifásica. El material elegido es acero inoxidable 316. La capacidad es de 1,083 kg/s y se indicará el uso de un único equipo.

La fecha de prospección es enero de 2002 (CEPCI = 390,4), por lo que se corregirá el valor obtenido, actualizándolo a marzo de 2020 (CEPCI = 598,3). El coste ya actualizado es de 174.157 €.

#### **Centrífuga trifásica**

Para la centrifuga trifásica se ha solicitado el coste de adquisición del equipo a la empresa CHENGDU ZK SEPARATION TECHNOLOGY CO., LTD.

Para poder separar un caudal compuesto por 2,52 t/h de microalgas, 1 t/h de aceite y 21,1 m<sup>3</sup> de etanol, se ha seleccionado el modelo LWS520X1900C, ya que permite procesar un caudal volumétrico de hasta 8,5 m<sup>3</sup>/h. Se necesitarán, por tanto, 3 unidades de este equipo. El coste unitario es de 99.964 €, por lo que el coste total de las 3 unidades es de 299.892 €.

#### **Bombas de tornillo helicoidal**

El coste de adquisición de las bombas de tornillo helicoidal se ha obtenido mediante Capcost.

Para la estimación se ha seleccionado “Pumps”. Después es necesario indicar el tipo de bomba, que en este caso es de desplazamiento positivo, y están fabricadas en acero inoxidable. Por otro lado, para la estimación hace falta especificar la potencia y la presión en la descarga. De esta forma, la potencia para la primera bomba resulta de 2,2 kW, teniendo una presión de 3 bar. Para la segunda bomba la potencia requerida es de 14,6 kW y la presión es de 20 bar. El coste ya actualizado de las bombas BT1 y BT2 es de 4.648 € y 8.759 €, respectivamente.

#### **Tanques de almacenamiento**

El coste de los tanques de almacenamiento se ha conseguido a partir de Capcost.

Se selecciona la opción de “Storage Tanks”, tras lo cual se indica que el tanque será de cubierta fija “API fixed roof”. Será necesario introducir también el volumen del tanque en m<sup>3</sup>, que para el caso del tanque de almacenamiento de aceite es de 138 m<sup>3</sup>. Mientras que para el caso del tanque de bioetanol es de 30 m<sup>3</sup>. Como el volumen mínimo que permite el software para poder estimar el coste es de 90 m<sup>3</sup>, se toma este valor para hacer la estimación del tanque



de bioetanol. El coste ya actualizado de los tanques T1 y T2 es de 62.947 € y 57.930 €, respectivamente.

En el caso de los tanques, donde se va a llevar a cabo el proceso de ultrasonidos (TU1, TU2), ninguna de las metodologías se ajusta bien para realizar la estimación del coste de estos equipos. Es por ello que se ha solicitado el coste de adquisición a la empresa ZHUHAI SENBO CRYOGENIC ENERGY EQUIPMENT CO., LTD.

Como ambos tanques tienen el mismo volumen ( $6 \text{ m}^3$ ), el precio de adquisición de cada equipo es de 8.200 €. El coste total de ambos tanques resulta de 16.400 €.

### **Tanques buffer**

Para el caso de los tanques Buffer ocurre lo mismo que para los tanques anteriores, ya que los volúmenes son aun menores. Es por ello que se solicita a la misma empresa el coste de estos equipos. Por lo que, el coste del tanque buffer de  $2 \text{ m}^3$  es de 5.600 € y el de  $3 \text{ m}^3$  es de 6.200 €.

### **Reactores**

Se necesitan varios modelos de tanques de tipo tanque agitado. En la primera etapa del proceso de transesterificación se emplearán tres reactores (R1, R2, R3) y en la segunda etapa otros tres (R4, R5, R6). El método que mejor se ajusta es el software Capcost.

Se selecciona la opción "Reactors", tras ello se elige la opción de "Autoclave", teniendo en cuenta la alta presión a la que operan dichos equipos, y se selecciona el volumen del reactor en  $\text{m}^3$ . El volumen de cada uno de los reactores R1, R2 y R3 es de  $0,8 \text{ m}^3$ , y el volumen de cada reactor R4, R5 y R6 es de  $4 \text{ m}^3$ . Este método impone un volumen mínimo de  $1 \text{ m}^3$ , que es el que se toma para estimar el coste de los tres primeros reactores. El coste individual ya actualizado de R1-R3 y R4-R6 es de 74.368 € y 112.685 €, respectivamente.

### **Intercambiadores de calor de carcasa y tubos**

A pesar de que todas las metodologías presentan limitaciones con respecto al área de transferencia de calor para la estimación del coste, el método que se ajusta mejor al área más reducida de estos equipos se encuentra en la página Web de Peters & Timmerhaus.

Se selecciona, por tanto, "Heat Exchanger", especificando el tipo de intercambiador "Fixed Tube". El material seleccionado es acero inoxidable 316. La presión a la que funcionan estos equipos es de 40 bar, por lo que se ha seleccionado la opción de 5000 kPa "tube&shell". El primer intercambiador tiene un área de intercambio de calor de  $51,73 \text{ m}^2$ , INT2 de  $22,10 \text{ m}^2$ , INT3 de  $148,86 \text{ m}^2$  y para el INT4 es de  $2,93 \text{ m}^2$ . Por lo que, como este método impone un área mínima de  $3,52 \text{ m}^2$ , será ésta la que se tome para estimar el coste de INT4.

El coste individual ya actualizado de INT1, INT2, INT3 e INT4 es de 19.573 €, 11.559 €, 44.197 € y 5.232 €, respectivamente.

### **Separadores flash**

El método seleccionado para estimar el coste para los separadores es la herramienta Capcost.

Se selecciona la opción “Vessels” y tras ello se elige la orientación del separador “Vertical”. El material de construcción es acero inoxidable AISI 316 y la presión de operación se establece en 1 bar. Ambos separadores son idénticos por lo que se estimará el coste para uno de ellos. Se introduce un diámetro de 0,65 m y una altura de 2,5 m. El coste ya actualizado es de 5.620 €.

### **Separadores líquido- líquido**

Por el mismo motivo que para los separadores anteriores, se ha seleccionado el método de Capcost para estimar el coste de estos separadores.

Al tratarse de un separador líquido-líquido, se selecciona la opción “Vessels”, tras ello se elige la orientación del separador “Horizontal”. El material de construcción es acero inoxidable AISI 316 y la presión de operación 1 bar. Ambos separadores son idénticos por lo que se estimará el coste para uno de ellos. Se introduce un diámetro de 0,85 m y una longitud de 2,6 m. El coste ya actualizado es de 5.745 €.

### **Condensador**

Para estimar el coste del condensador, especificado como un intercambiador de calor, se ha seguido el mismo método de estimación que para los intercambiadores de calor (Peters & Timmerhaus).

Se selecciona, en primer lugar, “Heat Exchanger”, especificando el tipo de intercambiador “Floating head”. El material seleccionado es acero inoxidable 316. El área de transferencia de calor es de 1,90 m<sup>2</sup>, aunque se toma la mínima impuesta por la página que es 9,3 m<sup>2</sup>. La presión de operación de este equipo es de 1 bar, por lo que se ha seleccionado la opción de 690 kPa “tube&shell”. El coste ya actualizado es de 16.681 €.

### **Bombas de alta presión**

Al igual que para las bombas de tornillo helicoidal, se ha usado el software Capcost para estimar el coste de estas bombas.

Se ha seleccionado “Pumps”. Después, es necesario indicar el tipo de bomba que, en este caso, se ha seleccionado “Reciprocating”, y están fabricadas en acero inoxidable. Por otro lado, hará falta especificar la potencia. El caudal volumétrico que tendrá que impulsar B1 es 2,03 m<sup>3</sup>/h, mientras que B3 1,357 m<sup>3</sup>/h. De esta forma, la potencia para B1 resulta de 2,8 kW y para B3 1,9 kW. El coste ya actualizado de las bombas B1 y B2 es de 14.205 € y 12.115 €, respectivamente.

### **Torre de destilación**

Se ha seguido el método de Peters & Timmerhaus. El equipo seleccionado es “Columns” y dentro de las opciones indicamos la que incluye la instalación y auxiliares. El material es acero inoxidable AISI 36. Una vez seleccionado el tipo de columna de destilación de la que se va a estimar el coste, se indica el diámetro que es de 0,31 m. Por otro lado, se va a necesitar una única columna y el número de platos se ha fijado en 25. El coste ya actualizado es de 95.230 €.

### Calentadores eléctricos

Al no poder estimar el coste de adquisición de estos equipos por ninguna de las metodologías, se ha solicitado dicho coste a la empresa Yancheng Laiyuan Electric Equipment Co., Ltd.

Para poder elevar la temperatura de salida del segundo intercambiador (INT2) de la primera etapa del proceso de transesterificación (189,4 °C) hasta 290 °C se ha seleccionado un calentador eléctrico de 192 kW (480 V) con una presión de operación de 40 bar. El coste unitario de este equipo (CAL1) es de 6.543 €.

Por otro lado, en la segunda etapa del proceso de transesterificación se necesita un segundo calentador eléctrico capaz de elevar la temperatura de salida del tercer intercambiador (INT3) de 233,67 °C hasta 290 °C. Por lo que el calentador seleccionado tiene una potencia de 45 kW (480 V) con la misma presión de operación que el anterior. El coste unitario de este equipo (CAL2) es de 1.690 €.

### Equipo de ultrasonidos

El coste de este equipo no se puede estimar por ninguna de las metodologías empleadas por lo que se solicita dicho coste a la empresa Hielscher.

Para llevar a cabo la ruptura celular de las microalgas en los tanques mencionados en el capítulo 2, se requieren 8 unidades del modelo de procesador UIP16000, usado en plantas más pequeñas, con una potencia total de 16 kW por unidad, siendo el total requerido de 128 kW. El coste total de las 8 unidades de dicho procesador ultrasónico se estima aplicando economía de escala. Teniendo en cuenta que la empresa facilita un coste por kW equivalente a 13 k€, aplicando la ecuación (13) (Gutiérrez Ortiz y de Santa-Ana, 2017), para los 128 kW necesarios se obtiene un coste total de 238,93 k€.

$$C_s = C_0 \left( \frac{q_s}{q_0} \right)^n \quad (13)$$

siendo  $C_s$  el coste de compra del equipo con una capacidad de tratamiento  $q_s$ ,  $C_0$  el coste con una capacidad  $q_0$ , y  $n$  el factor de escala que se fija a 0,6.

Para calcular el coste de adquisición de los equipos (**Tabla 3.16**) no se ha considerado el coste de los calentadores eléctricos ni de las unidades del procesador ultrasonidos. Esto se debe a que estos equipos se han considerado como “llave en mano” y, por ello, sus costes contarán en los costes directos totales (CDT).

## 3.3. ANÁLISIS ECONÓMICO

En este apartado se analizan los costes de inversión de la planta que son la base de la evaluación económica. Se ha realizado la estimación del coste de los equipos, tras lo cual se va a determinar un punto de equilibrio correspondiente al precio de venta mínimo de biodiésel, que se podrá comparar con los existentes actualmente en el mercado mostrando así la viabilidad económica del proceso.

### 3.3.1. COSTE DE EQUIPOS

A continuación, en la **Tabla 3.16** se muestra un resumen con los costes unitarios de equipos de adquisición actualizados que se han obtenido empleando el método más adecuado.

**Tabla 3.16:** Resumen de los costes obtenidos por diferentes metodos. **Fuente:** elaboración propia.

Equipo	Coste de adquisición	Referencia
Centrifuga decantadora	174.157 €	Peters & Timmerhaus
Centrifuga trifásica	299.892 €	Empresa
Separador Flash (SF1)	5.620 €	Capcost
Separador Flash (SF2)	5.620 €	Capcost
Separador líquido-líquido (SEP-LL1)	5.745 €	Capcost
Separador líquido-líquido (SEP-LL2)	5.745 €	Capcost
Torre de destilación	95.230 €	Peters & Timmerhaus
<b>Coste total equipo de separación</b>	<b>592.011,67 €</b>	
Bomba de tornillo (BT1)	4.648 €	Capcost
Bomba de tornillo (BT2)	8.759 €	Capcost
Bomba de alta presión (B1)	14.205 €	Capcost
Bomba de alta presión (B3)	12.115 €	Capcost
<b>Coste total bombas</b>	<b>39.728,11 €</b>	
Intercambiador de calor (INT1)	19.904 €	Peters & Timmerhaus
Intercambiador de calor (INT2)	11.856 €	Peters & Timmerhaus
Intercambiador de calor (INT3)	44.197 €	Peters & Timmerhaus
Intercambiador de calor (INT4)	5.232 €	Peters & Timmerhaus
Condensador	16.681 €	Peters & Timmerhaus
<b>Coste total intercambiadores</b>	<b>97.872,71 €</b>	
Tanque de almacenamiento de aceite	62.947 €	Capcost
Tanque de almacenamiento de bioetanol	57.930 €	Capcost
Tanque Buffer (TBF1)	6.200 €	Empresa
Tanque Buffer (TBF2)	5.600 €	Empresa
Tanque (TU1)	8.200 €	Empresa
Tanque (TU2)	8.200 €	Empresa
<b>Coste total tanques</b>	<b>149.078,47 €</b>	
Reactor (R1)	74.368 €	Capcost
Reactor (R2)	74.368 €	Capcost
Reactor (R3)	74.368 €	Capcost
Reactor (R4)	112.685 €	Capcost
Reactor (R5)	112.685 €	Capcost
Reactor (R6)	112.685 €	Capcost
<b>Coste total reactores</b>	<b>561.159,00 €</b>	
<b>COSTE TOTAL EQUIPOS</b>	<b>1.439.849,96 €</b>	

### 3.3.2. COSTES DE INVERSIÓN Y OPERACIÓN

Tras haber estimado el coste total de los equipos, se determina el coste total de la inversión como la suma de los costes directos e indirectos totales. Los ítems de los costes directos se han estimado a partir de un porcentaje del coste de adquisición de los equipos, y los ítems de los costes indirectos se han considerado como un porcentaje del coste directo total (Gutiérrez Ortiz y de Santa-Ana, 2017).

Por otro lado, los costes de operación fijos se han obtenido a partir de unos porcentajes tomados sobre el coste directo total, mientras que los costes de operación variables corresponden a los consumibles, materias primas y servicios, y se han conseguido a partir de referencias bibliográficas. Se ha tomado un coste de bioetanol de 0,66 €/l (Ramírez Márquez, 2011), el coste de referencia tomado para la electricidad es de 0,125 €/kWh y el coste del agua de refrigeración se toma de 1,1 €/t (Gutiérrez Ortiz y de Santa-Ana, 2017). Se asume un coste por el suministro de microalgas de 0,34 €/kg (Escudero, 2012).

Se muestra en la **Tabla 3.17** los costes de inversión (directos e indirectos) y los costes de operación (fijos y variables) estimados asumiendo que la planta operará durante 24 h/día, 333 días/año, es decir, unas 8000 h/año.

**Tabla 3.17:** Costes de inversión y operación estimados asumiendo una operación de 8000 h/año.

**Fuente:** elaboración propia.

<b>COSTES DIRECTOS</b>	<b>% CAE</b>	<b>k€</b>
Coste de adquisición del equipo (CAE)	100	1.439,85
Instalación de equipos	40	575,94
Instrumentación y control	12	172,78
Tuberías	15	215,98
Sistemas eléctricos	12	172,78
Servicios (instalaciones)	15	215,98
Terreno	4	57,59
Construcciones (incluidos los servicios)	15	215,98
Mejoras de terreno	12	172,78
Equipos llave en mano		247,16
<b>Costes directos totales (CDT)</b>	<b>225</b>	<b>3.239,66</b>
<b>COSTES INDIRECTOS</b>	<b>% CDT</b>	<b>k€</b>
Diseño y coste de ingeniería	10	323,97
Gastos de construcción	12	388,76
Gastos legales	2	64,79
Tasa de contratistas	4	129,59
Asistencia para la puesta en marcha	3	97,19
Contingencias	7	226,78
<b>Costes indirectos totales</b>	<b>38</b>	<b>1.231,07</b>
<b>COSTE TOTAL DE INVERSIÓN (CTI)</b>		<b>4.470,73</b>
<b>COSTES FIJOS DE OPERACIÓN</b>	<b>% CDT</b>	<b>k€/año</b>
Costes laborales	4,68	151,62
Mantenimiento	4,50	145,78
Gastos generales	3,07	99,46
Servicios de gestión y operación	1,32	42,76
Coste de marketing, logística y otros	1,32	42,76
Seguros	2,50	80,99
<b>Total</b>	<b>17,39</b>	<b>563,38</b>
<b>COSTES VARIABLES DE OPERACIÓN</b>		<b>k€/año</b>
Microalgas (€/kg)	0,34	9.963,36
Bioetanol (€/l)	0,66	1.087,98
Agua de refrigeración (€/t)	1,10	151,28
Electricidad (€/kWh)	0,125	208,58
<b>Total</b>		<b>11.411,20</b>
<b>COSTE TOTAL DE OPERACIÓN (CTO)</b>		<b>11.974,58</b>

Como se aprecia, los costes variables de operación son los más significativos debido en gran parte al precio del suministro de las microalgas, suponiendo alrededor de un 95% del coste total anual de operación.

Gracias a la obtención de estos subproductos, los costes de producción se reducen, aumentando la rentabilidad del proceso. La planta produce un total anual de 716.918,4 kg de glicerina al 90% en peso y 19.879,2 t de biomasa seca. Los precios de venta que se han asumido para estos subproductos son de 0,1 €/kg para la glicerina (Gutiérrez Ortiz y de Santa-Ana, 2017) y de 0,272 €/kg para la biomasa seca, asumiendo que este precio es equiparable al de la soja, la cual se vende a un precio de 272 €/t en mayo de 2020 (Agrofy News, 2020). El valor de la venta de los subproductos suma un total de 5.478.834 €/año.

La producción anual de 8.400.110 kg/año de biodiésel tiene un coste de 6.495.746 €/año (teniendo en cuenta el beneficio de los subproductos), por lo que este valor se puede traducir a un coste de 0,77 €/kg.

### 3.3.3. PRECIO DE VENTA DEL DIÉSEL USADO COMO REFERENCIA

Para que los precios de venta de los biocombustibles sean competitivos en el mercado deberán contar con la referencia del combustible al cual pretenden sustituir. Es por ello que el precio de venta del diésel se ha tomado con referencia a junio de 2020, asumiendo la caída de los precios de los carburantes como consecuencia del COVID 19. El precio neto considerado, sin incluir impuestos, es de 1,103 € (Expansión, 2020).

## 3.4. INGRESOS DE REFERENCIA

El producto principal, que es el biodiésel, junto con los subproductos obtenidos durante el proceso de transesterificación supercrítica (glicerina y biomasa seca) son la fuente de ingresos de la planta objeto de estudio. Asumiendo un precio de venta del biodiésel igual al del diésel procedente de una refinería de petróleo, los ingresos anuales serían los que aparecen en la **Tabla 3.18**.

**Tabla 3.18:** Ingresos por la venta de biodiésel y de los subproductos. **Fuente:** elaboración propia.

INGRESOS TOTALES ANUALES	
Producción anual de biodiésel (kg)	8.400.110,40
Coste de producción de biodiésel (€/kg)	0,83
Precio de venta del diésel estimado (€/kg)	1,103
Ingresos anuales por venta de biodiésel (€)	9.265.321,77
Producción anual de glicerina (kg)	716.918,40
Precio de venta de la glicerina (€/kg)	0,10
Ingreso por venta de glicerina (€)	71.691,84
Producción anual de biomasa seca (kg)	19.879.200,00
Precio de venta de la biomasa seca (€/kg)	0,27
Ingreso por venta de biomasa seca (€)	5.407.142,40
<b>Ingresos totales anuales (€)</b>	<b>14.744.156,01</b>

### 3.5. ESTUDIO DE VIABILIDAD ECONÓMICA

En este apartado se va a analizar la rentabilidad del proyecto para saber si la planta resulta económicamente viable. Para ello se van a exponer los indicadores de rentabilidad que se van a utilizar para justificar la viabilidad del proyecto a partir de los flujos de caja.

#### 3.5.1. POR MÉTODOS DE ACTUALIZACIÓN

Siempre y cuando se realiza un proyecto de inversión, uno de los objetivos principales es obtener beneficios. Para ayudar a tomar decisiones con respecto a la viabilidad del proyecto se utilizan diferentes métodos de valoración. Estos métodos permiten referenciar el valor del dinero a un mismo periodo de referencia que, en nuestro caso, será el año 2020.

En este sentido, los métodos tradicionales de valoración, VAN y TIR son herramientas frecuentes y se utilizan como los criterios de mayor aceptación en el análisis de los proyectos de inversión (Guillén, 2012). En este estudio se utilizarán estos indicadores junto con el ICB para estudiar la rentabilidad de la planta a escala industrial.

- VALOR ACTUAL NETO (VAN)

El valor actual neto de un proyecto se determina a partir de la actualización de los flujos de caja asociados al mismo y cuantifica la rentabilidad neta para el periodo de años considerados y expresados según el valor en el periodo de referencia (año 2020) para una tasa de actualización o descuento determinada. El empleo de la tasa de actualización es necesario para poder comparar los costes y beneficios netos de los diferentes años. El VAN se define como sigue:

$$VAN = -A + \sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1+r)^t}$$

siendo  $r$  la tasa de interés nominal o tasa de descuento de flujos,  $FC_n$  el flujo de caja en el año correspondiente y  $A$  el valor de la inversión inicial. Se ha tomado una tasa nominal anual de un 9%. Se considerará que el proyecto es económicamente rentable en caso de que el resultado del VAN sea mayor que cero.

- TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

La tasa interna de retorno se trata del tipo de descuento que hace el VAN cero. La TIR es un porcentaje que mide la viabilidad de un proyecto determinando la rentabilidad de los ingresos y gastos actualizados generados por una inversión. Su expresión es la siguiente:

$$0 = -A + \sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1+TIR)^t}$$

Para que el proyecto sea viable, el valor de la TIR tiene que ser superior a la tasa mínima de rentabilidad exigida a la inversión. En este caso, este valor de la TIR tiene que ser superior al 12% establecido en el punto anterior.

- ÍNDICE DE RENTABILIDAD O ÍNDICE DE COSTE-BENEFICIO (ICB)

El índice de rentabilidad se define como el cociente entre la suma de los flujos de caja actualizados y la inversión inicial. Su expresión es la siguiente:

$$ICB = \frac{\sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1+r)^t}}{A}$$

El criterio del índice de rentabilidad es que si éste es mayor que uno se debe aceptar el proyecto. Esto quiere decir que el valor actual es mayor que la inversión inicial y, por tanto, el proyecto debe tener un valor actual neto positivo.

### 3.5.2. FLUJOS DE CAJA

Para llevar a cabo los flujos de caja será necesario realizar balances entre los ingresos y los gastos de cada año. Se va a utilizar una serie de indicadores que permitan llegar a conclusiones correctas sobre el análisis de la rentabilidad.

En primer lugar, será necesario conocer los beneficios antes de impuestos (BAI). Se trata de un indicador del resultado de explotación de la planta sin tener en cuenta el impuesto de sociedades, cuyo tipo general en España es del 25% (Guadix et al., 2014), que será el que se tome en este trabajo. Este balance se define como sigue:

$$BAI = \text{INGRESOS} - \text{COSTES} - \text{AMORTIZACIÓN}$$

Los costes y los ingresos se han hallado previamente, mientras que la amortización supone la contabilización del activo fijo que va perdiendo valor a lo largo de un período dado dentro de la vida útil de la planta.

Tras el cálculo del beneficio antes de impuestos es necesario calcular los beneficios después de aplicar el impuesto de sociedades, denominado beneficio después de impuestos (BDI). El balance es el siguiente:

$$BDI = BAI (1 - \text{Impuesto de sociedades})$$

Por último, se define el valor del flujo de caja para cada año mediante el balance:

$$FC = \text{INVERSIÓN} + \text{BDI} + \text{AMORTIZACIÓN}$$

### 3.5.3. ESTIMACIÓN DEL PRECIO DE VENTA MÍNIMO DEL BIODIÉSEL

Una vez hallados los costes de inversión y operación del proceso, el precio mínimo de venta del biodiésel (punto de equilibrio) se ha estimado realizando un análisis de flujo de caja descontado. Este es el precio requerido para recuperar la inversión inicial sin pérdidas ni beneficios a un interés marcado por la TIR.

El precio de venta mínimo para el producto principal, que es el biodiésel, se calcula a partir del análisis de flujo de caja descontado mostrado en la **Tabla 3.19**, asumiendo un 100% de la financiación del capital, pagándose al comienzo el 50% de la inversión del capital y el resto



al final del primer año. La depreciación lineal tomada como referencia es de 15 años, con una vida útil para la planta de 20 años. De estos 20 años, 19 serán de operatividad a 333 días por año (8000 h/año), ya que se asume un periodo de un año para la construcción de la planta, alcanzándose así un factor de capacidad superior al 90%. Por otro lado, el capital circulante se ha estimado sobre un 5% del capital total de inversión y la tasa de impuestos se ha fijado en un 25% (Gutiérrez Ortiz, 2020).

Como se muestra en la **Tabla 3.19**, el flujo de caja es negativo durante el año cero ya que se pagará el 50% del coste total de inversión, mientras que el terreno se paga estando la planta en construcción. Al final del primer año se paga el resto del coste total de la inversión junto con el capital circulante, 55%, y no se producirá nada, lo que quiere decir que el flujo de caja más desfavorable se obtiene en este momento. La producción comienza a principios del segundo año, por lo que desde este momento hasta el último año de vida de la planta hay ingresos por ventas, en este caso del producto principal, que es el biodiésel. A partir de ese momento la inversión comienza a recuperarse con una TIR del 10%.

El proyecto puede ser rentable ya que el tiempo de vida de la planta es mayor que el periodo de recuperación de la inversión. Los flujos de efectivo no descontados cambian de valores negativos a positivos, por lo que el flujo de de caja acumulado da como resultado un valor final positivo de 6,64 M€ (millones de euros), lo que indica que el proyecto está obteniendo un retorno de la inversión más allá del periodo de recuperación sin descuento.

El precio de venta mínimo para el biodiésel, que se ha obtenido utilizando la herramienta solver de Excel, es de 0,86 €/kg (**Tabla 3.19**), teniendo en cuenta los beneficios obtenidos de la venta de los subproductos mencionados anteriormente.

Este es el precio requerido para recuperar la inversión inicial sin pérdidas ni beneficios a un interés marcado por la TIR a un 10%, por lo que para poder analizar la viabilidad económica de la planta habrá que emplear un precio de venta del biodiésel superior al mínimo obtenido. De esta forma, se tomará el precio de venta del biodiésel actualizado a junio de 2020 (1,103 €/kg), para ver, a partir de los indicadores de rentabilidad obtenidos, si la planta resulta económicamente viable. Se toma este valor referenciado a junio de 2020, aun siendo este menor que el precio de venta del biodiésel a febrero de 2020 (1,308 €/kg), para reforzar la viabilidad del proyecto.



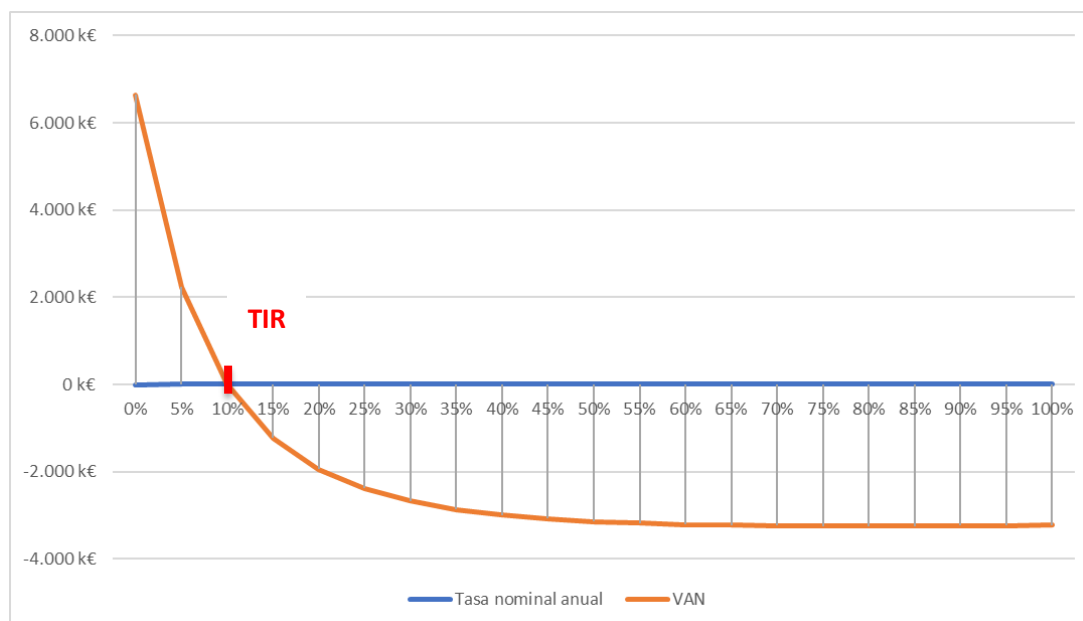
Considerando el precio de venta mínimo obtenido y la referencia de precio mencionada, se observa que el margen de beneficio es significativo, pudiendo aumentar el valor del punto de equilibrio a valores cercanos a la referencia y siendo en todo momento más competitivos en cuanto a precios en el mercado. En la **Tabla 3.20** se muestran los resultados de los indicadores de rentabilidad, hallados a partir de los flujos de caja obtenidos para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € y considerando una tasa nominal anual del 9%.

**Tabla 3.20:** Valores de los indicadores de rentabilidad a un precio de venta del biodiésel de 1,103 € (r=9%). **Fuente:** elaboración propia.

Rentabilidad a 20 años	
VAN	12.722,25 k€
TIR	37,37%
ICB	5,55

A la vista de los resultados obtenidos para el precio de venta del biodiésel igual al del diésel, el proyecto resultaría económicamente rentable, ya que el valor actual neto obtenido es positivo, calculado con una tasa nominal anual de un 9%, que es la tasa mínima aceptable considerada y que representa el coste de oportunidad de invertir en el proyecto. Por lo tanto, el resultado obtenido indica que el proyecto tendrá beneficios futuros. Por su parte, la tasa interna de retorno es del 37,37%, lo que significa que la rentabilidad será mayor que la supuesta por el mínimo fijado como aceptable (9%). A su vez, el índice de rentabilidad del proyecto (ICB) es de 5,55, lo que financieramente significa que, por cada euro invertido en el proyecto, se obtendrán 4,55 € de beneficio. Además, el periodo de recuperación de la inversión (Pay Back) descontado es de unos 10 años.

A continuación, se representa gráficamente cómo varía el VAN en función del valor que tome la tasa de rentabilidad mínima exigida al proyecto de inversión (r) para considerarlo rentable, partiendo de un precio de venta mínimo del biodiésel de 0,86 €/kg.



**Figura 3.3:** Variación del VAN en función del valor de la tasa nominal anual, partiendo de un precio de venta de biodiésel de 0,86 €/kg que da el punto de equilibrio para una TIR=10%. **Fuente:** elaboración propia.

Como se puede apreciar en la gráfica, el interés marcado por la TIR a un 10% es el que marca el precio requerido para recuperar la inversión inicial sin pérdidas ni beneficios.

Finalmente, la viabilidad económica de una planta se ve afectada por diferentes aspectos como pueden ser: la vida del proyecto, el coste total de la inversión, el coste de las materias primas, entre otros, ya que influyen en el valor actual neto. Del mismo modo, la ubicación de la planta tiene un efecto en el coste de la mano de obra, la construcción, el terreno, la operación y el mantenimiento, por lo que estos también influirán en la viabilidad económica. De hecho, existe una incertidumbre con respecto a todos estos aspectos, por lo que se debe realizar un análisis de sensibilidad con respecto a estos parámetros para examinar su efecto con respecto al punto de equilibrio relativo al precio de venta del biodiésel mínimo que hace viable el proceso, cuestión que se tratará en el siguiente punto.

### 3.6. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Aún cuando los resultados de la evaluación fueron positivos, se llevó a cabo un análisis de sensibilidad para evaluar cómo y en qué medida se vería afectada la rentabilidad económica del proyecto ante cambios en determinadas variables. A continuación, se analizan los factores que presentan mayor efecto sobre el precio de venta mínimo del biodiésel, como son, el coste de inversión y el gasto de consumibles, tanto de microalgas como de bioetanol.

#### 3.6.1 EFECTO DE LA INVERSIÓN INICIAL

En este escenario se han supuesto unas modificaciones tanto positivas como negativas del 10%, 30% y 50% sobre el valor de la inversión inicial, es decir, se va a estudiar la variación de los indicadores de rentabilidad para unas inversiones iniciales de 2.235,37 k€, 3.129,51 k€, 4.023,66 k€, 4.917,81 k€, 5.811,95 y 6.706,10 k€, indicando la inversión inicial base de 4.470,73 k€, como se muestra en la **Tabla 3.21**. Todos los casos mencionados se han resuelto para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € y una  $r=9\%$ .

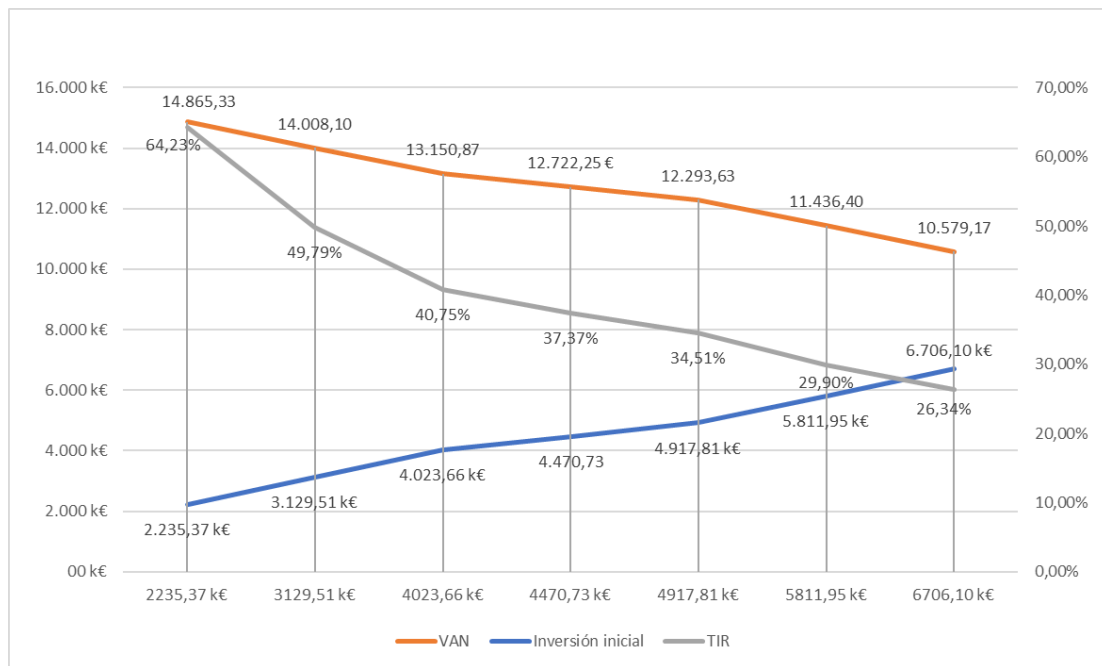
Para cada una de las variaciones se va a calcular el precio de venta mínimo del biodiésel, de manera que se compruebe el efecto de la modificación introducida sobre el precio mencionado (punto de equilibrio). Para unas reducciones del 50%, 30% y 10% sobre la inversión inicial, se obtienen unos precios de venta mínimos de 0,82 €, 0,84 € y 0,86 €, respectivamente, lo que supone una diferencia significativa para el primer caso (reducción del 50%) con respecto al precio obtenido para la inversión inicial del caso base (0,86 €). Por otro lado, para unos aumentos del 10%, 30% y 50% sobre la inversión del caso base, se obtienen unos precios de venta mínimos de 0,87 €, 0,89 € y 0,91 €, respectivamente, suponiendo una diferencia apreciable para el último caso con respecto al precio de venta mínimo obtenido para la inversión inicial.

Considerando estos resultados, se comprueba que, aumentando la inversión inicial, el margen de ganancia con respecto al caso de venta de diesel es cada vez menor, al aproximarse gradualmente el precio mínimo obtenido al precio de referencia actual considerado (1,103 €).

**Tabla 3.21:** Indicadores de rentabilidad frente a variaciones positivas y negativas del 10%, 30% y 50% sobre la inversión inicial, para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € (r=9%). **Fuente:** elaboración propia.

	Inversión inicial	10%	30%	50%	-10%	-30%	-50%
<b>VAN</b>	12.722,25 k€	12.293,63 k€	11.436,40 k€	10.579,17 k€	13.150,87 k€	14.008,10 k€	14.865,33 k€
<b>TIR</b>	37,37%	34,51%	29,90%	26,34%	40,75%	49,79%	64,23%
<b>ICB</b>	5,55	4,89	3,86	3,10	6,35	8,63	12,65

En la **Figura 3.4** se muestra la variación del VAN y de la TIR en función de las variaciones positivas y negativas del 10%, 30% y 50% sobre la inversión inicial, tomando un precio de venta del biodiésel de 1,103 € y con r=9%.



**Figura 3.4:** Grafica de sensibilidad para variaciones positivas y negativas del 10%, 30% y 50% sobre la inversión inicial, para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € (r=9%). **Fuente:** elaboración propia.

Las variaciones de la inversión inicial en los diferentes porcentajes mostrados en la **Tabla 3.21** muestran unos resultados favorables para el VAN y la TIR en todos los casos, aunque se aprecia una leve disminución de ambos índices en los casos en los que el porcentaje de inversión aumenta con respecto al caso base. La misma evolución muestra el valor del ICB para todos los casos.

### 3.6.2 EFECTO DEL COSTE DE LA MATERIA PRIMA (MICROALGAS)

En este segundo escenario se han supuesto unas modificaciones tanto positivas como negativas del 10%, 20% y 25% sobre el coste anual de las microalgas, por lo que se va a analizar el efecto de estos porcentajes en los indicadores de rentabilidad. Los valores tomados para este análisis con respecto a los 9.963,36 k€ anuales que cuesta el suministro de las microalgas en el caso base son 7.472,52 k€, 7.970,69 k€, 8.967,02 k€, 10.959,70 k€, 11.956,03 k€ y 12.454,20 k€. Los resultados se muestran en la **Tabla 3.22**. Todos los casos mencionados se han calculado para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € y una r=9%.

El porcentaje en cada uno de los casos da lugar a un precio de venta mínimo del biodiésel. Para unas reducciones del 25%, 20% y 10% sobre el coste inicial de las microalgas, se obtienen unos precios de venta mínimos de 0,57 €, 0,63 € y 0,75 € respectivamente, lo que supone, con respecto al punto de equilibrio obtenido para el coste base, una diferencia muy elevada. El margen de beneficio para estos casos es, por lo tanto, bastante amplio si se toma como referencia el precio de venta del biodiésel mencionado con anterioridad (1,103 €). Esto permite aumentar el precio de venta en gran medida, siendo siempre más competitivos que el precio en el mercado del diesel.

Por otro lado, un aumento del 10% con respecto al coste base de las microalgas resulta significativo en el valor obtenido para el precio de venta mínimo del biodiésel, ya que dicho valor se acerca a la unidad, resultando 0,98 €. En los siguientes supuestos, 20% y 25%, el coste de venta mínimo se incrementa hasta 1,10 € y 1,16 €. Para el segundo caso (1,10 €) el margen de subida del precio es bastante reducido si se toma como referencia el precio de venta del diésel considerado para este estudio (1,103 €), mientras que en el último caso (1,16 €) no se podría competir con el precio en el mercado del diesel.

Para los resultados obtenidos, se comprueba que, aumentando el coste de las microalgas, el margen de ganancia con respecto al caso de venta de diesel es cada vez menor, dejando de ser competitivo en el mercado al llegar a un incremento del 25% sobre el coste base de las microalgas.

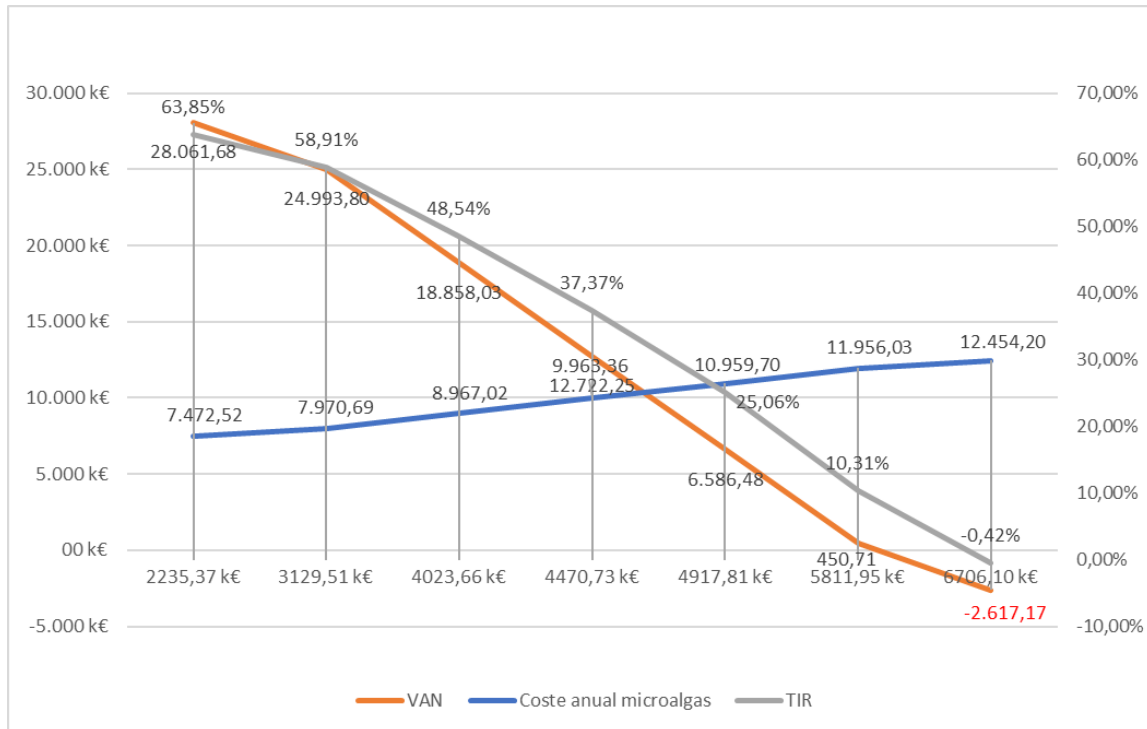
**Tabla 3.22:** Indicadores de rentabilidad frente a variaciones positivas y negativas del 10%, 20% y 25% sobre el coste de la materia prima (microalgas), para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € ( $r=9\%$ ).

**Fuente:** elaboración propia.

	Coste base microalgas	10%	20%	25%	-10%	-20%	-25%
<b>VAN</b>	12.722,25 k€	6.586,48 k€	450,71 k€	-2.617,17 k€	18.858,03 k€	24.993,80 k€	28.061,68 k€
<b>TIR</b>	37,37%	25,06%	10,31%	-0,42%	48,54%	58,91%	63,85%
<b>ICB</b>	5,55	2,87	0,20	-1,14	8,22	10,90	12,24

En este escenario se puede apreciar claramente cómo la variación tanto positiva como negativa en el coste de las microalgas supone el efecto más significativo en los índices de rentabilidad del proyecto. Dentro de los supuestos analizados, se observa cómo el caso de un aumento del 25% sobre el coste base de las microalgas supone un incremento de 30 céntimos de euro sobre el precio de venta mínimo del biodiésel (0,86 €).

A continuación, se muestra en la **Figura 3.5** la variación del VAN y la TIR en función de las variaciones positivas y negativas del 10%, 20% y 25% sobre el coste de las microalgas, tomando un precio de venta del biodiésel de 1,103 € y con  $r=9\%$ .



**Figura 3.5:** Grafica de sensibilidad para variaciones positivas y negativas del 10%, 20% y 25% sobre el coste de las microalgas, para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € (r=9%). **Fuente:** elaboración propia.

Como se puede apreciar en la **Figura 3.5**, a medida que los porcentajes sobre el coste de las microalgas aumentan, el VAN decrece considerablemente hasta llegar a un valor negativo, lo que indica que el proyecto arroja pérdidas y no sería viable para el supuesto de un aumento del 25% sobre el coste base. Con respecto a la TIR, se mantiene mayor a la tasa de descuento considerada para el análisis (9%), excepto en el caso anteriormente mencionado (25%), donde este valor es menor, lo que significa que el proyecto no sería viable. Por último, el índice de rentabilidad (ICB) obtenido en cada caso disminuye significativamente a medida que el porcentaje sobre el coste de microalgas aumenta, por lo que los únicos supuestos donde el proyecto no sería económicamente rentable son en el ya mencionado y en el caso de un aumento del 20% sobre el coste base, pues en estos casos el valor es inferior a la unidad y no se obtendrían beneficios.

Por otro lado, cuando los porcentajes sobre el coste base de las microalgas disminuyen, se aprecian unos resultados favorables para el VAN, la TIR y el ICB.

### 3.6.3 EFECTO DEL COSTE DE LA MATERIA PRIMA (BIOETANOL)

En este último escenario se han supuesto unas modificaciones tanto positivas como negativas del 10%, 20% y 25% sobre el coste base del bioetanol, para analizar cómo varían tanto los indicadores de rentabilidad como el punto de equilibrio del biodiésel para cada uno de los casos. Los valores tomados para este análisis con respecto a los 1.087,98 k€ anuales que cuesta el bioetanol en el caso base son 815,99 k€, 870,38 k€, 979,18 k€, 1.196,78k€, 1.305,58 k€ y 1.359,98 k€. Los resultados se muestran en la **Tabla 3.23**. Todos los casos mencionados se han calculado para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € y una r=9%.

Por un lado, para disminuciones del 25%, 20% y 10% sobre el coste base del bioetanol se obtiene un precio de venta mínimo de 0,83 €, 0,84 € y 0,85 €, respectivamente. Esto supone una bajada de alrededor de un céntimo de euro por cada bajada reflejada en los porcentajes anteriores en el coste de bioetanol.

Por otro lado, con un aumento del 10%, 20% y 25% sobre el coste base del bioetanol se obtiene un precio de venta mínimo de 0,88 €, 0,89 € y 0,90 €, respectivamente, lo que supone una subida de alrededor de un céntimo de euro por cada incremento sobre el coste de bioetanol.

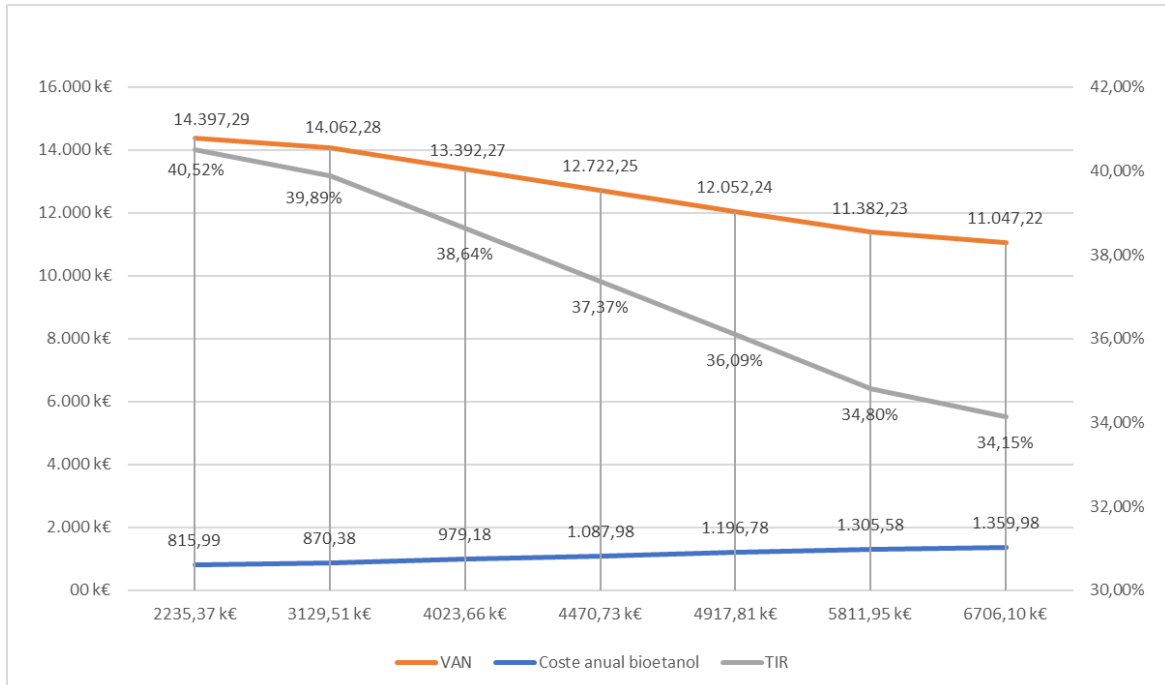
Es por ello que, para todos los supuestos, sigue habiendo un margen de subida del precio de biodiésel que permita ser competitivo en el mercado a fecha de junio 2020 (1,103 €).

**Tabla 3.23:** Indicadores de rentabilidad frente a variaciones positivas y negativas del 10%, 20% y 25% sobre el coste de la materia prima (bioetanol), para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € (r=9%).

**Fuente:** elaboración propia.

	Coste base bioetanol	10%	20%	25%	-10%	-20%	-25%
<b>VAN</b>	12.722,25 k€	12.052,24 k€	11.382,23 k€	11.047,22 k€	13.392,27 k€	14.062,28 k€	14.397,29 k€
<b>TIR</b>	37,37%	36,09%	34,80%	34,15%	38,64%	39,89%	40,52%
<b>ICB</b>	5,55	5,26	4,96	4,82	5,84	6,13	6,28

En la **Figura 3.6** se muestra la variación del VAN y la TIR en función de las variaciones positivas y negativas del 10%, 20% y 25% sobre el coste del bioetanol, tomando un precio de venta del biodiésel de 1,103 € y con r=9%.



**Figura 3.6:** Grafica de sensibilidad para variaciones positivas y negativas del 10%, 20% y 25% sobre el coste del bioetanol, para un precio de venta del biodiésel de 1,103 € (r=9%). **Fuente:** elaboración propia.

Tanto el aumento como la disminución en los porcentajes sobre el coste del bioetanol siguen mostrando unos resultados favorables en cuanto a rentabilidad se refiere, ya que el VAN



se mantiene positivo y la TIR es mayor al 9% en todos los casos. Por otro lado, el valor del ICB muestra la misma evolución para todos los casos, disminuyendo a medida que el coste del bioetanol aumenta, por lo que los beneficios resultantes serían cada vez menores.

El resultado más interesante obtenido de estos análisis está relacionado con las variables que afectan principalmente a la viabilidad económica de la planta, especialmente el coste de la materia prima principal, la cual debe optimizarse tanto como sea posible. Una opción para obtener mayores beneficios podría ser aumentar el precio de venta de los restos sólidos de microalgas obtenidos como subproducto tras la separación de las fases en el proceso de extracción de lípidos.



## **4. ESTUDIO COMPARATIVO CON UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN SIMILAR**



En este capítulo se va a llevar a cabo un estudio comparativo entre los resultados obtenidos de la viabilidad tecno-económica de la planta propuesta en este TFG y los obtenidos en el estudio realizado por Y. Zhang et al. (2003), ya que ambas instalaciones presentan una producción de biodiésel similar de alrededor de 8000 toneladas anuales.

#### 4.1. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA

En el estudio realizado por Y. Zhang et al. se diseñaron y simuló cuatro procesos continuos diferentes mediante el software de simulación de procesos HYSYS. Dos de ellos eran procesos catalizados con álcali, uno con aceite vegetal virgen (proceso I) y el otro empleando aceite de cocina usado (proceso II). Los dos restantes (procesos III y IV) estaban catalizados por ácido y empleaban aceite de cocina usado como materia prima. En dicho estudio se obtuvieron unas condiciones de funcionamiento detalladas y los diseños de los equipos para cada uno de los procesos. Las principales unidades de procesamiento incluían reactores, columnas de destilación, columnas de extracción, intercambiadores de calor, bombas y separadores.

En el proceso I, la reacción de transesterificación comienza en un reactor con la alimentación de aceite virgen con una mezcla compuesta de metanol e hidróxido de sodio (NaOH). Esta reacción se produce en unas condiciones de presión y temperatura de 400 kPa y 60 °C, respectivamente. Tras esta reacción, la corriente resultante formada por FAME (metil oleato), glicerina, metanol, aceite y NaOH entra en una torre de destilación, donde se recupera la mayor parte del metanol. Esta cantidad de metanol se mezcla con una corriente de metanol fresco y se recircula al reactor. La corriente restante que sale de la torre de destilación pasa por una columna de lavado con agua para separar el FAME de la glicerina, el NaOH y el metanol. En este punto del proceso, la corriente se divide en dos partes: por un lado, el FAME junto con el aceite, el metanol y algo de agua se envía a una nueva torre de destilación para eliminar en mayor medida el metanol y el agua, recuperándose FAME en un porcentaje mayor al 99,6%. Por otro lado, la corriente compuesta por NaOH, glicerina, metanol y agua se envía a un reactor de neutralización para, mediante la adición de  $H_3PO_4$ , eliminar el NaOH. Tras ello, esta corriente entra en una columna de purificación de glicerina, donde se consigue una pureza de esta sustancia de entre 85-92%, siendo un subproducto de alta calidad.

En el proceso II, se requiere una unidad de pretratamiento (esterificación) para reducir el contenido de FFA. En primer lugar, se alimentó el reactor del proceso de esterificación con aceite de cocina usado, metanol y  $H_2SO_4$ , para reducir el contenido de FFA al nivel requerido. La corriente de salida de este reactor pasa a una columna de extracción de líquidos donde, mediante la adición de glicerina pura como disolvente, se separa el aceite de cocina de la mezcla de glicerina resultante a partir del metanol, agua y  $H_2SO_4$ . Luego, el aceite de cocina usado ya acondicionado, junto con los ésteres de ácidos grasos que se han producido, alimentan el reactor del proceso de transesterificación. La corriente restante que sale de la columna de extracción de líquido contiene metanol, glicerina, agua y  $H_2SO_4$ , la cual se hace pasar por una torre de destilación para recuperar el metanol al proceso. El resto del proceso es idéntico al proceso I.

En el proceso III se requieren 2 reactores para el proceso de transesterificación, los cuales operan en serie con una alta relación molar de metanol: aceite (100:1). Tras la recuperación del metanol en la torre de destilación, se introduce un segundo reactor para neutralizar el catalizador ácido. El material empleado para los dos reactores y la torre de destilación de metanol es de acero inoxidable debido a la presencia de  $H_2SO_4$ . El resto del proceso es similar al primero.

El proceso IV es similar al tercer proceso, pero, en lugar de utilizar una columna de lavado de agua para evitar emulsiones, se emplea hexano como disolvente de extracción. Después de la destilación del metanol, se añaden la misma cantidad de hexano que de metanol y un 10% en

volumen de agua a una unidad de extracción, de donde se extrae todo el FAME y el aceite, separándose estas dos sustancias de la mayor parte de glicerina, metanol y  $H_2SO_4$ . Tras el lavado de metanol y agua en la fase de extracción con hexano, se consigue la eliminación de glicerina y  $H_2SO_4$  de la mezcla de FAME y hexano. El hexano fue recirculado tras el paso por la torre de destilación, mientras que FAME fue destilado como el producto biodiésel. El resto del proceso coincide con el anteriormente explicado.

## 4.2. COMPARACIÓN DE LOS ESTUDIOS TECNO- ECONÓMICOS DE AMBAS PLANTAS

En este apartado, se lleva a cabo un estudio comparativo a nivel tecno-económico de los cuatro procesos mencionados con respecto a la planta industrial tratada en este TFG. En este sentido, la principal diferencia entre los procesos radica en la materia prima empleada y la tecnología de producción de biodiésel. Además de esto, existen otros aspectos que difieren entre ambas plantas, que se analizan a continuación.

Las diferencias entre ambas plantas, reflejadas en los costes de inversión, son aquellas que tienen que ver principalmente con el coste de los equipos, por lo que se analizan las diferencias relativas a aspectos económicos. En la **Tabla 4.1** se muestra el coste de la inversión inicial para cada uno de los cuatro procesos del estudio de Y. Zhang et al. actualizados a marzo de 2020.

El efecto más significativo con respecto a la planta estudiada lo marcan los equipos de extracción de lípidos, junto con los reactores empleados en el proceso de transesterificación.

El empleo de microalgas como materia prima requiere un mayor número de equipos, al necesitar, como ya se ha explicado anteriormente, un proceso de extracción de lípidos. El coste de dichos equipos es de unos 713 k€, de los cuales 174,16 k€ corresponden a la centrifugadora decantadora, 299,89 k€ a la centrifugadora trifásica y 238,93 k€ al equipo de ultrasonidos, el cual se ha considerado como "llave en mano". Esto conlleva un coste adicional en la inversión inicial con respecto a los cuatro procesos mencionados anteriormente, ya que, al utilizar aceite como materia prima, no se requiere el uso de estos equipos.

Esto tiene un efecto directo en la inversión inicial (4,47 M€), ya que, al comparar ambas plantas, se aprecia una amplia diferencia con los tres primeros procesos (proceso I, II, III), resultando una inversión inicial de 1,81 M€, 3,62 M€ y 3,45 M€, respectivamente. Mientras tanto, la inversión inicial del proceso IV (4,31 M€) se asemeja a la de la planta estudiada, debido a la necesidad de aumentar las dimensiones de la unidad de extracción de FAME con hexano. Esto es consecuencia de la adición de hexano/agua a la primera columna de lavado, lo que condujo a un incremento de la corriente, así como a una mayor necesidad energética en la unidad de extracción del FAME.

Por otro lado, con el empleo de aceite de cocina usado como materia prima en lugar de aceite vegetal virgen, el proceso catalizado en álcalis (proceso II) necesita una unidad de pretratamiento para reducir el contenido de ácidos grasos libres. Este equipo de pretratamiento está valorado en 1,03 M€ (actualizado a marzo de 2020), lo que implica un gran aumento del coste de inversión para este proceso.

**Tabla 4.1:** Coste de los equipos principales e inversión inicial actualizada a marzo de 2020 para los procesos I, II, III y IV. **Fuente:** Y. Zhang et al., 2003.

Tipo	Descripción	Proceso I	Proceso II	Proceso III	Proceso IV
Reactores	Esterificación				
	Dimensiones ( $D \times L$ , m)	0	0,8 · 2,4	0	0
	Coste (k€)		108		
	Transesterificación				
	Dimensiones ( $D \times L$ , m)	1,8 · 5,4	1,8 · 5,4	2,1 · 6,3 <sup>a</sup>	2,1 · 6,3 <sup>a</sup>
	Coste (k€)	392,23	392,23	910,25 <sup>a</sup>	910,25 <sup>a</sup>
Columnas	Neutralización				
	Dimensiones ( $D \times L$ , m)	0,3 · 1	0,3 · 1	0,5 · 1,5	0,4 · 1,2
	Coste (k€)	28,40	28,40	51,40	39,22
	Metanol destilación				
	Dimensiones ( $D \times L$ , m)	0,6 · 10	1 · 12	1 · 10	1 · 10
	Coste <sup>b</sup> (k€)	189,35	482,85 189,35	438,22	438,22
Columnas	Columna de lavado				
	Dimensiones ( $D \times L$ , m)	0,8 · 10	1 · 10	1 · 10	1 · 10
	Coste (€ · 10 <sup>3</sup> )	135,25	0,8 · 10 324,61 135,25	147,42	0,8 · 10 324,61 297,55
	Destilación del FAME				
	Dimensiones ( $D \times L$ , m)	1,2 · 12	1,2 · 12	1 · 12	1,5 · 16 <sup>c</sup>
	Coste <sup>b</sup> (k€)	212,35	212,35	227,22	346,25 <sup>c</sup>
Columnas	Purificación de la glicerina				
	Dimensiones ( $D \times L$ , m)	N/A	0,5 · 10	0,6 · 10	0,8 · 10
	Coste <sup>b</sup> (k€)		143,37	182,59	196,12
	Coste Intercambiadores de calor (k€)	5,41	21,64	16,23	16,23
	Coste Bombas (k€)	60,86	97,38	54,1	66,27
	Coste Otros (separador, Sistema de vacío) (k€)	62,22	77,09	98,73	56,81
Coste total del módulo básico de referencia (M€)	0,83	1,49	1,37	1,61	
Coste total del módulo básico (M€)	1,1	2,22	2,12	2,69	
Cuota de contingencia (M€)	0,19	0,39	0,38	0,49	
Coste total del módulo (M€)	1,28	2,62	2,5	3,18	
Coste de las instalaciones auxiliares (M€)	0,3	0,53	0,49	0,57	
Coste de capital fijo, $C_{FC}$ (M€)	1,58	3,15	2,99	3,75	
Capital circulante (M€)	0,23	0,47	0,45	0,57	
Inversión total de capital (M€)	1,81	3,62	3,45	4,31	
<sup>a</sup> Includes two reactors operated in series.					
<sup>b</sup> Includes the overhead condenser, recycle pump and bottom reboiler.					
<sup>c</sup> Includes hexane distillation.					

En el estudio de Y. Zhang et al. el coste de los reactores del proceso de transesterificación constituyó una parte significativa en el coste de inversión, especialmente para los procesos catalizados con ácido III y IV. Los porcentajes de los costes asociados a los dos reactores empleados en cada proceso mencionado suponen el 43% y el 33,8% respectivamente, sobre el porcentaje del coste total de los equipos. El coste de ambos reactores en cada proceso es de 0,91 M€. En el caso de la planta estudiada en este TFG, el coste total de los reactores también supone un porcentaje significativo sobre el coste total de los equipos, alrededor de un 39%, siendo el coste total de los 6 reactores empleados de 0,56 M€.

Otra diferencia reflejada en los costes de inversión es la diferencia en la obtención de glicerina en ambas plantas, ya que para los cuatro procesos es necesario la purificación de esta sustancia, por lo que en ellos se requiere una columna de purificación, equipo del que se prescinde en la planta estudiada, ya que la glicerina se obtiene con un porcentaje de pureza del 90% sin tratamientos posteriores. Esto supone un coste de 0,19 M€ sobre el proceso IV que es el de mayor inversión en este equipo. El porcentaje de esta unidad sobre el coste total de equipos es de 7,28%, no resultando demasiado significativa.

Por otro lado, las diferencias reflejadas en el coste total de operación están marcadas esencialmente por las materias primas empleadas en cada planta. En la **Tabla 4.2** se muestran los costes totales de operación junto con los índices de rentabilidad obtenidos para los cuatro procesos del estudio de Y. Zhang et al., actualizados a marzo de 2020.

El efecto más significativo en la planta estudiada es asociado al coste de la materia prima principal, las microalgas, mientras que, en el estudio de Y. Zhang et al., el proceso I es el que refleja un mayor impacto en los costes de operación, al emplear aceite vegetal virgen en lugar de aceite de cocina, como en el resto de los procesos de su estudio.

El empleo de las microalgas como materia prima supone un coste de casi el doble que el asociado al aceite vegetal virgen del proceso I, ascendiendo a 9,96 M€ frente a 5,68 M€, respectivamente. El porcentaje del coste de las microalgas con respecto al coste total de operación es de aproximadamente un 84%, mientras que el uso de aceite vegetal supone alrededor del 61% del coste total de operación. Por el contrario, el uso del aceite de cocina usado reduce el coste de la materia prima a unos 2,23 M€ en el resto de procesos, lo que corresponde a un 32% del coste total de operación.

Por otro lado, las microalgas también influyen en el objetivo de reducir el coste de producción del biodiésel, al obtenerse, tras la separación de las fases y obtención del aceite, biomasa seca como subproducto. La venta de esta biomasa obtenida contribuye a que el proceso sea factible, al suponer alrededor de un 36,6% de los ingresos totales anuales, obteniéndose unos 5,41 M€ anuales, a un precio de venta de 0,27 €/kg. Además de los beneficios obtenidos de la biomasa, habrá que añadir los obtenidos por la venta de glicerina, subproducto que también se obtiene en los cuatro procesos comentados. Los ingresos anuales por la venta de glicerina en la planta estudiada son de 0,071 M€ a un precio de venta de 0,1 €/kg. Mientras que Y. Zhang obtuvo hasta 1,04 M€ (proceso III) a un precio de 1,01 €/kg. Se observa una gran diferencia entre los precios de venta de la glicerina en ambas plantas, de ahí que los beneficios por la venta de glicerina obtenidos en el estudio de Y. Zhang sean bastante más elevados.

Otra de las materias primas que puede dar lugar a un efecto importante en el coste de operación es el bioetanol en el presente estudio y el metanol en el estudio de Y. Zhang et al. El coste anual para el caso del bioetanol es de 1,08 M€ a un coste de 0,66 €/l. Mientras que el mayor coste de metanol corresponde a los procesos III y IV, resultando un valor de 0,42 M€ a un coste de 0,192 €/l.



**Tabla 4.2:** Costes de operación e índices de rentabilidad actualizados a marzo de 2020 para los procesos I, II, III, y IV. Fuente: Y. Zhang et al., 2003.

	Proceso I	Proceso II	Proceso III	Proceso IV
<i>Costes directos de operación (M€)</i>				
Aceite	5,68	2,27	2,23	2,23
Metanol	0,23	0,24	0,42	0,42
Catalizador y disolvente	0,43	1,91	0,09	0,11
Mano de obra para operación	0,78	1,39	1,15	1,24
Trabajo de supervisión y de oficina, 15% de la mano de obra	0,12	0,20	0,18	0,19
<i>Utilities/Servicios</i>				
LP vapor	0,04	0,08	0,23	0,23
HP vapor	0,08	0,07	0,08	0,09
Electricidad	0,03	0,03	0,04	0,04
Agua de refrigeración	0,007	0,010	0,03	0,05
<i>Eliminación de residuos</i>				
Líquido	0,012	0,38	0,38	0,37
Sólido	0,005	0,005	0,08	0,08
Mantenimiento y reparaciones, 6% de $C_{FC}$	0,09	0,19	0,18	0,23
Suministros, 15% de mantenimiento y reparaciones	0,01	0,03	0,03	0,03
Cargos de laboratorio, 15% de labores de operación	0,12	0,20	0,18	0,19
Patentes y derechos de autor, 3% del total de los costs de operación	0,27	0,28	0,20	0,23
Subtotal, $A_{DME}$ (€ · 10 <sup>6</sup> )	6,95	6,42	4,44	4,76
<i>Costes indirectos de operación (€ · 10<sup>6</sup>)</i>				
Gatos generales, embalajes y almacenamiento, 60% total mano de obra para operación, supervisión y mantenimiento	0,60	1,07	0,89	1,00
Impuestos locales, 1,5% de coste de capital fijo	0,03	0,04	0,04	0,05
Seguro, 0,5% de $C_{FC}$	0,008	0,014	0,014	0,014
Subtotal, $A_{IME}$ (M€)	0,62	1,12	0,96	1,07
Depreciación, $A_{BD}$ , 10% de coste de capital fijo (M€)	0,16	0,31	0,30	0,38
<i>Gastos generales (M€)</i>				
Costes administrativos, 25% de gastos generales	0,15	0,27	0,23	0,24
Coste de distribución y venta, 10% de los costes de operación	0,92	0,96	0,70	0,76
Investigación y desarrollo, 5% del total de los costs de operación	0,46	0,47	0,35	0,38
Subtotal (M€)	1,54	1,70	1,27	1,39
Coste total de producción (M€)	10,27	10,50	8,01	8,59
Crédito de glicerina (M€)	0,99	0,92	1,04	0,99
Coste total de operación, $A_{TE}$ (M€)	9,28	9,58	6,97	7,60
Ingresos del biodiésel (M€)	6,49	6,49	6,49	6,49
Beneficio Anual Neto, $A_{NP}$ (M€)	-2,79	-3,08	-0,47	-1,11
Impuestos sobre los ingresos, $A_{IT}$ , 50% de $A_{NP}$ (M€)	-1,39	-1,54	-0,24	-0,55
Beneficio Anual Neto después de Impuestos, $A_{NNP}$ (M€)	-1,39	-1,54	-0,24	-0,55
Tasa de rendimiento después de impuestos (%)	-85,27	-51,18	-15,63	-21,48

Otra de las diferencias significativas entre ambas plantas es el uso de catalizador en los procesos estudiados por Y. Zhang et al., mientras que en la planta objeto de estudio no se hace uso de catalizador alguno, lo que supone un ahorro en los costes de operación. Para ello, se tomará el mayor de los costes obtenidos para el catalizador, correspondiente al proceso II, lo que supone un coste de 1,91 M a un coste de 5.410 €/t, lo que representa, en general, un valor bastante significativo con respecto al resto de materias primas empleadas en este proceso.

Para concluir con la comparativa entre ambas plantas se va a analizar el precio mínimo de venta del biodiésel en cada una de ellas. Para ello, se actualizará el precio obtenido en el estudio de Y. Zhang et al. a marzo de 2020 (**Tabla 4.3**).

**Tabla 4.3:** Resultados económicos actualizados a marzo de 2020 para los procesos I, II, III y IV. **Fuente:** Y. Zhang et al., 2003.

	Proceso I	Proceso II	Proceso III	Proceso IV
<b>Coste de capital fijo</b>				
Unidad de pretratamiento				
Coste (M€)	0	1,03	0	0
Porcentaje (%)	0	46	0	0
Unidad de transesterificación				
Coste (M€)	0,45	0,42	0,97	0,97
Porcentaje (%)	41	19	46	36
Unidad de separación				
Coste (M€)	0,65	0,77	1,15	1,72
Porcentaje (%)	59	35	54	64
Coste total del módulo básico				
Coste (M€)	1,10	2,22	2,12	2,69
Porcentaje (%)	100	100	100	100
<b>Coste total de operación</b>				
Directos				
Coste (M€)	6,95	6,42	4,44	4,76
Porcentaje (%)	75	67	64	63
Indirectos				
Coste (M€)	0,62	1,12	0,96	1,07
Porcentaje (%)	7	12	14	14
Gastos Generales				
Coste (M€)	1,54	1,70	1,27	1,39
Porcentaje (%)	17	18	18	18
Depreciación				
Coste (M€)	0,16	0,31	0,30	0,38
Porcentaje (%)	2	3	4	5
Subtotal				
Coste (M€)	9,28	9,58	6,97	7,60
Porcentaje (%)	100	100	100	100
Rentabilidad				
Beneficio Anual Neto después de Impuestos (M€)	-2,79	-3,08	-0,47	-1,11
Tasa de Rendimiento después de Impuestos (%)	-85,27	-51,18	-15,63	-21,48
Precio de equilibrio del biodiésel (€/t)	1159,11	1195,63	871,02	949,47

Tal y como se muestra en la **Tabla 4.3**, el precio de equilibrio del biodiésel en todos los procesos de su estudio oscila entre 0,87 y 1,20 €/kg. Obteniendo un valor de 1,16 €/kg para el primer proceso, 1,20 €/kg para el segundo, 0,87 €/kg para el tercero y 0,95 €/kg para el cuarto. Por lo que los procesos catalizados con ácidos presentan precios de equilibrio más bajos que los procesos I y II. Para la planta estudiada en este TFG, el precio de equilibrio del biodiésel es de 0,86 €, de acuerdo con el rango obtenido en el estudio de Y. Zhang et al., por lo que el resultado obtenido parece razonable, pudiendo obtener mayor margen de beneficio con el resultado de este estudio.

Por último, según los resultados obtenidos en el estudio de Y. Zhang et al. con respecto a la viabilidad tecno-económica de los procesos, se concluye que ninguno es económicamente rentable, a pesar de que son tecnológicamente factibles. Esto se debe a que los beneficios anuales netos después de impuestos para cada proceso son negativos, como se aprecia sobre todo en el proceso II de la **Tabla 4.3** (-3,08 M€). Esto se debe a que este proceso, además de presentar una de las dos mayores inversiones total de capital, como se puede ver en la **Tabla 4.1** (3,62 M€), su coste total de operación también es mayor respecto al resto de los procesos, como se puede ver en la **Tabla 4.2** (9,58 M€).

Por otro lado, también la tasa de rentabilidad después de impuestos en cada proceso es negativa, como puede verse en la **Tabla 4.3**, donde, en comparación con el resto de los procesos, el proceso tiene la tasa más alta de pérdida después de impuestos (-85,27%). Esto es debido a que la pérdida anual neta produce un valor elevado cuando se divide por el coste de capital fijo, el cual es relativamente bajo para este proceso (Y. Zhang et al.).

Como el precio de venta considerado para el estudio de Y. Zhang et al. (0,81 €/kg) es mayor al punto de equilibrio hallado en los cuatro procesos, el estudio no resultará en ningún caso económicamente viable. En este caso, para obtener beneficios, habría que aumentar el precio de venta del biodiésel a valores mayores a los puntos de equilibrio de cada proceso, aunque esto supondría establecer un precio de venta que no sería competitivo en el mercado del diésel para dicho estudio.

Por el contrario, en la planta de producción de biodiésel a partir de microalgas, el proceso resulta tecnológicamente factible, al igual que en el caso anterior, y además es económicamente viable, en virtud de los resultados obtenidos en el capítulo anterior.



## **5. CONCLUSIONES**



En este trabajo se ha realizado el escalado de una planta de producción de biodiésel a escala piloto a una a escala industrial con una producción de 8400 toneladas anuales. El primer cambio significativo con respecto al diseño de la planta piloto fue la decisión de obtener la cantidad de microalgas necesarias mediante el suministro de las mismas por parte de una empresa externa, quedando su producción, por tanto, fuera del alcance del presente trabajo.

Al realizar el escalado técnico de los equipos, se ha podido comprobar la necesidad de incorporar una nueva técnica que se adaptase a las necesidades productivas en el proceso de extracción de lípidos de las microalgas, teniendo que introducir un sistema basado en la extracción mediante ultrasonidos y posterior separación de las fases para obtener la cantidad requerida de aceite (1 t/h).

Por otro lado, en el proceso de transesterificación, ha sido necesario la introducción de equipos nuevos que pudieran satisfacer los requerimientos productivos, además de realizar el escalado técnico de equipos ya mencionado. Se han incorporado un mayor número de intercambiadores y reactores, además de incluir una torre de destilación.

En el análisis económico realizado se ha obtenido un coste total de inversión, teniendo en cuenta los costes de los equipos, de 4,47 M€, mientras que el coste total de operación alcanzó los 11,97 M€. Esto se ha debido principalmente al consumo tan elevado de la materia prima principal, las microalgas, cuyo porcentaje con respecto al coste total de operación fue de un 83%. Al igual que en los diferentes estudios analizados en este trabajo, se comprueba que los costes de operación son claramente mayores que el total de la inversión.

En el análisis se ha obtenido un precio de venta mínimo del biodiésel de 0,86 €/kg, considerando una TIR del 10%. Por otro lado, se han obtenido unos indicadores económicos bastante favorables, con un VAN de 12,72 M€, una TIR del 37,37 % y ICB de 5,55. Estos valores se consiguen considerando una tasa nominal de un 9% y un precio de venta del biodiésel de 1,103 €/kg, usando el valor a fecha de junio 2020, para que fuera competitivo en el mercado del diesel actual. De esta forma, el margen de beneficios con respecto al punto de equilibrio obtenido es bastante amplio. Cabe destacar la importancia de la venta de los subproductos obtenidos, principalmente la biomasa seca, ya que supone un 36,6% de los ingresos totales anuales.

A partir de los análisis de sensibilidad llevados a cabo, se puede concluir que la variable con más repercusión en este trabajo ha sido el coste de las microalgas, suponiendo un aumento bastante significativo en el precio de venta mínimo del biodiésel, al aumentar levemente el coste dicha materia prima.

La producción de biodiesel siguiendo la tecnología descrita en este TFG resulta tecno-económicamente viable.





## **6. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS**



Ación Fernández, F.G., Fernández Sevilla, J.M. & Molina Grima, E. (2013). Photobioreactors for the production of microalgae. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology* 12(2), 131-151. doi: [10.1007/s11157-012-9307-6](https://doi.org/10.1007/s11157-012-9307-6)

Alfaro Vives, O.G., Juantorena Ugás, A., San Pedro Miralles, A. (2008). Valoración económica del uso de la Biomasa mixta de *Chlorella* sP. Como base proteica en piensos líquidos para la ceba de cerdos. *Tecnología Química*, vol. XXVIII, núm. 1, enero-abril 2008, pp. 91-99. Universidad de Oriente. Santiago de Cuba, Cuba. <https://www.redalyc.org/pdf/4455/445543755011.pdf> (29/06/2020)

Agencia Andaluza de la Energía. (2018). Los biocarburantes en Andalucía. [https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/documentos/informe\\_biocarburantes\\_dic\\_2018.pdf](https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/documentos/informe_biocarburantes_dic_2018.pdf) (05/05/2020)

Agencia Andaluza de la Energía. (2016). Los biocarburantes en Andalucía. [https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/documentos/los\\_biocarburantes\\_en\\_andalucia\\_noviembre\\_16.pdf](https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/documentos/los_biocarburantes_en_andalucia_noviembre_16.pdf) (05/05/2020)

Agencia Andaluza de la Energía. (2011). Estudio básico sobre el sector de los biocarburantes. [https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/documentos/estudio\\_basico\\_sobre\\_el\\_sector\\_de\\_los\\_biocarburantes.pdf](https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/documentos/estudio_basico_sobre_el_sector_de_los_biocarburantes.pdf) (05/05/2020)

Agencia Europea del Medio Ambiente. (2019). El medio ambiente en Europa. Estado y perspectivas 2020. [https://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/agencia-europea-medio-ambiente-informacion-ambiental/soer2020esfinal\\_tcm30-504999.pdf](https://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/agencia-europea-medio-ambiente-informacion-ambiental/soer2020esfinal_tcm30-504999.pdf) (05/05/2020)

Agrofy News. (2020). Soja, trigo y maíz: qué pasó con los precios en 2020 y los factores que mira el mercado. <https://news.agrofy.com.ar/noticia/187224/soja-trigo-y-maiz-que-paso-precios-2020-y-factores-que-mira-mercado> (01/07/2020)

Alonso-Gómez, L. Alexis, & Bello-Pérez, L. Arturo. (2018). Materias primas usadas para la producción de etanol de cuatro generaciones: retos y oportunidades. *Agrociencia*, 52(7), 967-990. [http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S1405-31952018000700967&lng=es&tlng=es](http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1405-31952018000700967&lng=es&tlng=es) (13/05/2020)

Arroyo, J., Medina, M. A., Franco, S. y Vicaría, P. (2013). Molienda. Equipos, características y operación. <https://es.slideshare.net/ivanramma/molienda-1> (05/05/2020)

Barranco Riaza, A. (2015). Biorrefinería de microalgas: Estudio de procesos a partir de *Phaeodactylum tricornutum*. (Trabajo de fin de Máster). <https://digital.csic.es/handle/10261/152094> (14/06/2020)

Biorefineries Blog. (2017). *The Spanish bioethanol sector according to the USDA FAS*. <https://biorrefineria.blogspot.com/2017/09/spanish-bioethanol-sector-overview-according-USDA-FAS.html> (05/05/2020)

Borowitzka, M. (1999). Commercial production of microalgae: ponds, tanks, tubes and fermenters. *Journal of Biotechnology*, 70(1-3), 313-321. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0168165699000838> (05/05/2020)

Buitrón Méndez, G. (2014). *Los Biocombustibles*.

<http://www.eluniversalqueretaro.mx/content/los-biocombustibles> (05/05/2020)

Burck, J., Hagen, U., Höhne, N., Nascimento, L. & Bals, C. (2019). Climate Change Performance Index, Results 2020. Germanwatch. <https://germanwatch.org/en/17281> (05/05/2020)

Castañeda Lozano, F. J. (2017). *Puesta en marcha de instalación para síntesis de biodiesel. Síntesis y caracterización de biodiesel obtenido a partir de aceites vegetales*. (Proyecto fin de carrera).

[http://oa.upm.es/49250/1/PFC\\_FRANCISCO%20JAVIER\\_CASTA%C3%91EDA\\_LOZANO.pdf](http://oa.upm.es/49250/1/PFC_FRANCISCO%20JAVIER_CASTA%C3%91EDA_LOZANO.pdf)

(05/05/2020)

Comisión de las Comunidades Europeas, (2007). Una política energética para Europa. Comunicación de la Comisión al Consejo Europeo y al Parlamento Europeo.

<https://eur-lex.europa.eu/LexUriServ/LexUriServ.do?uri=COM:2007:0001:FIN:ES:PDF>

(05/05/2020)

Comisión Nacional de los Mercados y la Competencia, (2020). Estadísticas de biocarburantes.

<https://www.cnmec.es/estadistica/estadistica-de-biocarburantes> (05/05/2020)

Couper, J.R., Penney, W.R., Fair, J.R., Walas, S.M. (2005). Chemical Process Equipment (Second Edition), Chapter 21 – Costs of Individual Equipment. *Gulf Professional Publishing*, 719-728.

<https://doi.org/10.1016/B978-075067510-9/50053-X>.

Delucchi, M. A., & Jacobson, M. Z. (2011). Providing all global energy with wind, water, and solar power, Part II: Reliability, system and transmission costs, and policies. *Energy Policy*, 39, 1170-1190.

Directiva (UE) 2018/2001 del Parlamento Europeo y del Consejo de 11 de diciembre de 2018 relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables (versión refundida).

<https://www.boe.es/doue/2018/328/L00082-00209.pdf> (05/05/2020)

Directiva 2009/28/CE del Parlamento Europeo y del Consejo de 23 de abril de 2009 relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables y por la que se modifican y derogan las Directivas 2001/77/CE y 2003/30/CE.

<https://eur-lex.europa.eu/legal-content/ES/TXT/PDF/?uri=CELEX:32009L0028&from=EN>

(05/05/2020)

Dow, K., Dowing, T. E. (2011). The Atlas of Climate Change (mapping the world's greatest challenge). UK: Myriad editions.

[https://books.google.es/books?hl=es&lr=&id=KNUEDAAAQBAJ&oi=fnd&pg=PA9&dq=the+atlas+of+climate+change+2006&ots=-3Yvtkhcp4&sig=n\\_NoqPGRa7fu6ZkCbtyGoolYn\\_E#v=onepage&q=the%20atlas%20of%20climate%20change%202006&f=false](https://books.google.es/books?hl=es&lr=&id=KNUEDAAAQBAJ&oi=fnd&pg=PA9&dq=the+atlas+of+climate+change+2006&ots=-3Yvtkhcp4&sig=n_NoqPGRa7fu6ZkCbtyGoolYn_E#v=onepage&q=the%20atlas%20of%20climate%20change%202006&f=false)

(05/05/2020)

Escudero Santiago, R.M. (2012). PLANTA DE PRODUCCIÓN DE MICROALGAS CON FINES ENERGÉTICOS. (Proyecto de fin de carrera).

<repositorio.ual.es/bitstream/handle/10835/1946/TRABAJO.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

(30/06/2020)

Elías Castells, X. y Bordas Alsina, S. (2011). *Energía, agua, medioambiente, territorialidad y sostenibilidad*. Madrid: Ediciones Díaz de Santos.

<https://www.editdiazdesantos.com/wwwdat/pdf/9788499690094.pdf> (05/05/2020)

El Mundo (2020). El IPC se modera seis décimas en marzo y se sitúa en el 0,1%, por el descenso del precio de los carburantes.

<https://www.elmundo.es/economia/macroeconomia/2020/03/30/5e819c75fc6c836c238b45b0.html> (29/06/2020)

Fernández Sevilla, J. M. (2014). Fotobiorreactores para el cultivo masivo de microalgas. *Microalgal Biotechnology*.

<https://w3.ual.es/~jfernand/ProcMicro70801207/tema-1---generalidades/1-7-fotobiorreactores.html> (05/05/2020)

Flow Control and Handling, S.A. (2020). Agitadores Industriales.

[http://industria.com/docs/Catalogo\\_Flow\\_Control\\_Agitadores\\_Industriales.pdf](http://industria.com/docs/Catalogo_Flow_Control_Agitadores_Industriales.pdf) (13/06/2020)

Flottweg (2020). Tricanter. <https://www.flottweg.com/es/la-gama-de-productos/tricanter/> (15/05/2020)

García Camús, J. M. y García Laborda, J. A. (2006). Biocarburantes líquidos: biodiésel y bioetanol. *Informe de vigilancia tecnológica*. <http://www.madrid.org/bvirtual/BVCM001698.pdf> (05/05/2020)

García Cubero, R. (2014). *PRODUCCIÓN DE BIOMASA DE MICROALGAS RICA EN CARBOHIDRATOS ACOPLADA A LA ELIMINACIÓN FOTOSINTÉTICA DE CO<sub>2</sub>*. (Tesis Doctoral). <https://digital.csic.es/bitstream/10261/101928/1/TESIS%20DOCTORAL%20RGC.pdf> (05/05/2020)

Global Petrol Prices (2020). Precios del diésel, litro, 29-jun-2020.

[https://es.globalpetrolprices.com/diesel\\_prices/](https://es.globalpetrolprices.com/diesel_prices/) (29/05/2020)

Gómez Alonso, P. (2012). *Desarrollo y validación de tecnologías de intensificación lumínica para fotobiorreactores (FBR) para el aprovechamiento de la radiación en el cultivo de microalgas*. (Tesis doctoral). [http://oa.upm.es/22487/1/PABLO\\_GOMEZ\\_ALONSO.pdf](http://oa.upm.es/22487/1/PABLO_GOMEZ_ALONSO.pdf) (28/05/2020)

Gómez Hermoso, F. (2016). Aprovechamiento integral de microalgas: biorrefinerías. *Madrid Blogs. Spirulina Biotecnología y aplicaciones industriales*.

<https://www.madrimasd.org/blogs/spirulina/2016/02/29/119/> (27/05/2020)

González, A., Kafarov, V. y Guzmán Monsalve, A. (2009). Desarrollo de métodos de extracción de aceite en la cadena de producción de biodiésel a partir de microalgas. *Prospectiva*, 7(2), 53-60. <https://www.redalyc.org/pdf/4962/496250976007.pdf> (05/05/2020)

González Céspedes, A. M. (2016). Cultivo de microalgas a gran escala: Sistemas de producción. *Fichas de transferencia, nº 18. Fundación CAJAMAR*.

<https://www.cajamar.es/pdf/bd/agroalimentario/innovacion/formacion/actividades-de-transferencia/018-microalgas2-1467367279.pdf> (05/05/2020)

Guadix, J., Rodríguez, M., Muñuzuri, J. (2014). *Organización y Gestión de Empresas. Análisis de Balances, Control Económico, Inversiones y Financiación*. Sevilla (España). Ingeniería de Organización.

Gutiérrez Ortiz, F.J. y de Santa Ana, P. (2017). Techno-economic assessment of an energy self-sufficient process to produce biodiesel under supercritical conditions. *The Journal of Supercritical Fluids. Science Direct*.

<http://dx.doi.org/10.1016/j.supflu.2017.03.010> (22/06/2020)

Gutiérrez Ortiz, F.J. (2020). Techno-economic assessment of supercritical processes for biofuel production. *The Journal of Supercritical Fluids. Science Direct*.

<https://doi.org/10.1016/j.supflu.2020.104788> (22/06/2020)

Hielscher Ultrasound Technology (2020). Tecnología de ultrasonido de Hielscher.

<https://www.hielscher.com/es/ultrasonic-extraction-of-medicinal-herbs.htm> (13/05/2020)

Ho, S., Chen, C., Lee D. & Chang, J. (2011). Perspectives on microalgal CO<sub>2</sub> –emission mitigation systems—a review. *Biotechnology Advances* 29, 189-198.

Klinthong, W., Yang, Y.H., Huang, C.H. & Tan, C.S. (2015). A Review: Microalgae and Their Applications in CO<sub>2</sub> Capture a Renewable Energy. *Aerosol Air Quality Research*, 15(2), 712-742.

doi: [10.4209/aaqr.2014.11.0299](https://doi.org/10.4209/aaqr.2014.11.0299)

Kunnakorn, D., Riksomboon, T., Siemanond, K., Aungkavattana, P., Kuanchertchoo, N., Chuntanalerg, P., Hemra, K., Kulprathipanja, S., James, R.B., Wongkasemjit, S. (2012). Techno-economic comparison of energy usage between azeotropic distillation and hybrid system for water-ethanol separation. *Science direct*. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2012.09.055>

León López, G. (2012). Análisis comparativo de los métodos tradicionales de valoración aplicado a la simulación de un proyecto de inversión.

<https://dialnet.unirioja.es/servlet/articulo?codigo=4069115>

Ludwig, E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Gulf Professional Publishing, 3ª Edición, Volumen 3, 2001

Martínez-Guerra, E., Gnaneswar Gude, V., Mondala, A., Holmes, W., Hernández, R. (2014). Microwave and ultrasound enhanced extractive-transesterification of algal lipids. *Science Direct*.

doi: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.04.112>

Mera Proaño, S.E. (2015). *Optimización del proceso de centrifugación para separar biomasa proveniente de microalgas*. (Trabajo fin de carrera).

<http://www.dspace.uce.edu.ec/bitstream/25000/3790/1/T-UCE-0017-104.pdf> (05/05/2020)

Ministerio para la transformación ecológica y el reto demográfico. (n.d.). *Principales elementos del Acuerdo de París*.

<https://www.miteco.gob.es/es/cambio-climatico/temas/el-proceso-internacional-de-lucha-contra-el-cambio-climatico/naciones-unidas/elmentos-acuerdo-paris.aspx> (05/05/2020)

Ministerio para la transición ecológica y el reto demográfico. (2020). *Inventario Nacional de Emisiones a la Atmósfera. Emisiones de gases de efecto invernadero (Serie 1990-2018)*.

[https://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/sistema-espanol-de-inventario-sei/resumen-inventario-gei-ed2020\\_tcm30-486322.pdf](https://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/sistema-espanol-de-inventario-sei/resumen-inventario-gei-ed2020_tcm30-486322.pdf) (05/05/2020)

Monthieu, C. (2010). *Estudio técnico económico de la extracción de los lípidos de las microalgas para la producción de biodiésel*. (Trabajo fin de carrera).

<https://cmappublic2.ihmc.us/rid=1JJRWLP4L-1LV4SSL-XHB/extracci%C3%B3n%20lipidos%20en%20microalgas.pdf> (27/05/2020)

Moore, A. (2008). Biofuels are dead: long live biofuels(?) –Part one. *New Biotechnology*, 25, 6-12, doi: [10.1016/j.nbt.2008.04.001](https://doi.org/10.1016/j.nbt.2008.04.001)

Naciones Unidas. (1998). Protocolo de Kyoto de la convención marco de las Naciones Unidas sobre el cambio climático. <https://unfccc.int/resource/docs/convkp/kpspan.pdf> (05/05/2020)

OCDE (2017). Biocombustibles. *OCDE-FAO Perspectivas Agrícolas 2017-2026*. Paris: OECD Publishing, doi: [10.1787/agr\\_outlook-2017-13-es](https://doi.org/10.1787/agr_outlook-2017-13-es)

OECD/FAO (2019). *Agricultural Outlook 2019-2028*. Paris: OECD Publishing. doi: [10.1787/agr\\_outlook-2019-en](https://doi.org/10.1787/agr_outlook-2019-en)

Peters, M.S., Timmerhaus, K.D. (1991). Plant Design and Economics for Chemical Engineers (Fourth Edition). McGraw Hill International Editions.  
<https://docs.google.com/viewer?a=v&pid=sites&srcid=ZGVmYXVsdGRvbWFpbmxbWGFudGRlc2lnbmluZ2Vjb25vbWljc3xneDo1OGlzMzFmZDNiMTUxODgw> (04/08/20).  
Página web: <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html> (07/08/2020)

Postma, P. R., Suarez-Garcia, E., Safi, C., Yonathan, K., Olivieri, G., Barbosa, M. J., Wijffels, R.H. & Eppink, M.H.M. (2017). Energy efficient bead milling of microalgae: Effect of bead size on disintegration and release of proteins and carbohydrates. *Bioresource Technology*, 224, 670-679. doi.org/10.1016/j.biortech.2016.11.071 (13/05/2020)

Ramírez Fajardo, A. F. (2005). *Purificación de ácido eicosapentaenoico (EPA) mediante reacciones enzimáticas* (Tesis doctoral).  
<http://repositorio.ual.es/bitstream/handle/10835/91/MEMORIA.pdf?sequence=1&isAllowed=y> (05/05/2020)

Ramírez Márquez, C. (2011). *Ingeniería básica de una planta piloto de producción de 13 kg/h de biodiesel a partir de microalgas y mediante transesterificación con bioetanol supercrítico*. (Proyecto Fin de Carrera).  
<http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20268/fichero/PFC.pdf> (05/05/2020)

Real decreto 1085/2015, de 4 de diciembre, de fomento de los Biocarburantes.  
<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2015-13208> (05/05/2020)

RETEMA. (2019). *El Proyecto CYCLALG demuestra la producción de biodiesel a partir de microalgas heterotróficas a 3,3 euros el litro*.  
<https://www.retema.es/noticia/el-proyecto-cyclalg-demuestra-la-produccion-de-biodiesel-a-partir-de-microalgas-hetero-i03tG> (05/05/2020)

Ruiz Martínez, A. (2011). *Puesta en marcha de un cultivo de microalgas para la eliminación de nutrientes de un agua residual urbana previamente tratada anaeróbicamente*. (Trabajo fin de máster). <https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/12831/Ruiz%20Martinez%20Ana%20%20Tesina%20Fin%20Master%20-%202011.pdf?sequence=1> (05/05/2020)

Ruvira Quintana, B. (2016). Estudio del efecto de la aplicación de ultrasonidos sobre la biodegradabilidad anaerobia de diferentes especies de microalgas. (Trabajo fin de máster).  
[https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/71779/01\\_Memoria.pdf?sequence=1&isAllowed=y](https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/71779/01_Memoria.pdf?sequence=1&isAllowed=y) (05/05/2020)

Salgueiro Fernández, J. L. (2018). *Cultivo de microalgas en aguas residuales y aprovechamiento energético de la biomasa algal*. (Tesis doctoral).

<http://www.investigacion.biblioteca.uvigo.es/xmlui/handle/11093/1158> (05/05/2020)

Santos, A. M., González-Arechavala, Y. & Martín-Sastre, C. (2014). Uso y aplicaciones de las microalgas. *Anales de mecánica y electricidad, enero-febrero*, 20-28.

<https://www.iit.comillas.edu/docs/IIT-14-027A.pdf> (05/05/2020)

Soley, R. (2019). *Bioenergía en España. ¿Es realmente una alternativa?* Madrid: Ecologistas en Acción.

<https://www.ecologistasenaccion.org/wp-content/uploads/2019/12/informe-bioenergia-en-espana.pdf> (05/05/2020)

Turton, R. A., Shaeiwitz, J.A., Bhattacharyya, D., Whiting, W.B. (5ª edición) (2017). *Analysis, synthesis, and design of chemical processes*.

<https://richardturton.faculty.wvu.edu/publications/analysis-synthesis-and-design-of-chemical-processes-5th-edition> (04/07/2020)

Valera Callejo, J. (2018). *Estudio de viabilidad técnico-económica de una planta de producción de microalgas con fines de valoración energética*. (Trabajo fin de Carrera).

<http://oa.upm.es/49715/> (05/05/2020)

Velasco Jiménez, N. (2017). *Extracción de lípidos de la microalga *Chlorella vulgaris* para la producción de biodiesel*. (Trabajo fin de carrera).

<http://repositorio.sibdi.ucr.ac.cr:8080/jspui/handle/123456789/4553> (05/05/2020)

Velásquez Vásquez, S. y Ulate Brenes, A. (2014). Diseño, construcción y puesta en marcha de un fotobiorreactor tubular para producir la microalga *Chlorella* SP. *Revista Ciencia y tecnología*, 30 (1), 28-49.

<https://revistas.ucr.ac.cr/index.php/cienciaytecnologia/article/view/19667> (05/05/2020)

Vélez Tamayo, M. J. (2013). *Estudio sobre el modelado y control de las condiciones óptimas de cultivo de microalgas en fotobiorreactores para producción de biodiesel*. (Trabajo fin de máster).

<http://repositorio.ual.es/bitstream/handle/10835/2826/Trabajo.pdf?sequence=1&isAllowed=y> (05/05/2020)

Vera, C. R., D'Ippolito, S. A., Pieck, C.L., Parera, J. M. (2005). *Optimización de un proceso de producción de biodiesel basado en transesterificación supercrítica no catalítica*. Instituto de Investigaciones en Catálisis y Petroquímica (INCAPE), Universidad del Litoral, Argentina.

[http://www.e-petroquimica.com/trabajos/optimizacion\\_de\\_un\\_proceso.pdf](http://www.e-petroquimica.com/trabajos/optimizacion_de_un_proceso.pdf) (05/05/2020)

World Meteorological Organization (2018). The State of Greenhouse Gases in the Atmosphere Based on Global Observations through 2017. *WMO Greenhouse gas bulletin*, 14.

[https://library.wmo.int/doc\\_num.php?explnum\\_id=5455](https://library.wmo.int/doc_num.php?explnum_id=5455) (05/05/2020)