



POLITÉCNICA

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIEROS INDUSTRIALES
UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE MADRID

José Gutiérrez Abascal, 2. 28006 Madrid
Tel.: 91 336 3060
info.industriales@upm.es

www.industriales.upm.es



David Sáez Hernández

05 TRABAJO FIN DE MASTER

INDUSTRIALES

TRABAJO FIN DE MASTER

ANÁLISIS TECNO-ECONÓMICO DE LA PRODUCCIÓN DE COMBUSTIBLE DE AVIACIÓN A PARTIR DE HIDRÓGENO Y DIÓXIDO DE CARBONO

JULIO 2024

David Sáez Hernández

DIRECTOR DEL TRABAJO FIN DE MASTER:

David Bolonio Martín
José María García Martíns



POLITÉCNICA

AGRADECIMIENTOS

Quiero expresar mi agradecimiento a mi familia y amigos por haberme apoyado siempre a pesar de las adversidades, convirtiéndome con el paso del tiempo en una mejor persona.

También agradecer a la Universidad por darme la oportunidad de seguir formándome en el ámbito de la energía con ellos e ir desempeñando un papel fundamental hacia la investigación de proyectos energéticos exitosos.

Por último, mencionar a mis tutores, David Bolonio Martín y José María García Martíns, por haberme dado la oportunidad de poder realizar este trabajo con ellos y por su implicación y dedicación a la hora de ir elaborando el proyecto.

RESUMEN

En el Acuerdo de París se acordó limitar el calentamiento global a un máximo de 2 °C mediante la implementación de diferentes medidas. Entre ellas destaca la disminución en el uso de recursos fósiles y su sustitución por alternativas energéticas más limpias.

En este proyecto se investigó la producción de combustibles sostenibles a partir de estas alternativas, donde destaca el H₂ renovable y la captura de CO₂. De esta manera es posible la utilización de estas tecnologías en un escenario de descarbonización.

En la planta estudiada se obtiene en su gran mayoría bioqueroseno, junto con una proporción de nafta y diésel. La mayoría de propiedades del bioqueroseno se validan mediante la norma ASTM D7566, aunque se necesitan mejoras en el proceso para conseguir cumplir al completo la normativa y poder mezclarse con el combustible de aviación tradicional.

Por tanto, se desarrolló un modelo adecuado de simulación mediante Aspen Plus, en donde se produce, en primer lugar, metanol verde y, posteriormente, los diferentes combustibles, siguiendo el proceso ATJ. Además, para obtener un mejor rendimiento energético se diseñó el proceso de manera que se produzca una integración energética entre las corrientes del proceso, consiguiendo una reducción de los servicios auxiliares que se utilizan en la planta.

En el marco de esta investigación, se requiere la adecuación de los recursos disponibles a los parámetros operativos indispensables de los equipos, los cuales serán fundamentales para la realización de un dimensionamiento apropiado de los mismos. De esta manera, obtenidos dichos parámetros característicos de los equipos, se puede evaluar la viabilidad económica de la planta para conseguir aquel precio de venta mínimo de los productos a partir del cual la planta de producción de bioqueroseno obtiene beneficios.

En definitiva, en este proyecto se demuestra que las energías renovables se consideran una fuente avanzada para la sustitución de los recursos fósiles, pero se necesita seguir investigando en estos procesos para obtener un elevado número de consumidores y una reducción del precio de estos combustibles sostenibles, ya que hoy en día, es una tecnología poco madura con respecto a otras del mismo estilo.

Palabras clave: hidrógeno, dióxido de carbono, biocombustible, bioqueroseno, proceso ATJ, metanol, integración energética, análisis tecno-económico, proceso, equipos, dimensionamiento, Aspen Plus.

Códigos Unesco:

- 330301: Tecnología de la Catálisis
- 330303: Proceso Químicos
- 332202: Generación de Energía
- 332205: Fuentes no Convencionales de Energía
- 530407: Producción
- 531205: Sector de la Energía

ÍNDICE

AGRADECIMIENTOS.....	II
RESUMEN.....	III
1 INTRODUCCIÓN	3
2 OBJETIVOS	6
3 METODOLOGÍA	7
3.1 Antecedentes del Proyecto	7
3.2 Simulación del proceso Químico.....	7
3.2.1 Producción de metanol a partir de hidrógeno y dióxido de carbono	8
3.2.2 Producción de biocombustible de aviación a partir de metanol	9
4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	10
4.1 Unidad 1: Acondicionamiento del Hidrógeno y el Dióxido de Carbono	10
4.1.1 Compresión de las Materias Primas	10
4.2 Unidad 2: Lazo Cerrado de Síntesis de Metanol.....	10
4.2.1 Modelo Cinético.....	10
4.2.2 Reactor de Metanol	12
4.2.3 Separador Flash a Alta Presión.....	13
4.2.4 Recirculación de los gases no reaccionados y purga.....	13
4.3 Unidad 3: Purificación y Destilación del Metanol	13
4.3.1 Separador Flash a Baja Presión	14
4.3.2 Columnas de Destilación y Purificación	14
4.4 Unidad 4: Metanol a Olefinas.....	14
4.4.1 Reactor MTO.....	15
4.4.2 Eliminador de Agua.....	15
4.4.3 Absorbedor de Dióxido de Carbono.....	15
4.4.4 Columnas de Separación de Etileno y Propileno.....	16
4.5 Unidad 5: Oligomerización de Olefinas	16
4.5.1 Oligomerización de etileno.....	16
4.5.2 Oligomerización de propileno	17
4.5.3 Oligomerización de 1-buteno	17
4.6 Unidad 6: Columnas de Fraccionamiento	18
4.7 Unidad 7: Hidrogenación	19
4.8 Integración Energética y Servicios Auxiliares	20
4.8.1 Integración Energética.....	20
4.8.2 Servicios Auxiliares	20
4.8.3 Demanda Eléctrica	22
4.9 Análisis Económico de la Planta	23

4.9.1	Costes de inversión.....	24
4.9.2	Costes de operación.....	36
4.9.3	Amortización	38
4.9.4	Ingreso por ventas	38
4.9.5	Rentabilidad de la planta	38
5	CONCLUSIONES	41
6	LÍNEAS FUTURAS	42
7	BIBLIOGRAFÍA.....	43
8	EVALUACIÓN DE IMPACTO SOCIAL, AMBIENTAL, LEGAL Y ÉTICO.....	46
9	CONTRIBUCIÓN A LOS OBJETIVOS DE DESARROLLO SOSTENIBLE	47
10	PLANIFICACION TEMPORAL Y PRESUPUESTO	48
10.1	Planificación temporal	48
10.2	Presupuesto	48
11	ÍNDICE DE FIGURAS.....	49
12	ÍNDICE DE TABLAS	50
13	ABREVIATURAS, UNIDADES Y ACRONIMOS.....	51
14	ANEXO A. DIAGRAMA DE FLUJO Y TABLA DE CORRIENTES	I
15	ANEXO B. BALANCE ECONÓMICO	VIII

1 INTRODUCCIÓN

Los combustibles fósiles se consideran la principal fuente de energía, industria y transporte del planeta, representando el 80% del consumo energético [1], tal como se muestra en la Figura 1.

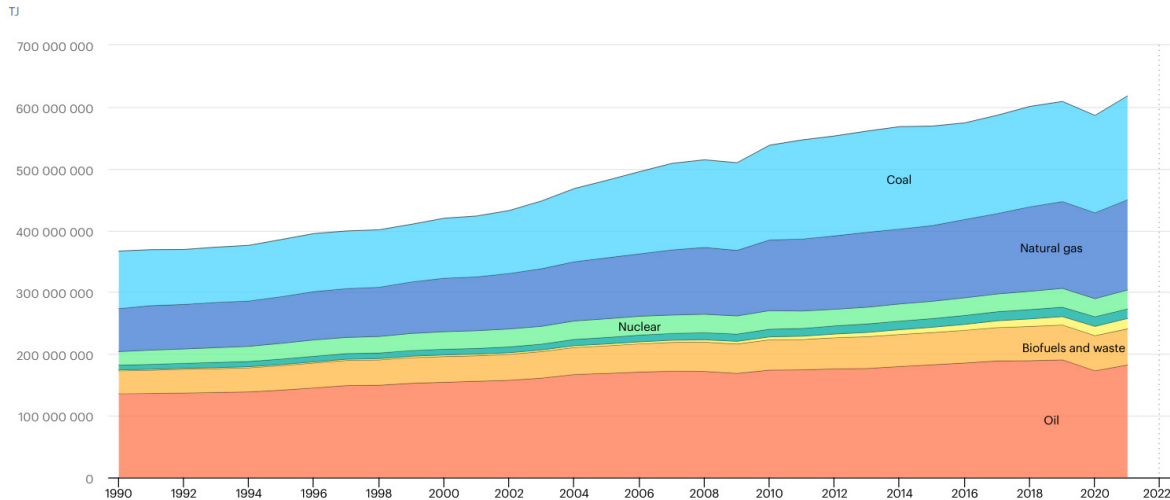


Figura 1. Suministro total de energía. Fuente: IEA [1].

Como consecuencia, se producen problemas medioambientales, tales como el calentamiento global y el cambio climático, que representan las preocupaciones más significativas de la humanidad. Por otro lado, también hay que estar pendiente del agotamiento de los recursos, ya que cada vez existen menos reservas de este tipo de combustibles, llegando incluso a desaparecer a lo largo del tiempo.

Esta situación pone de relieve la urgencia de explorar y desarrollar tecnologías para afrontar estos problemas. Dichas fuentes de energía se conocen como energías renovables y ya se están empezando a desplegar a nivel comercial en todos los sectores.

Hoy en día, España se encuentra comprometida con los objetivos establecidos en el Acuerdo de París [2], los cuales están alineados con el Plan Nacional Integrado de Energía y Clima 2021-2030. Entre los objetivos destacan [3]:

- Mejorar la eficiencia energética en un 32%.
- Aumentar el peso de las energías renovables en el mix energético en un 32%.
- Reducir y mitigar los efectos de los GEI en un 40% respecto a 1990.
- Aumento de la interconexión eléctrica con los miembros de la UE en un 15%.

La biomasa se considera una fuente atractiva para alcanzar estos objetivos, ya que el ciclo de carbono se mantiene neutro. De esta manera, su utilización resulta beneficiosa para la producción de biocombustibles en el sector transporte.

Si se estudia el consumo de energía por sector, el transporte se posiciona como el tercer sector, después de la energía y la industria, con las mayores emisiones de gases de efecto invernadero [4]. Por tanto, el desarrollo de los biocombustibles a través de fuentes de energía renovable (biomasa) se contempla como una solución altamente efectiva.

En cuanto a la automoción, ya existen opciones como bioetanol y biodiesel, los cuales se mezclan con la gasolina y gasoil respectivamente para evitar hacer transformaciones en los motores y conseguir una reducción de las emisiones de CO₂. Sin embargo, en el sector de la aviación, persiste la investigación de alternativas, dado que, como se puede observar en la Figura 2, se prevé un aumento de las emisiones de CO₂ en las próximas décadas [5].

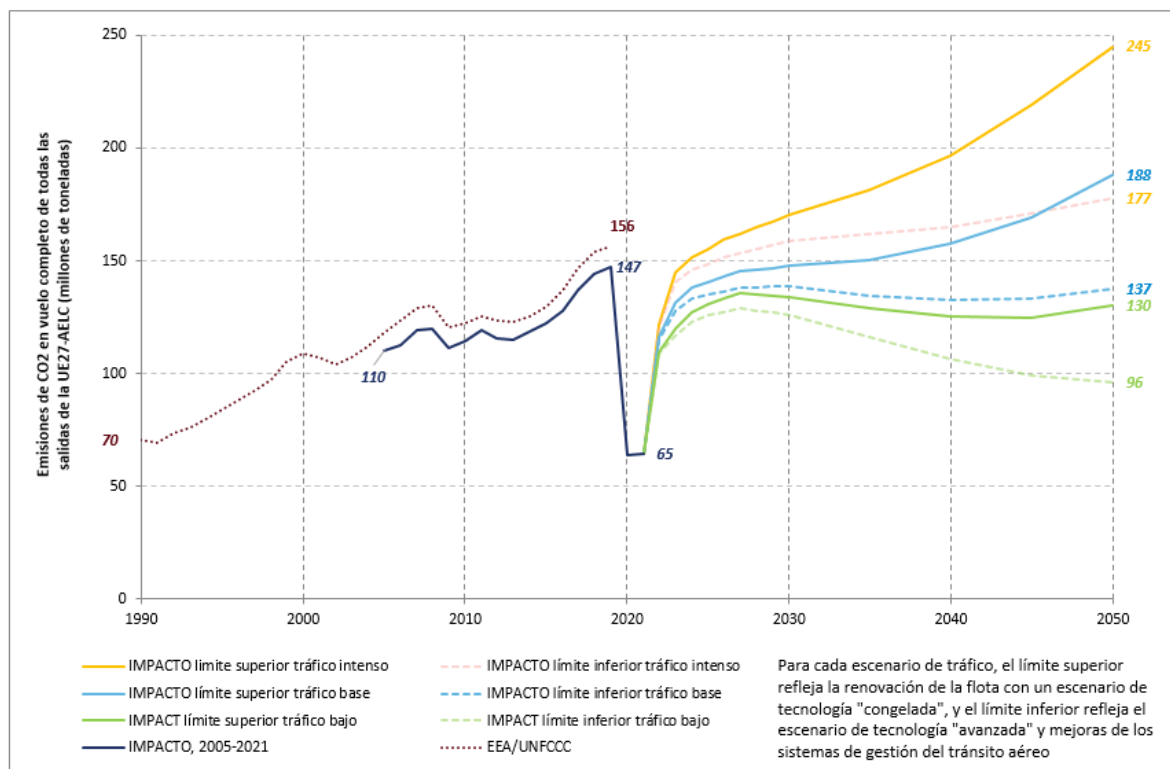


Figura 2. Emisiones de CO₂ previstas por década. Fuente: Adaptado de EASA [5].

Con el fin de contrarrestar las repercusiones ambientales de las emisiones y lograr la neutralidad de carbono para el año 2050, la Agencia Europea de Seguridad Aérea (EASA) presenta en su informe anual de 2022 la resolución de su última reunión general, donde destaca la introducción de combustibles de aviación sostenibles [5].

No obstante, estos biocombustibles deben de cumplir con los requisitos establecidos en la normativa ASTM D-1655 [6] para garantizar su viabilidad y seguridad en la aviación:

- Una densidad a 15°C entre 775 y 840 kg/m³.
- Un poder calorífico mínimo de 42,8 MJ/kg.
- Una viscosidad máxima a -20°C de 8 cSt.
- Una temperatura de congelación máxima de -47°C para Jet A1 y -40°C para Jet A (aunque depende de las condiciones atmosféricas).
- Un punto de inflamación mínimo de 38°C.

Por lo tanto, aquel biocombustible que cumple estas especificaciones se considera un combustible “drop-in”, que se refiere a aquel combustible que gracias a sus propiedades idénticas al queroseno se considera compatible con el combustible de aviación convencional cuando se mezcla con éste. De esta manera, no se necesitan modificaciones en el motor ni en la estructura de la aeronave.

Actualmente siete procesos de producción de combustibles de aviación sostenible se han aprobado por el organismo ASTM [7], cuyas principales características se muestran en la Tabla 1. Sin embargo, existen otras vías de investigación que siguen persiguiendo la certificación, como, por ejemplo: jet mediante hidropirólisis e hidroconversión integradas (desarrollado por Shell), jet a partir de metanol (desarrollado por ExxonMobil) o jet con un 100% de mezcla (desarrollado por Virent).

Tabla 1. Procesos de producción de biocombustible de aviación. Adaptado de [7].

Proceso de producción	Materia Prima	Certificación	Año de Aprobación	Límite de mezcla máximo
Gasificación de biomasa + Fischer-Tropsch	Cultivos energéticos, biomasa, residuos sólidos	FT SPK	2009	50% v/v
Ésteres y ácidos grasos hidroprocesados	Aceites vegetales, grasa animal, aceites de cocina	HEFA-SPK	2011	50% v/v
Azúcares directos a hidrocarburos	Azúcares convencionales, azúcares lignocelulósicos	SIP	2014	10% v/v
Gasificación de biomasa + FT con aromáticos	Cultivos energéticos, biomasa, residuos sólidos	FT-SPK/A	2015	50% v/v
Jet a partir de alcoholes	Etanol, isobutanol e isobuteno a partir de biomasa	ATJ-SPK	2016 ¹	50% v/v
Hidrotermólisis catalítica	Aceites vegetales, grasa animal, aceites de cocina	CHJ	2019	50% v/v
HEFA a partir de algas	Aceites de microalgas	HC-HEFA	2020	10% v/v
Jet a partir de alcoholes con aromáticos	Alcoholes C2-C5 a partir de biomasa	ATJ-SKA	2023	50% v/v

Ante esta situación, diversas medidas de la Unión Europea plantean un aumento del consumo de biocombustibles en la aviación a lo largo de los próximos años junto con un aumento del porcentaje de mezcla, garantizando una disminución gradual de las emisiones de CO₂.

Por ello, con el objetivo de abordar la creciente demanda de los combustibles alternativos y promover su adecuación a los aviones comerciales, este Trabajo de Fin de Master propone la investigación y el desarrollo de un método de producción de combustible de aviación sostenible mediante H₂ y CO₂ producidos a partir de biomasa como materia prima.

¹ La vía del etanol se añadió en 2019

2 OBJETIVOS

El objetivo general de este trabajo consiste en analizar técnica y económicamente la producción de combustible de aviación sostenible a partir de H_2 y CO_2 mediante el software de simulación Aspen Plus.

Además, para el desarrollo del proyecto se han realizado diferentes hitos:

- Investigación de los mecanismos de producción y captura de CO_2 junto con la generación de hidrógeno a partir de biomasa, con el objetivo de comprender su idoneidad como materias primas para la producción de bioqueroseno.
- Análisis de los procesos de producción de combustible de aviación sostenible y elección de aquel método más adecuado.
- Diseño de un proceso integrado mediante Aspen Plus que combine el hidrógeno producido de la biomasa y la captura de CO_2 , con el fin de maximizar la eficiencia global del sistema y reducir las emisiones de gases de efecto invernadero.
- Optimización los parámetros operativos del proceso propuesto mediante simulaciones, buscando mejorar la selectividad y rendimiento en la producción de bioqueroseno.
- Evaluación de la viabilidad técnica y económica del proceso, considerando aspectos como los costos de producción, la eficiencia energética, la mitigación de emisiones de CO_2 y la comparación con otros procesos convencionales de producción de biocombustibles sostenibles.
- Desarrollo de estrategias y recomendaciones para la implementación y escalado comercial del proceso de producción de bioqueroseno basado en la utilización de H_2 y CO_2 , identificando posibles barreras y oportunidades que permitan la aprobación de la certificación ASTM.

3 METODOLOGÍA

El presente capítulo detalla la metodología empleada en el proyecto, incluyendo la selección y referencia de datos seleccionados, y la descripción exhaustiva del sistema objeto de estudio. Además, se presenta una revisión detallada de los recursos y fundamentos en los que el autor se apoya para llevar a cabo este proyecto.

Como se ha comentado en el apartado 1, existen numerosas vías y procesos de producción de combustibles de aviación sostenibles, donde algunos de ellos necesitan cumplir ciertos requisitos para su certificación. En este proyecto, se investiga la producción de metanol como producto intermedio para su posterior transformación combustible de aviación, similar al proceso ATJ-SPK, pero con requisitos distintos, ya que todavía se encuentra en proceso de certificación.

3.1 Antecedentes del Proyecto

Se utilizará como materia prima la biomasa proveniente de la mezcla de residuos de uva y aceituna recolectados en la comunidad autónoma de Andalucía. Dicho producto se ha conceptualizado por Ruiz Delgado, Miguel en “Producción de hidrógeno a partir de biomasa residual de la industria de vino y aceite en España” [8] y se ha desarrollado por Albarracín Bonilla, Daniel Sebastián en “Análisis técnico y económico de la producción de hidrogeno por gasificación de biomasa” [9]. En consecuencia, el propósito del autor para el presente trabajo se centra en dar continuidad al trabajo previamente realizado con los objetivos descritos en el apartado 2.

Se necesita conocer la composición y cantidad de biomasa a procesar, que según los análisis realizados en [8] y [9], se corresponde a 50 toneladas por hora con un 29,57 % de residuos de uva y un 70,43 % de residuos de aceituna. Por tanto, la caracterización se muestra en la Tabla 2.

Tabla 2. Caracterización de la biomasa como materia prima [9].

Característica	Residuos de uva	Residuos de aceituna	Biomasa
Análisis proximal (wt%)			
Humedad	6,29	11,6	10,03
Cenizas	5,66	1,43	2,61
Carbón fijo	25,12	19,43	21,48
Material volátil	61,93	67,54	65,88
Análisis final (wt%)			
Carbono (C)	51,44	51,24	51,3
Hidrógeno (H ₂)	6,33	5,12	6,76
Nitrógeno (N ₂)	2,05	0,48	0,95
Sulfuro (S)	0,00	0,00	0,03
Oxígeno (O ₂)	40,18	43,12	40,96

Por tanto, según se describe en [9], la biomasa se hace pasar por un proceso de secado para evaporar la humedad, una gasificación para la obtención del gas de síntesis, un lavado con aminas para capturar el CO₂ mediante absorción y un reformado de metano para aumentar la proporción de H₂. De esta manera, se obtienen 9,185 toneladas por hora de H₂ y 88,468 toneladas por hora de CO₂.

3.2 Simulación del proceso Químico

La simulación se compone de las operaciones necesarias desde la recepción de las materias primas hasta la obtención de los productos objetivo. Por tanto, se ha utilizado el

software Aspen Plus para la obtención de las propiedades termodinámicas y la posterior simulación.

El diagrama del proceso se expone en el ANEXO A. DIAGRAMA DE FLUJO. En él se muestra las diferentes etapas que se van a estudiar. De manera que se entienda detalladamente, se divide en dos partes diferenciadas: una relacionada con la producción de metanol, y otra relacionada con la producción de biocombustible de aviación, donde, paralelamente, se obtiene una pequeña proporción de gasolina y diésel.

3.2.1 Producción de metanol a partir de hidrógeno y dióxido de carbono

En primer lugar, las corrientes de H_2 y CO_2 provenientes del análisis previo se someten en la unidad 1 a un tren de compresión con refrigeraciones intermedias para aumentar la presión a 65 bar y acondicionar las corrientes a las condiciones de operación del reactor de síntesis de metanol.

Después de la etapa de acondicionamiento, tiene lugar en la unidad 2 el lazo de síntesis de metanol, donde se mezclan las corrientes obtenidas con la corriente procedente de la recirculación (corriente 24) y se incrementa la temperatura hasta alcanzar 250 °C mediante un cambiador de calor. La corriente resultante tras el cambiador (corriente 16), al estar ya en las condiciones de operación adecuadas, se inyecta en un reactor adiabático para que se produzca la síntesis de metanol.

El efluente del reactor (corriente 17) se enfría gracias a un cambiador de calor que utiliza como fuente el calor procedente del precalentamiento inicial (Q1). A continuación, se reduce la presión de la corriente resultante (corriente 18) a 45 bar y se enfría a 30 °C en otro cambiador de calor. Posteriormente, se introduce la corriente resultante (corriente 20) en un separador flash a alta presión, donde se separa la fase líquida de la gaseosa, siendo esta última (corriente 21) la que se recircula y se adapta a las condiciones de entrada (se necesita una pequeña purga (corriente 22) para evitar la acumulación de reactivos e inertes).

La corriente líquida (corriente 25) procedente del separador flash se lleva a la unidad 3, donde se produce la purificación y la destilación del metanol. En primer lugar, se reduce la presión a 2 bar (corriente 26) y se inyecta en un separador flash a baja presión para eliminar parte de las trazas existentes de CO_2 que no se han eliminado en la columna a alta presión (corriente 27). Por otro lado, la corriente líquida (corriente 28) se adapta mediante una válvula y un cambiador de calor a las condiciones de operación del tren de destilación, que trabaja a presión atmosférica (1 bar).

La primera columna de destilación separa el agua del metanol por fondo (corriente 31), que se enviará a una planta de tratamiento de agua. Por otra parte, el metanol sale por cabezas (corriente 32) y se introduce en la segunda columna de destilación, donde se separa el metanol producto (corriente 35) de los condensados (corriente 34). El fondo de esta columna (corriente 33) se recircula a la primera columna para evitar la pérdida de una pequeña proporción de metanol.

Por último, la corriente de metanol de alta pureza (corriente 35) se reduce a 28 °C mediante un cambiador de calor para adaptarlo a las condiciones de operación que tienen lugar en el proceso de producción de biocombustible de aviación.

La corriente de condensados se puede mezclar con las corrientes de purga del proceso para generar vapor, pero este proceso está fuera del límite de batería del proyecto.

3.2.2 Producción de biocombustible de aviación a partir de metanol

La corriente de metanol procedente del proceso de síntesis de metanol (corriente 36) se acondiciona a 2 bar y 450 °C para pasar a fase vapor (corriente 39). Una vez en esta fase se produce la conversión del metanol a olefinas mediante el reactor MTO. El efluente de este reactor (corriente 40) se enfría a 20,6 °C para eliminar la mayor cantidad de agua y, posteriormente, se vuelve a enfriar a -49 °C para eliminar el CO₂ mediante NaOH.

La corriente resultante (corriente 48) se inyecta en la unidad de destilación de 2 etapas, donde se separan los compuestos de etileno, propileno y buteno. Dichas corrientes se someten a un proceso de oligomerización:

- La oligomerización del etileno se produce a 25 °C y 50 bar para obtener buteno como producto mayoritario (corriente 55).
- La oligomerización del propileno se produce a 170 °C y 45 bar para producir noneno y dodeceno como productos mayoritarios (corriente 59).
- La oligomerización del buteno se produce a 350 °C y 10 bar para producir octeno y dodeceno como productos mayoritarios (corriente 67). En este proceso se tiene en cuenta tanto el buteno procedente de la oligomerización del etileno como el buteno de la columna de destilación.

Posteriormente, se ajustan las condiciones de la corriente 59 y la corriente 67 a 10 bar para poder mezclarse. Dicha corriente resultante (corriente 68) se introduce a dos columnas de fraccionamiento, la primera para separar las olefinas del rango de nafta (corriente 70), y la segunda para separar las olefinas del rango del queroseno (corriente 72).

Por último, la corriente 72 se somete a un proceso de hidrogenación a 185 °C y 34,5 bar para obtener hidrocarburos saturados que mejoran las propiedades del bioqueroseno. Se necesita separar el exceso de hidrógeno (corriente 79) y recircularlo al reactor de hidrogenación para mejorar dicho proceso.

Por tanto, se obtiene una corriente de bioqueroseno (corriente 85) con una fracción másica correspondiente al rango del queroseno (C9-C15).

4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En este apartado se presentan los resultados obtenidos a través del análisis y la interpretación de los datos recopilados en el marco de esta investigación. Los hallazgos se discuten en relación con los objetivos establecidos y la literatura relevante, con el fin de proporcionar una comprensión más profunda de los fenómenos estudiados.

4.1 Unidad 1: Acondicionamiento del Hidrógeno y el Dióxido de Carbono

La producción de metanol a partir de hidrógeno y dióxido de carbono se caracteriza por seguir diferentes modelos cinéticos, donde cada uno depende de la fuente principal de formación de metanol: CO₂ o CO. Entre ellos destacan principalmente el modelo de Graff o de Vanden Bussche y Froment [10]. Por tanto, la cinética seleccionada es la propuesta por Vanden Bussche y Froment (VBF), pero con ciertas modificaciones, ya que en este modelo el metanol se sintetiza solo mediante la hidrogenación de CO₂ [11] y se necesita una relación molar entre el H₂ y el CO₂ próxima a 3.

4.1.1 Compresión de las Materias Primas

La corriente de CO₂ se encuentra a 1 bar y 25 °C, siendo necesaria su compresión hasta 65 bar, valor que se encuentra dentro del rango de presiones de operación de los reactores de síntesis de metanol [12]. Habitualmente, esta compresión se divide en múltiples etapas, donde la ratio de compresión oscila entre 2 y 5 por cada etapa, y, adicionalmente, se incorpora una etapa refrigeración intermedia para prevenir un calentamiento excesivo del CO₂, ya que, por seguridad, la temperatura de salida de estos compresores de gas debe estar en torno a 135 °C. De esta manera, se necesitan 4 etapas de compresión para cumplir estas especificaciones.

En los cambiadores de calor intermedios se ha impuesto una condición de diseño de 38 °C ya que trabajan con agua de refrigeración y se necesita que se cumpla un approach mínimo (ΔT_{\min}) de 10 °C.

La corriente de H₂ se encuentra a 5 bar y 50 °C, por lo que, de la misma manera que la corriente de CO₂, se comprime a 65 bar en 3 etapas de compresión con refrigeración intermedia a 38 °C. En este caso, los compresores de hidrógeno no se encuentran limitados por la temperatura, haciendo que su temperatura de salida tenga más libertad.

4.2 Unidad 2: Lazo Cerrado de Síntesis de Metanol

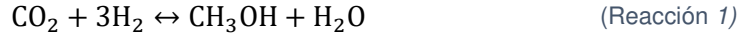
La síntesis de metanol ha sido objeto de mejoras continuas a lo largo del tiempo, consiguiendo como objetivo principal el paso de las energías fósiles a las energías renovables. Actualmente, la conversión de metanol vía hidrogenación del CO₂ se ha demostrado y comercializado a pequeña escala [13]. En este caso, se obtiene un metanol verde, ya que las materias primas para su producción provienen de la biomasa, donde se considera unas emisiones neutras de carbono.

La unidad se compone de un reactor de síntesis de metanol, una columna flash de alta presión y una recirculación con su respectiva purga.

4.2.1 Modelo Cinético

En este trabajo, como se ha comentado en el apartado 4.1, se ha utilizado el modelo cinético VBF con la modificación de Mignard y Pritchard [12], donde el intervalo de operación del reactor se sitúa entre 50-75 bar de presión y 200-280 °C de temperatura [14].

Este modelo contiene dos reacciones: la hidrogenación del dióxido de carbono (Reacción 1) y la reacción inversa de desplazamiento con vapor (Reacción 2).



Por otro lado, el catalizador predominante en la actualidad se trata del Cu/ZnO/Al₂O₃ [11], cuyas composiciones presentan variaciones en función el fabricante. En la producción de metanol, la parte de cobre del catalizador se considera el principal sitio activo; el óxido de zinc se considera el estabilizador, mientras que la alúmina se utiliza para estabilizar y evitar la sinterización [15]. Según los experimentos de Bussche, dicho catalizador tiene una densidad de 1775 kg/m³ y una porosidad de lecho de 0,5.

Las cinéticas obtenidas en los ensayos realizados por Bussche y Froment se muestran en la (Ecuación 1) y en la (Ecuación 2), donde las presiones parciales se expresan en bar y las velocidades de reacción en mol/kg_{cat} s.

$$r_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{k'_{5a} \cdot K'_2 \cdot K_3 \cdot K_4 \cdot K_{\text{H}_2} \cdot p_{\text{CO}_2} \cdot p_{\text{H}_2} \cdot \left[1 - \left(\frac{1}{K^*} \right) \cdot \left(\frac{p_{\text{H}_2\text{O}} \cdot p_{\text{CH}_3\text{OH}}}{p_{\text{H}_2}^3 \cdot p_{\text{CO}_2}} \right) \right]}{\left(1 + \left(\frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{K_8 \cdot K_9 \cdot K_{\text{H}_2}} \right) \cdot \left(\frac{p_{\text{H}_2\text{O}}}{p_{\text{H}_2}} \right) + \sqrt{K_{\text{H}_2} \cdot p_{\text{H}_2} + K_{\text{H}_2\text{O}} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}}} \right)^3} \quad (\text{Ecuación 1})$$

$$r_{\text{WGS}} = \frac{k'_1 \cdot p_{\text{CO}_2} \cdot \left[1 - K_3^* \cdot \left(\frac{p_{\text{H}_2\text{O}} \cdot p_{\text{CO}}}{p_{\text{CO}_2} \cdot p_{\text{H}_2}} \right) \right]}{\left(1 + \left(\frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{K_8 \cdot K_9 \cdot K_{\text{H}_2}} \right) \cdot \left(\frac{p_{\text{H}_2\text{O}}}{p_{\text{H}_2}} \right) + \sqrt{K_{\text{H}_2} \cdot p_{\text{H}_2} + K_{\text{H}_2\text{O}} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}}} \right)} \quad (\text{Ecuación 2})$$

Se elige utilizar el modelo LHHW (Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson) debido a su capacidad para describir las cinéticas de reacciones catalíticas heterogéneas de manera efectiva. Este modelo se originó a partir de la aplicación de diversos balances de sitios en la superficie catalítica en distintos experimentos, descomponiendo la ecuación cinética en tres componentes: un término cinético, un término de fuerza impulsora y un término de adsorción. El término cinético se relaciona con la ecuación de Arrhenius y describe la velocidad de la reacción, el término de fuerza impulsora se liga al equilibrio químico, y el término de adsorción se vincula con la velocidad de absorción y desorción en presencia del catalizador, influyendo en la velocidad y la selectividad [16].

En consecuencia, Bussche y Froment asociaron estos tres términos en las ecuaciones cinéticas derivadas de sus ensayos, logrando deducir los parámetros A, B, C y D que permiten determinar las constantes cinéticas de dichos términos [11].

Dichos parámetros se muestran en la Tabla 3. Cabe destacar que los valores de C y D para todos los términos tienen un valor de 0.

Tabla 3. Valores de A y B del modelo de Bussche y Froment [11]

Velocidad de reacción (mol/kg _{cat} s)	A (Adimensional)	B (kJ/mol)
K_{H_2}	0,499	17,197
$K_{\text{H}_2\text{O}}$	6,62E-11	124,119
$\frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{K_8 \cdot K_9 \cdot K_{\text{H}_2}}$	3453,380	-
$k'_{5a} \cdot K'_2 \cdot K_3 \cdot K_4 \cdot K_{\text{H}_2}$	1,07	36,696
k'_1	1,22E+10	-94,765

Las constantes K^* y K_3^* correspondientes al término de la fuerza impulsora se obtienen de las investigaciones de Graaf [17], cuyas expresiones se muestran en la (Ecuación 3) y la (Ecuación 4).

$$\log_{10}K^* = \frac{3066}{T (K)} - 10,592 \quad (\text{Ecuación 3})$$

$$\log_{10}1/K_3^* = \frac{-2073}{T (K)} + 2,029 \quad (\text{Ecuación 4})$$

Sin embargo, para integrar el modelo en Aspen Plus, se necesita ajustar las unidades y ecuaciones para que sean compatibles con el simulador. El modelo cinético adecuado se muestra en la (Ecuación 5) la (Ecuación 6) y la (Ecuación 7), donde las presiones parciales se expresan en bar, las velocidades de reacción en kmol/kg_{cat} s y el parámetro B en kJ/mol.

$$r_{CH_3OH} = \frac{k_1 \cdot p_{CO_2} \cdot p_{H_2} - k_6 \cdot \left(\frac{p_{H_2O} \cdot p_{CH_3OH}}{p_{H_2}^2} \right)}{\left(1 + k_2 \cdot \left(\frac{p_{H_2O}}{p_{H_2}} \right) + k_3 \cdot p_{H_2}^{0,5} + k_4 \cdot p_{H_2O} \right)^3} \quad (\text{Ecuación 5})$$

$$r_{WGS} = \frac{k_5 \cdot p_{CO_2} - k_7 \cdot \left(\frac{p_{H_2O} \cdot p_{CO}}{p_{H_2}} \right)}{\left(1 + k_2 \cdot \left(\frac{p_{H_2O}}{p_{H_2}} \right) + k_3 \cdot p_{H_2}^{0,5} + k_4 \cdot p_{H_2O} \right)} \quad (\text{Ecuación 6})$$

$$\ln k_i = A_i + \frac{B_i}{T (K)} \quad (\text{Ecuación 7})$$

Los nuevos valores de los parámetros A y B se muestran en la Tabla 4.

Tabla 4. Parámetros para el modelo compatible introducido en Aspen

Velocidad de reacción (kmol/kg _{cat} s)	A (Adimensional)	B (kJ/mol)
k ₁	-29,870	4811,2
k ₂	8,147	0,0
k ₃	-6,452	2068,4
k ₄	-34,950	14928,9
k ₅	4,804	-11797,5
k ₆	17,550	-2249,8
k ₇	0,131	-7023,5

4.2.2 Reactor de Metanol

En el ámbito de la producción global de metanol, se emplean principalmente dos tipos de reactores: los adiabáticos y los isotérmicos. Los reactores adiabáticos se caracterizan por su diseño con múltiples lechos catalíticos fijos dispuestos en serie, los cuales incorporan intercambiadores de calor, y los reactores isotermos se caracteriza por trabajar de la misma manera que un cambiador de calor tubular, donde el fluido va por los tubos y el refrigerante (agua hirviendo o gas) por la carcasa [18]. En las plantas existentes se utiliza un solo reactor (adiabático o isoterma según las condiciones de operación) pero se estudió que dos reactores en serie, un isoterma seguido de un adiabático, presentan mejores rendimientos junto con una elevada tasa de producción de metanol [10]. Aun así, en este proyecto se ha asumido un solo reactor adiabático para baja presión y una relación molar de H₂ y CO₂ de 3.

Además de este tipo de reactores, actualmente se están investigando los reactores de membrana catalíticos para permitir el funcionamiento a baja temperatura [10].

La simulación en Aspen Plus se realiza mediante un reactor *RPlug* para poder incluir las correspondientes reacciones con sus respectivos parámetros cinéticos y el catalizador. Se considera la recirculación de aquellos gases no reactivos para asegurar una mejor conversión.

Dado que se trata de reacciones exotérmicas y de acuerdo con el principio de Le Chatelier, el proceso se ve beneficiado por el incremento de la presión y la disminución de la temperatura [14]. Por tanto, se han seleccionado unas condiciones de operación de 250 °C y 65 bar para aumentar la conversión de equilibrio. Además, la pérdida de carga del reactor se calcula con la ecuación de *Ergun*.

Finalmente, se considera crucial la longitud del reactor en dicho proceso de síntesis. Un reactor de dimensiones pequeñas conlleva una menor conversión, aunque implica unos costes de inversión menores. La longitud promedio de los reactores de metanol se encuentra entre 8 y 12 metros, por lo que, al no haber casi diferencia entre las configuraciones, se selecciona una longitud promedio de 12 metros para garantizar una conversión óptima.

4.2.3 Separador Flash a Alta Presión

La unidad flash trabaja a alta presión, para separar los gases no reactivos en el reactor de síntesis de metanol. Se selecciona una alta presión ya que la mayor parte del H₂ y CO₂ a esta presión se recuperan del vapor evaporado y se pueden recircular al proceso.

Para alcanzar la condensación del metanol y del agua, se analizan los puntos de ebullición de los productos del efluente del reactor, que se muestran en la Tabla 5.

Tabla 5. Puntos de ebullición de los componentes del efluente del reactor a 1 bar

Componente	Punto de ebullición (°C)
H ₂	-252,8
CO	-191,4
CH ₄	-161,5
CO ₂	-78,5
CH ₃ OH	64,7
H ₂ O	100

Por tanto, se ha seleccionado una temperatura de 30 °C y una presión de 40 bar para que no condensen los gases que se deben recircular. No obstante, se quedan pequeñas trazas de algunos de estos compuestos en la fase líquida, las cuales serán eliminadas durante la etapa de destilación y purificación del metanol.

4.2.4 Recirculación de los gases no reaccionados y purga

Como se ha comentado, se necesitan recircular los gases no reactivos al reactor de síntesis para aumentar la conversión del metanol. Aun así, se requiere de una purga para evitar la acumulación de gases inertes en el reactor y evitar la convergencia del proceso.

En este caso se ha conseguido la convergencia con una purga del 5% en volumen de la corriente gaseosa de la salida de la columna flash a alta presión. Además, para aumentar la presión de la corriente a la condición de operación del reactor, se necesita comprimir a 65 bar.

Por último, se genera un cambio en la relación molar entre el H₂ y el CO₂, pero no existe ningún problema porque el reactor de síntesis está preparado para este incremento.

4.3 Unidad 3: Purificación y Destilación del Metanol

El objetivo de esta unidad es la obtención de un metanol de elevada pureza como producto final para su utilización como combustible (>99,5 wt%). La unidad se compone de una columna flash a baja presión y dos columnas de destilación.

4.3.1 Separador Flash a Baja Presión

Este separador se encarga de separar las impurezas que se han arrastrado por la fase líquida para realizar una purificación mejor. Por tanto, se necesita reducir más la presión (2 bar) con una válvula para eliminar la mayor cantidad de impurezas.

Además, se opta por mantener la temperatura obtenida después de la válvula, dado que debido a la alta solubilidad del CO₂, se requiere una temperatura ligeramente superior al ambiente para evitar complicaciones en el proceso.

4.3.2 Columnas de Destilación y Purificación

La unidad de destilación se encarga de eliminar el agua y los gases sin reaccionar de la corriente de salida de la columna flash de baja presión. De esta manera en este sistema se fijó como producto un metanol con una pureza superior al 99,5 wt%.

La unidad de destilación se simuló mediante el modelo *Radfrac* y con dos columnas de destilación, donde la primera columna elimina el agua del proceso y la segunda los gases sin reaccionar.

Previamente se debe calentar la corriente de entrada a la primera columna de destilación hasta 87 °C mediante vapor a baja presión.

En cuanto a la presión, se necesita reducirla mediante una válvula a presión atmosférica, ya que estas columnas trabajan en estas condiciones.

Además, la salida por fondo de la segunda columna de destilación se inyecta de nuevo en la primera columna de destilación para evitar perder una pequeña proporción de metanol.

Por tanto, mediante una serie de análisis de sensibilidad y diseños de especificaciones, se obtienen los parámetros característicos de estas columnas para conseguir la pureza determinada anteriormente. Estos resultados se muestran en la Tabla 6.

Tabla 6. Parámetros de diseño de las columnas de destilación y purificación

	Columna 1	Columna 2
Número de etapas	30	30
Etapas de alimentación	15	15
Etapas de reciclaje	15	-
Tipo de condensador	Parcial (Vapor)	Parcial (Vapor-Líquido)
Tipo de hervidor	Kettle	Kettle
Relación de reflujo	1,18	0,65
Relación de ebullición	0,51	2,34

De esa manera se obtiene una corriente de destilado de 13888 kg/h al 99,66% de pureza másica de metanol, cumpliendo con las especificaciones del metanol para su uso como combustible.

Por último, se reduce la temperatura a 28 °C para poder almacenarse y utilizarse como materia prima en la producción de combustible de aviación sostenible.

4.4 Unidad 4: Metanol a Olefinas

El proceso de metanol a olefinas (MTO) se emplea en la conversión del metanol en hidrocarburos insaturados con doble enlace carbono-carbono a partir de un reactor de lecho fluidizado. De esta manera se controla la temperatura de la reacción de metanol (reacción exotérmica), permitiendo la circulación del catalizador [19]. Además, se necesita una

regeneración del catalizador de forma continua debido a la rápida deposición de coque en el reactor.

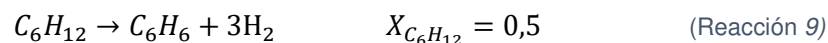
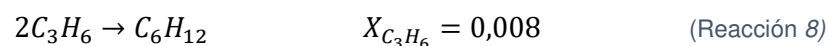
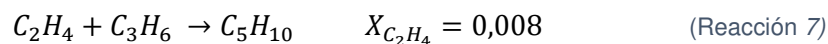
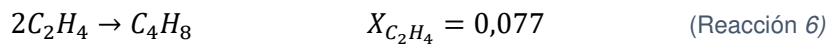
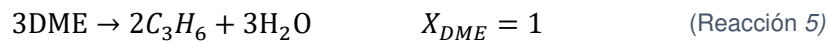
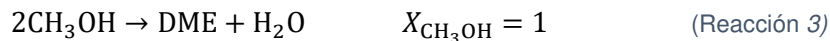
El proceso diseñado por UOP e Hydro se considera la alternativa más avanzada para la producción de olefinas [19]. El reactor MTO opera en fase vapor a una temperatura entre 340 y 540 °C y una presión entre 1 y 2 bar.

4.4.1 Reactor MTO

En este caso, en el reactor se emplea una configuración de alta temperatura (450 °C), un catalizador de aluminofosfatos de silicio (SAPO-34) y una presión de operación de 2 bar [20]. De esta manera se produce una alta selectividad hacia etileno y propileno, ya que el punto de partida para la producción de bioqueroseno se centra en las olefinas ligeras.

Previamente, se necesita adaptar las condiciones de entrada al reactor. Por tanto, la corriente de metanol procedente de la síntesis de metanol, al estar en estado líquido, se impulsa a 2 bar mediante una bomba y se aumenta su temperatura a 450 °C mediante dos cambiadores de calor, uno que utiliza como fuente el calor procedente de la corriente de salida del reactor MTO y otro que trabaja con gas natural como fluido calefactor.

Además, las reacciones que se producen en el reactor se ajustan mediante el factor de selectividad de olefinas. Por tanto, el reactor se simula en Aspen como si fuera un *RStoic*, donde se producen las siguientes reacciones en serie [21]:



4.4.2 Eliminador de Agua

Tras la reacción, la corriente se alimenta a un separador flash para eliminar la mayor cantidad de agua. En primer lugar, como se ha comentado en el apartado 4.4.1, el efluente del reactor se enfría mediante el cambiador previo al reactor MTO y, posteriormente, como se necesita eliminar la mayor cantidad posible de agua y evitar complicaciones en el proceso, se hace un diseño de especificaciones para encontrar la temperatura óptima de entrada al separador. Dicha temperatura es de 20,6 °C por lo que se necesita enfriar aún más la corriente procedente del reactor MTO mediante otro cambiador de calor.

4.4.3 Absorbedor de Dióxido de Carbono

Se utiliza un absorbedor para eliminar el CO₂ de la corriente. En primer lugar, se reduce la temperatura para que la corriente se adapte a las condiciones de entrada del absorbedor y, posteriormente, mediante un compuesto cáustico (NaOH) se lava la corriente para la separación del CO₂.

4.4.4 Columnas de Separación de Etileno y Propileno

La unidad de destilación se encarga de separar en un tren de destilación de dos etapas la corriente de etileno y propileno del resto de olefinas (principalmente buteno). Se utiliza el modelo *Radfrac* para ambas columnas y una presión de operación de 2 bar.

Por tanto, mediante una serie de análisis de sensibilidad y diseños de especificaciones, se obtienen los parámetros característicos de estas columnas para conseguir una pureza adecuada en las corrientes de etileno y propileno. Estos resultados se muestran en la Tabla 7.

Tabla 7. Parámetros de diseño de las columnas de separación

	Columna separación etileno	Columna separación propileno
Número de etapas	10	19
Etapas de alimentación	7	10
Tipo de condensador	Parcial (Vapor)	Parcial (Vapor)
Tipo de hervidor	Kettle	Kettle
Relación de reflujo	1,26	0,34
Relación destilado/alimentación	0,68	0,86

De esta manera se obtiene una corriente de etileno de 3531 kg/h al 99,99% de pureza molar de etileno y una corriente de propileno de 2142 kg/h al 99,70% de pureza molar de propileno, cumpliendo con las especificaciones que se necesitan para su posterior oligomerización.

4.5 Unidad 5: Oligomerización de Olefinas

El proceso de oligomerización se emplea en la conversión de las olefinas para la obtención de combustibles líquidos. Además, según las condiciones de las reacciones, se puede enfocar la oligomerización hacia la gasolina, el queroseno o el diésel.

En este caso, se dirige la producción a mezclas olefinicas en el rango del queroseno, evitando una elevada formación de octeno. De hecho, las temperaturas bajas y las altas presiones favorecen el rendimiento a queroseno y diésel. El proceso se realiza en presencia de un catalizador ácido heterogéneo, que es comúnmente utilizado en la industria de los combustibles [22].

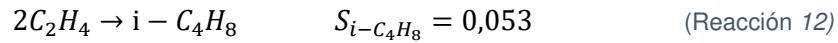
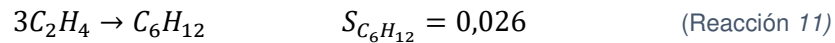
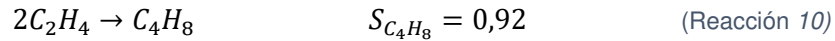
Esta unidad se encarga de la oligomerización del etileno, del propileno y del buteno, donde los reactores se simulan en Aspen mediante un reactor *RStoic*.

4.5.1 Oligomerización de etileno

La oligomerización de etileno se centra en la obtención de 1-buteno como producto mayoritario. Por tanto, se ha seleccionado un reactor donde se produce la dimerización a 25 °C y 50 bar en presencia de un catalizador preparado por intercambio catiónico (*Ni-MFU-4l*) [23], ya que, a diferencia de los catalizadores de níquel soportados en aluminosilicatos utilizados actualmente, este catalizador presenta mejor selectividad hacia el 1-buteno, que se considera el producto deseado.

Previamente, se necesita adaptar las condiciones de entrada al reactor. Por tanto, la corriente de etileno se comprime a 50 bar mediante un compresor y se enfría hasta 25 °C mediante un cambiador de calor.

En el reactor se producen las siguientes reacciones de oligomerización con sus respectivas selectividades [23]:



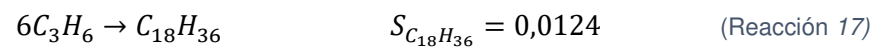
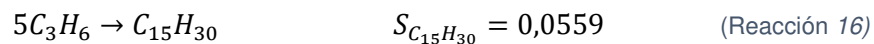
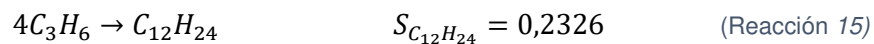
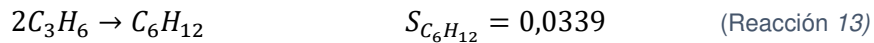
Por tanto, se obtiene una corriente con una cantidad de 3226,77 kg/h de 1-buteno como compuesto mayoritario, la cual se reduce a 2 bar mediante una válvula. Esto se realiza con el fin de facilitar su mezcla con el producto que sale por el fondo de la columna de separación de propileno, dado que este último contiene en su mayoría 1-buteno.

4.5.2 Oligomerización de propileno

La oligomerización del propileno se centra en la obtención de olefinas de carbono 9 y 12 ya que el objetivo es maximizar la producción de bioqueroseno. Por tanto, se ha seleccionado un reactor donde se produce la oligomerización a 170 °C y 45 bar en presencia de un catalizador mesoporoso de ácido fosfotúngstico soportado en sílice [24], que en comparación con el proceso industrial con catalizadores de Ni/HZSM-5, presenta mejor selectividad hacia el rango de hidrocarburos del bioqueroseno.

En primer lugar, se necesita adaptar las condiciones de entrada al reactor. Por tanto, la corriente de etileno se comprime a 45 bar mediante un compresor y se calienta hasta 170 °C mediante un cambiador de calor que trabaja con vapor de agua a media presión.

Posteriormente, se introduce la corriente a un reactor donde se producen las siguientes reacciones de oligomerización con una conversión del 91,12% y sus respectivas selectividades [24]:



Por tanto, se obtiene una corriente con una cantidad de 1295,19 kg/h de noneno y 453,10 kg/h de dodeceno como compuestos mayoritarios. A continuación, se reduce a 10 bar mediante una válvula para poder mezclarse con la corriente de oligomerización del 1-buteno.

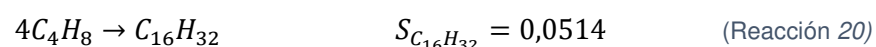
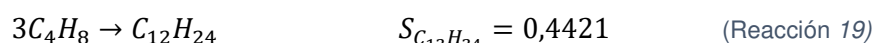
4.5.3 Oligomerización de 1-buteno

El mecanismo de reacción de la oligomerización del buteno ocurre en serie, primero dos monómeros de la olefina reaccionan para formar un dímero, después el dímero reacciona con otra olefina adicional formando un trímero, y así sucesivamente. El objetivo de este trabajo se centra en la obtención de olefinas de carbono 8 y 12 como productos mayoritarios ya que se debe maximizar la producción de bioqueroseno.

Actualmente existen diversos catalizadores, la zeolita HZSM-5 y la zeolita β . Ambas se encuentra dopadas con Ni para mejorar sus propiedades ácidas. Este trabajo se centra en la zeolita β 32, ya que presenta mejores selectividades hacia el dímero y trímero [25], y con unas condiciones de operación de 350 °C y 10 bar.

En primer lugar, se necesita adaptar las condiciones de entrada al reactor. Por tanto, la corriente de buteno procedente de la oligomerización del etileno y la corriente de buteno de la columna de destilación del propileno se inyecta en un cambiador de calor donde se produce un calentamiento con vapor de agua a baja presión hasta que la corriente resultante se encuentre solo en fase vapor. Posteriormente, se comprime a 10 bar mediante un compresor y se calienta hasta 350 °C mediante dos cambiadores de calor: uno que tiene como fuente de calor la corriente de salida del propio reactor de oligomerización del buteno y otro que utiliza el fluido Dowtherm A como fluido calefactor.

Por último, en el reactor se producen las siguientes reacciones de oligomerización con una conversión del 77.8% y sus respectivas selectividades [25]:



Por tanto, se obtiene una corriente con una cantidad de 1387,85 kg/h de octeno y 1211,72 kg/h de dodeceno como compuestos mayoritarios. A continuación, se enfría a 185,7 °C con la corriente de entrada al reactor en contracorriente y se mezcla con la corriente resultante de oligomerización del propileno. De esta manera se tiene una corriente final de olefinas que se encuentran dentro del rango de hidrocarburos del queroseno.

4.6 Unidad 6: Columnas de Fraccionamiento

La unidad de fraccionamiento se encarga de separar la mezcla olefínica en un tren de destilación de dos etapas. Se obtienen tres corrientes: una compuesta por el rango de olefinas correspondiente a la gasolina y el gas combustible, otra correspondiente al rango de olefinas del queroseno y otra correspondiente al rango de olefinas del diésel. Además, se utiliza el modelo *Radfrac* para ambas columnas y una presión de operación de 1 bar.

Por tanto, mediante una serie de análisis de sensibilidad y diseños de especificaciones, se obtienen los parámetros característicos de estas columnas para conseguir dicha separación. Estos resultados se muestran en la Tabla 8.

Tabla 8. Parámetros de diseño de las columnas de fraccionamiento

	Columna separación etileno	Columna separación propileno
Número de etapas	24	84
Etapas de alimentación	14	43
Tipo de condensador	Parcial (Vapor)	Total
Tipo de hervidor	Kettle	Kettle
Relación de reflujo	3	0,23
Relación destilado/alimentación	0,65	0,97

De esta forma, se obtiene una corriente olefínica de 3072 kg/h. Dicha corriente se encuentra dentro de la fracción de hidrocarburos del queroseno, pero necesita ser sometida a un proceso de hidrogenación para mejorar sus características.

Por otro lado, se obtiene una corriente olefínica de 2856 kg/h correspondiente a la fracción de hidrocarburos de la nafta, y una corriente de 285,4 kg/h correspondiente a la fracción de hidrocarburos del diésel. Ambas corrientes deben pasar por una etapa de hidrogenación, pero se encuentra fuera del límite de batería del proceso.

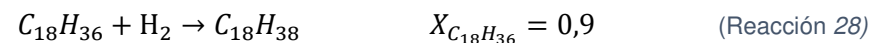
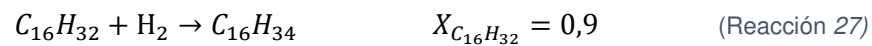
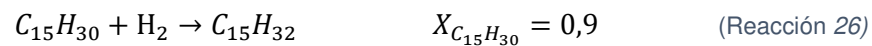
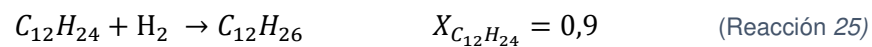
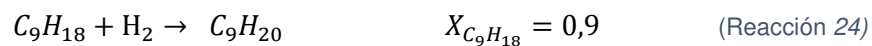
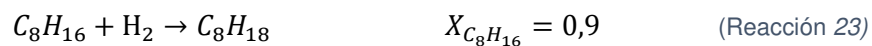
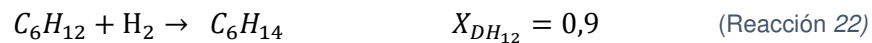
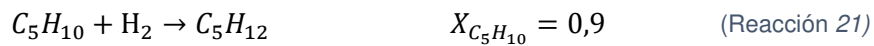
4.7 Unidad 7: Hidrogenación

La unidad de hidrogenación se encarga de mejorar las propiedades del queroseno mediante la inyección de H₂ a un reactor junto a la mezcla olefínica. De esta manera, se producen hidrocarburos saturados.

En este proceso, la reacción tiene lugar gracias a un catalizador de platino/paladio y sus condiciones de operación se encuentran entre 100-175 °C de temperatura y a una presión de 34,5 bar [26]. El reactor se simula en Aspen mediante un reactor RStoic y la conversión a hidrocarburos es del 90%.

Previamente se adapta la presión de la corriente de salida a 34,5 bar mediante una bomba y a 185 °C mediante un cambiador de calor que trabaja con vapor de agua a alta presión.

Posteriormente, se introduce en un reactor donde se producen las siguientes reacciones con H₂:



Por último, la corriente resultante se enfría a 30 °C y se separa el exceso de hidrógeno mediante un separador flash para poder ser reciclado al reactor de hidrogenación.

Por tanto, se obtiene una corriente final de bioqueroseno de 3109,69 kg/h, compuesta en su mayoría por hidrocarburos saturados correspondientes al rango del queroseno (C9-C15).

Tras la obtención del bioqueroseno, se estudia sus propiedades en frío para evaluar si cumple con los requisitos especificados en la norma ASTM para su utilización como Jet A1. Los resultados se muestran en Tabla 9.

Tabla 9. Propiedades del bioqueroseno obtenido

Parámetro	Obtenido	Norma
Densidad a 15 °C (kg/m ³)	737,15	775-840
Viscosidad a -20 °C (cSt)	3,37	menor que 8
Temperatura de congelación (°C)	-76,75	menor que -47
Punto de inflamación (°C)	40,73	mayor que 38
Poder calorífico (MJ/kg)	40,18	mayor que 42,8

Se observa que las propiedades se encuentran cerca de la normativa, pero se necesitan mejoras en el proceso para que se apruebe por el organismo internacional. Las desviaciones son muy pequeñas por lo que una configuración mejor en las columnas de destilación y en los reactores de síntesis de metanol y oligomerización provocaría una mejora.

Con respecto a la temperatura de congelación, Aspen no admite su cálculo, por lo que, aplicando una metodología basada en el punto de congelación de cada componente y la fracción volumétrica, se obtiene una estimación de dicha temperatura. Esto se debe a que el punto de congelación no difiere más de 20 °C del “*pour point*” (punto de fluidez).

4.8 Integración Energética y Servicios Auxiliares

4.8.1 Integración Energética

La implementación de la integración energética conlleva una disminución del consumo energético en la planta al emplear las corrientes de proceso como fluidos refrigerantes y calefactores, lo que resulta en una reducción del consumo de servicios auxiliares y, por ende, una disminución del costo económico asociado. De esta manera se consigue que el proceso sea lo más autosuficiente posible.

En este trabajo se lleva a cabo una integración energética en las siguientes unidades:

- Unidad de síntesis de metanol.
- Unidad de metanol a olefinas.
- Unidad de oligomerización del buteno

En todas ellas se utiliza el calor a retirar de la corriente de salida del reactor para precalentar la alimentación correspondiente, produciéndose una recuperación de calor.

4.8.2 Servicios Auxiliares

Se requiere que los equipos de la planta de producción de bioqueroseno funcionen dentro de los valores adecuados para garantizar su correcto funcionamiento. Esto implica la necesidad de utilizar fluidos refrigerantes y calefactores para ajustar la temperatura en función de las necesidades de operación.

De acuerdo con el libro *Product and process design principles: synthesis, analysis, and evaluation* [27], la elección del fluido refrigerante se determina por la temperatura de las corrientes del proceso, utilizando agua de refrigeración para corrientes con temperaturas superiores a 38 °C. Aquellas corrientes que están por debajo de esta temperatura siguen el libro *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* [28].

Por tanto, los fluidos refrigerantes son:

- Agua de refrigeración: entra y sale como líquido subenfriado, de 28°C a 40 °C.
- Agua de enfriamiento (*chilled water*): de 8 a 14 °C.
- Etano (refrigerante R-170): entra como líquido saturado a -105 °C y sale como vapor saturado a -77,5 °C. Se sobrecalienta 10 °C para evitar su condensación durante el transporte por tuberías
- Propano (refrigerante R-290): entra como líquido saturado a -42,1 °C y sale como vapor saturado a -31,1 °C. Se sobrecalienta por la misma razón que el refrigerante R-170.
- Generación de vapor a baja presión (3,5 bar): el condensado entra como líquido saturado a 147°C y sale como vapor sobrecalentado a 158 °C. Se sobrecalienta por la misma razón que el refrigerante R-170.

En cuanto a fluidos calefactores, se utiliza vapor únicamente con cambio de fase cuando el rango de temperaturas se encuentra por debajo de 232°C, el fluido Dowtherm A cuando el rango se encuentra entre 232-400°C y calor de combustión procedente de la quema

de gas natural cuando la temperatura es superior a 400 °C [27]. Por tanto, dichos fluidos se caracterizan de la siguiente manera:

- Vapor de baja presión (3,5 bar): el vapor entra saturado a 148 °C y el líquido saturado sale a 147 °C.
- Vapor de media presión (10,3 bar): el vapor entra saturado a 186 °C y el líquido saturado sale a 185 °C.
- Vapor de alta presión (31 bar): el vapor entra saturado a 238 °C y el líquido saturado sale a 237 °C.
- Dowtherm A: de 360 °C a 345 °C en estado vapor.
- Gas de combustión (quema de gas natural): se considera 37200 kJ/m³ como poder calorífico del gas natural.

A continuación, se calcula la cantidad necesaria de servicios auxiliares que se va a necesitar en la planta mediante dos modos: uno que utiliza el calor específico (agua de refrigeración, agua de enfriamiento y el fluido Dowtherm A) mediante la (Ecuación 8) y otro que utiliza el calor latente de vaporización o condensación (etano, propano, agua de calderas y vapor de agua) mediante la (Ecuación 9).

$$\dot{m}_{fluido} (kg/h) = \frac{Q}{C_{p,fluido} \cdot \Delta T_{fluido}} \quad (\text{Ecuación 8})$$

$$\dot{m}_{fluido} (kg/h) = \frac{Q}{\lambda_{vaporización/condensación}} \quad (\text{Ecuación 9})$$

Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 10:

Tabla 10. Caudales de los servicios auxiliares

Equipo	Q (kW)	Servicio auxiliar	C _{p, fluido} (kJ/kg °C)	λ _{vap./cond.} (kJ/kg)	m _{fluido} (kg/h)	m _{fluido} (m ³ /h)
E-101	470	Agua de refrigeración	4,178	-	3,37E+04	-
E-102	389	Agua de refrigeración	4,178	-	2,79E+04	-
E-103	528	Agua de refrigeración	4,178	-	3,79E+04	-
E-104	1383	Agua de refrigeración	4,178	-	9,93E+04	-
E-105	1085	Agua de refrigeración	4,178	-	7,79E+04	-
E-107	23102	Agua de enfriamiento	4,191	-	3,31E+06	-
E-108	10771	Vapor de baja presión	-	2114,3	1,83E+04	-
E-109 (Cond)	6656	Agua de refrigeración	4,178	-	4,78E+05	-
E-110 (Reb)	2563	Vapor de baja presión	-	2114,3	4,36E+03	-
E-111 (Cond)	7879	Agua de refrigeración	4,178	-	5,66E+05	-
E-112 (Reb)	2176	Vapor de baja presión	-	2114,3	3,71E+03	-
E-113	377	Agua de enfriamiento	4,178	-	5,41E+04	-
E-202 (Horno)	180	Gas de combustión	-	-	-	17,42
E-203	1272	Agua de enfriamiento	4,191	-	1,82E+05	-
E-204	254	Etano (R-170)	-	489,4	1,87E+03	-
E-205 (Cond)	569	Etano (R-170)	-	489,4	4,19E+03	-
E-206 (Reb)	314	Vapor de baja presión	-	2114,3	5,35E+02	-

E-207 (Cond)	86	Propano (R-290)	-	425,6	7,27E+02	-
E-208 (Reb)	343	Vapor de baja presión	-	2114,3	5,84E+02	-
E-209	235	Agua de enfriamiento	4,191	-	3,36E+04	-
E-210	52	Vapor de media presión	-	1978,8	9,46E+01	-
E-211	407	Vapor de baja presión	-	2114,3	6,93E+02	-
E-213	59	Dowtherm A	2,133	-	6,64E+03	-
E-214 (Cond)	1410	Agua de enfriamiento	4,191	-	2,02E+05	-
E-215 (Reb)	1327	Vapor de media presión	-	1978,8	2,41E+03	-
E-216 (Cond)	362	Generación de vapor a baja presión	-	2114,3	6,16E+02	-
E-217 (Reb)	374	Dowtherm A	2,133	-	4,21E+04	-
E-218	25	Vapor de alta presión	-	1766,5	5,09E+01	-
E-219	2775	Agua de enfriamiento	4,191	-	3,97E+05	-
E-220	742	Vapor de alta presión	-	1766,5	1,51E+03	-

Se observa que en el condensador E-216 se genera vapor a baja presión por lo que se puede utilizar dicho vapor en aquellos equipos que lo necesiten y así reducir su demanda.

Por tanto, las demandas finales de los servicios auxiliares se muestran en la Tabla 11:

Tabla 11. Demanda de servicios auxiliares

Servicio auxiliar	m _{fluido} (kg/h)	m _{fluido} (m ³ /h)
Agua de refrigeración	1.320.488,27	-
Agua de enfriamiento	4.176.402,73	-
Etano	6.053,94	-
Propano	727,44	-
Vapor a baja presión	27.604,03	-
Vapor a media presión	2.508,79	-
Vapor a alta presión	1.563,09	-
Fluido Dowtherm A	48.720,11	-
Gas de combustión	-	17,42

4.8.3 Demanda Eléctrica

Se necesita saber el consumo eléctrico de los compresores y las bombas de la planta para calcular la potencia consumida.

En cuanto al cálculo del consumo eléctrico de las bombas, además de las existentes en el proceso, se deben de tener en cuenta las bombas que impulsan el reflujo de vuelta a las columnas de destilación, ya que se supone que los condensadores, rehervidores y bombas se encuentran a nivel de suelo. Por tanto, la presión de descarga en estos casos se calcula según la (Ecuación 10).

$$P_{descarga}(\text{bar}) = \frac{\rho \cdot g \cdot h}{10^5} + P_{equipo} \quad (\text{Ecuación 10})$$

La potencia de estas bombas se obtiene mediante la (Ecuación 11 o mediante Aspen Plus:

$$P(\text{kW}) = \frac{Q(\text{m}^3/\text{s}) \cdot P_{\text{descarga}}(\text{Pa})}{\eta} \quad (\text{Ecuación 11})$$

donde Q es el caudal de recirculación en m³/s, P la presión de descargar en Pa y η el rendimiento total, que depende de la eficiencia del motor y del rendimiento hidráulico.

Por tanto, en la Tabla 12 se recogen los datos de consumo de las bombas y se sobredimensiona un 10% para evitar la cavitación, que supondría un fallo en el motor. Se tiene en cuenta que estas bombas tienen una eficiencia del motor del 85% y rendimiento hidráulico del 98%.

Tabla 12. Potencia consumida por las bombas

Equipo	m _{recirculación} (kg/h)	ρ _{líquido} (kg/m ³)	H (m)	P _{descarga} (bar)	Q (m ³ /s)	P (kW)	P _{sobred. 20%} (kW)
P-101	19189,12	791,80	27,15	3,11	6,73E-03	2,51	2,76
P-102	9105,85	757,82	27,15	3,02	3,34E-03	1,21	1,33
P-201	-	-	-	2,0	-	1,0	1,1
P-202	4438,75	550,75	5,68	2,31	2,24E-03	0,62	0,68
P-203	735,17	588,93	9,82	2,57	3,47E-04	0,11	0,12
P-204	13048,35	655,61	22,57	2,45	5,53E-03	1,63	1,79
P-205	714,85	622,78	68,32	5,17	3,19E-04	0,20	0,22
P-206	-	-	-	34,50	-	15	16,5

Por último, la potencia de los compresores se obtiene de Aspen Plus y se sobredimensiona un 10% para conseguir que el compresor sea más eficiente. Por tanto, en la Tabla 13 se muestran las potencias necesarias para cada compresor. Se tiene en cuenta que estos compresores trabajan con un rendimiento isoentrópico del 80% y un rendimiento mecánico del 90%

Tabla 13. Potencia consumida por los compresores

Equipo	P (kW)	P _{sobred. 10%} (kW)
K-101	518	569,8
K-102	359	394,9
K-103	445	489,5
K-104	422	464,2
K-105	1255	1380,5
K-106	1090	1199
K-107	1720	1892
K-108	5129	5641,9
K-201	316	347,6
K-202	130	143
K-203	106	116,6
K-204	47	51,7
K-205	1617	1778,7

4.9 Análisis Económico de la Planta

El propósito del análisis económico es evaluar la viabilidad de implementar el proyecto. Esto implica examinar detalladamente los costos y beneficios asociados, así como calcular el período requerido para recuperar la inversión inicial. Estos datos son esenciales para tomar

decisiones fundamentadas sobre la realización del proyecto, determinando si es viable llevar a cabo la puesta en marcha de la planta o si se requieren ajustes y mejoras para garantizar su operación exitosa sin suponer pérdidas económicas.

Las hipótesis del proyecto se resumen en la Tabla 14. Se supone que la vida económica de este tipo de proyectos es de 20 años con una disponibilidad técnica de 8400 h/año [29] [30]. La tasa de interés requerida se ha fijado en un 9% para este tipo de plantas y todos los costos se han normalizado hasta 2023 utilizando el índice CEPCI.

Tabla 14. Bases del proyecto de producción de combustible de aviación

Bases del proyecto	
Año base	2023
Vida útil	20 años (3 años de construcción y 17 de operación)
Tiempo de operación	350 d/año (8400 h/año)
Periodo de construcción	1º 8%, 2º 60% y 3º 32%
Tasa de inflación	2%
Tipo de interés	9%
Tasa de impuestos	35%
Amortización	Lineal a 10 años

4.9.1 Costes de inversión

La inversión inicial comprende los recursos financieros necesarios para la ejecución del proyecto y el sostenimiento de las operaciones industriales. Por tanto, se divide en capital inmovilizado y capital circulante.

El capital inmovilizado representa el componente más significativo de la inversión, dado que abarca activos fundamentales como los equipos de planta, los instrumentos y la maquinaria, todos ellos susceptibles de amortización. Para su determinación, se emplea el método de los porcentajes.

El capital circulante se refiere a los fondos monetarios necesarios para iniciar las operaciones de la planta y garantizar la producción de manera ininterrumpida. Este capital no sufre devaluación a lo largo del tiempo y no está sujeto a amortización, sino que se recupera al finalizar el ciclo de vida útil de la planta.

4.9.1.1 Coste de los equipos

Para llevar a cabo el coste de capital inmovilizado se estudia, en primer lugar, el dimensionamiento de los equipos y, posteriormente, su coste. En la mayoría de casos se utiliza el método de las correlaciones, mientras que en aquellos que se conocen equipos similares, se utiliza el método de los exponentes.

$$\text{Coste (\$)} = a + b \cdot \text{Capacidad}^n \quad (\text{Ecuación 12})$$

$$\text{Coste (\$)} = \text{Coste}_{Base} \left(\frac{\text{Capacidad}}{\text{Capacidad}_{Base}} \right)^{exp} \quad (\text{Ecuación 13})$$

- Reactores:

El coste de los reactores de la planta se calcula mediante el método de los exponentes, donde se relaciona el coste del reactor que se quiere calcular a partir de otro igual con distinta capacidad. Se emplea la (Ecuación 13).

Las capacidades base depende de cada reactor:

- Para el reactor de metanol (R-101) se utiliza el caudal final de metanol en t/d [32].
- Para el reactor MTO (R-201) se utiliza el caudal inicial de metanol en kg/s [33].
- Para el reactor de oligomerización de etileno (R-202) se utiliza el caudal de entrada al reactor en kg/h [34].
- Para el reactor de oligomerización de buteno (R-203) se utiliza el caudal de salida de hidrocarburos en kg/h [34].
- Para el reactor de oligomerización de propileno (R-204) se utiliza el caudal de salida de hidrocarburos en kg/s [35].
- Para el reactor de hidrogenación (R-205) se utiliza el caudal de salida de hidrocarburos en kg/h [34].

Los costes de adquisición se muestran en la Tabla 15:

Tabla 15. Coste de los reactores

Equipo	Cap _{Base}	Coste _{Base} (\$)	Año	Exp.	Cap.	Coste (\$)	Coste (€)
(R-101)	5000	\$81.960.000,00	2005	0,67	333,31	\$13.353.717,46	12.285.420,06 €
(R-201)	10,63	\$65.660.000,00	2001	0,65	3,86	\$33.976.093,34	31.258.005,87 €
(R-202)	3675	\$6.320.000,00	2006	0,60	3531	\$6.170.229,29	5.676.610,94 €
(R-203)	1,6	\$14.167.900,00	2020	0,70	0,60	\$7.088.973,80	6.521.855,89 €
(R-204)	6875	\$10.158.545,00	2010	0,90	3950	\$6.169.123,47	5.675.593,59 €
(R-205)	6875	\$2.223.945,00	2010	0,90	3110	\$1.089.087,97	1.001.960,93 €

Por tanto, el coste total de los reactores asciende a 62.419.447,29 €.

- Bombas:

Se utiliza la expresión:

$$\text{Coste (\$)} = 170000 + 1500 \cdot V^{0,9} \quad (\text{Ecuación 14})$$

donde V se corresponde con el caudal volumétrico de la bomba en L/s. Su coste se duplica debido a que se instalan con otra de repuesto. Por tanto, los precios de adquisición se muestran en la Tabla 16.

Tabla 16. Coste de las bombas

Equipo	V _{sobred. 20%} (L/s)	a	b	n	Coste (\$)	Nº de bombas	Coste (€)
P-101	8,08	170.000	1500	0,90	\$179.832,81	2	330.892,37 €
P-102	4,01				\$175.229,51		322.422,31 €
P-201	5,86				\$177.360,92		326.344,10 €
P-202	2,69				\$173.650,54		319.517,00 €
P-203	0,42				\$170.681,36		314.053,69 €
P-204	6,63				\$178.235,68		327.953,65 €
P-205	0,38				\$170.631,79		313.962,50 €
P-206	1,66				\$172.361,81		317.145,74 €

Por tanto, el precio total de compra es de 2.572.291,35 €.

- Compresores:

Se utiliza las siguientes expresiones en función del tipo de compresor. La (Ecuación 15) se utiliza para compresores centrífugos y la (Ecuación 16) se utiliza para compresores de desplazamiento positivo.

$$\text{Coste (\$)} = 580000 + 20000 \cdot P^{0,6} \quad (\text{Ecuación 15})$$

$$\text{Coste (\$)} = 260000 + 2700 \cdot P^{0,75} \quad (\text{Ecuación 16})$$

donde P se corresponde con la potencia del compresor en kW. Aunque la compresión se realiza en varias etapas, cada compresor tiene su coste independiente. Por tanto, en este caso, al trabajar con caudales y presiones elevadas, se necesitan compresores centrífugos, cuyos precios de adquisición se muestran en la Tabla 17.

Tabla 17. Coste de los compresores

Equipo	P _{sobred. 10%} (kW)	a	b	n	Coste (\$)	Coste (€)
K-101	569,8	580.000	20.000	0,60	\$1.480.458,00	1.362.021,36 €
K-102	394,9				\$1.302.640,46	1.198.429,23 €
K-103	489,5				\$1.402.018,54	1.289.857,06 €
K-104	464,2				\$1.376.256,66	1.266.156,13 €
K-105	1380,5				\$2.111.270,24	1.942.368,62 €
K-106	1199				\$1.987.088,80	1.828.121,69 €
K-107	1892				\$2.430.046,63	2.235.642,90 €
K-108	5641,9				\$4.143.569,44	3.812.083,89 €
K-201	347,6				\$1.249.387,90	1.149.436,87 €
K-202	143				\$972.854,40	895.026,05 €
K-203	116,6				\$927.575,48	853.369,44 €
K-204	51,7				\$793.365,56	729.896,32 €
K-205	1778,7				\$2.362.754,82	2.173.734,43 €

Por tanto, el precio total de compra es de 20.736.143,97 €.

- Hornos:

Se utiliza la expresión:

$$\text{Coste (\$)} = 80000 + 109000 \cdot Q^{0,8} \quad (\text{Ecuación 17})$$

donde Q se corresponde con el calor producido por la combustión en MW. Por tanto, los precios de adquisición se muestran en la Tabla 18.

Tabla 18. Coste del horno

Equipo	Q _{sobred. 20%} (MW)	a	b	n	Coste (\$)	Coste (€)
E-202 (Horno)	0,216	80.000	109.000	0,8	\$587.974,48	540.936,52 €

- Cambiadores de calor:

En primer lugar, se debe calcular la superficie del cambiador mediante la (Ecuación 18), donde Q representa el calor intercambiado en W, U es el coeficiente global de transferencia de materia en W/m² °C, F es un factor de corrección adimensional que varía según la temperatura y ΔT_{lm} indica la diferencia de temperaturas media logarítmica en °C.

$$A (m^2) = \frac{Q}{U \cdot F \cdot \Delta T_{lm}} \quad (\text{Ecuación 18})$$

El valor de U depende del tipo de cambiador de calor y de los fluidos a calentar y enfriar. Algunos de los valores típicos de los cambiadores [31] se muestran en la Tabla 19.

Tabla 19. Coeficientes globales de intercambio de calor

Fluido caliente	Fluido frío	U (W/m ² °C)
Agua	Agua	800-1500
Disolventes Orgánicos	Disolventes Orgánicos	100-300
Gases	Gases	10-50
Disolventes Orgánicos	Agua	250-750
Gases	Agua	20-300
Vapor	Agua	1500-4000
Vapor	Disolventes Orgánicos	500-1000
Vapor	Gases	30-300
Fluidos Dowtherm	Gases	20-200
Fluidos Dowtherm	Disolventes Orgánicos	50-300
Vapores Orgánicos	Agua	700-1000
Vapores Orgánicos (con condensables)	Agua	500-700

El valor ΔT_{lm} se obtiene a partir de la (Ecuación 19), donde T_1, T_2, t_1 y t_2 representan la temperatura del fluido caliente a la entrada, la temperatura del fluido caliente a la salida, la temperatura del fluido frío a la entrada y la temperatura del fluido frío a la salida en °C respectivamente.

$$\Delta T_{lm} (^\circ\text{C}) = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \quad (\text{Ecuación 19})$$

El valor del factor F se calcula mediante la Figura 3, y de los valores de R y S obtenidos mediante la (Ecuación 20) y la (Ecuación 21). Se supone empezar por un valor mínimo de F de 0,75 para que se obtenga un diseño económico adecuado.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (\text{Ecuación 20})$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (\text{Ecuación 21})$$

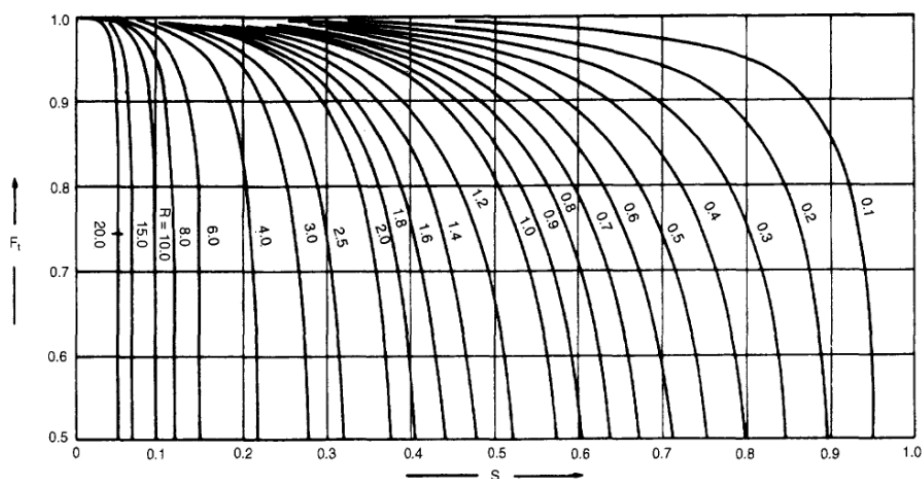


Figura 3. Factor de corrección F según R y S

Por tanto, los resultados se muestran en la Tabla 20:

Tabla 20. Áreas de los cambiadores de calor

Equipo	Q (W)	Fluido Caliente	Fluido Frío	U (W/m ² °C)	A (m ²)	A _{sobred. 10%} (m ²)
E-101	4,70E+05	Gases	Agua	200	68,35	75,18
E-102	3,89E+05	Gases	Agua	200	65,49	72,03
E-103	5,28E+05	Gases	Agua	200	75,48	83,03
E-104	1,38E+06	Gases	Agua	200	180,37	198,41
E-105	1,09E+06	Gases	Agua	200	149,87	164,86
E-106	2,17E+07	Disolvente Orgánico	Gases	300	1854,45	2039,90
E-107	2,31E+07	Disolvente Orgánico	Agua	700	631,44	694,59
E-108	1,08E+07	Vapor	Disolvente Orgánico	900	139,65	153,62
E-109 (Cond)	6,66E+06	Vapor Orgánico	Agua	800	261,22	287,34
E-110 (Reb)	2,56E+06	Vapor	Agua	3000	17,44	19,19
E-111 (Cond)	7,88E+06	Vapor Orgánico	Agua	700	455,04	500,54
E-112 (Reb)	2,18E+06	Vapor	Disolvente Orgánico	900	29,81	32,79
E-113	3,77E+05	Disolvente Orgánico	Agua	700	19,02	20,92
E-201	7,70E+06	Disolvente Orgánico	Disolvente Orgánico	200	1559,69	1715,66
E-203	1,27E+06	Disolvente Orgánico	Agua	700	60,24	66,27
E-204	2,54E+05	Vapor Orgánico	Disolvente Orgánico	200	18,38	20,22
E-205 (Con)	5,69E+05	Vapor Orgánico	Disolvente Orgánico	200	956,50	1052,15
E-206 (Reb)	3,14E+05	Vapor	Disolvente Orgánico	900	1,78	1,96
E-207 (Cond)	8,60E+04	Vapor Orgánico	Disolvente Orgánico	200	256,56	282,22

E-208 (Reb)	3,43E+05	Vapor	Disolvente Orgánico	900	2,55	2,81
E-209	2,35E+05	Vapor Orgánico	Agua	800	5,74	6,31
E-210	5,20E+04	Vapor	Disolvente Orgánico	900	1,92	2,11
E-211	4,07E+05	Vapor	Disolvente Orgánico	900	3,45	3,79
E-212	6,14E+05	Gases	Gases	50	330,23	363,25
E-213	5,90E+04	Fluido Dowtherm	Gases	100	63,79	70,17
E-214 (Cond)	1,41E+06	Vapor Orgánico	Agua	800	20,64	22,70
E-215 (Reb)	1,33E+06	Vapor	Disolvente Orgánico	900	65,00	71,50
E-216 (Cond)	3,62E+05	Disolvente Orgánico	Agua	700	17,76	19,54
E-217 (Reb)	3,74E+05	Fluido Dowtherm	Disolvente Orgánico	100	56,52	62,17
E-218	2,50E+04	Vapor	Disolvente Orgánico	500	0,86	0,95
E-219	2,78E+06	Vapor Orgánico	Agua	800	47,63	52,39
E-220	7,42E+05	Vapor	Gases	200	49,22	54,14

Por último, el coste de los cambiadores de calor depende del tipo de cambiador de calor que se utiliza y su área:

- Para el rehedidores se utiliza un intercambiador de calor tipo Kettle, cuyo coste se calcula con la siguiente expresión:

$$\text{Coste (\$)} = 29000 + 400 \cdot A^{0,9} \quad (\text{Ecuación 22})$$

- Para los condensadores se utiliza un intercambiador de calor de cabezal flotante y flujo dividido, cuyo coste se calcula con la siguiente expresión:

$$\text{Coste (\$)} = 32000 + 70 \cdot A^{1,2} \quad (\text{Ecuación 23})$$

- Para los cambiadores con un área menor que 10 m² se utiliza un cambiador de calor de tubos concéntricos, cuyo coste se calcula con la siguiente expresión:

$$\text{Coste (\$)} = 1900 + 2500 \cdot A^1 \quad (\text{Ecuación 24})$$

- Para los cambiadores con un área mayor que 20 m² se utiliza un cambiador de carcasa y tubos, cuyo coste se calcula con la siguiente expresión:

$$\text{Coste (\$)} = 28000 + 54 \cdot A^{1,2} \quad (\text{Ecuación 25})$$

De esta manera, los costes de adquisición se muestran en la Tabla 21:

Tabla 21. Coste de los cambiadores de calor

Equipo	A _{sobred. 10%} (m ²)	a	b	n	Coste (\$)	Coste (€)
E-101	75,18	28000	54	1,2	\$37.632,41	34.621,82 €
E-102	72,03	28000	54	1,2	\$37.150,50	34.178,46 €

E-103	83,03	28000	54	1,2	\$38.851,44	35.743,33 €
E-104	198,41	28000	54	1,2	\$58.865,11	54.155,91 €
E-105	164,86	28000	54	1,2	\$52.712,60	48.495,59 €
E-106	2039,90	28000	54	1,2	\$533.736,64	491.037,71 €
E-107	694,59	28000	54	1,2	\$166.824,41	153.478,46 €
E-108	153,62	28000	54	1,2	\$50.705,15	46.648,74 €
E-109 (Cond)	287,34	32000	70	1,2	\$94.397,80	86.845,98 €
E-110 (Reb)	19,19	29000	400	0,9	\$34.711,86	31.934,91 €
E-111 (Cond)	500,54	32000	70	1,2	\$153.458,79	141.182,08 €
E-112 (Reb)	32,79	29000	400	0,9	\$38.252,72	35.192,51 €
E-113	20,92	28000	54	1,2	\$30.075,46	27.669,43 €
E-201	1715,66	28000	54	1,2	\$438.875,16	403.765,15 €
E-203	66,27	28000	54	1,2	\$36.278,39	33.376,12 €
E-204	20,22	28000	54	1,2	\$29.992,34	27.592,95 €
E-205 (Con)	1052,15	32000	70	1,2	\$328.205,72	301.949,26 €
E-206 (Reb)	1,96	29000	400	0,9	\$29.732,13	27.353,56 €
E-207 (Con)	282,22	32000	70	1,2	\$93.066,79	85.621,45 €
E-208 (Reb)	2,81	29000	400	0,9	\$30.012,10	27.611,13 €
E-209	6,31	1900	2500	1	\$17.676,12	16.262,03 €
E-210	2,11	1900	2500	1	\$7.181,05	6.606,57 €
E-211	3,79	1900	2500	1	\$11.382,98	10.472,34 €
E-212	363,25	28000	54	1,2	\$91.773,97	84.432,05 €
E-213	70,17	28000	54	1,2	\$36.867,35	33.917,97 €
E-214 (Cond)	22,70	32000	70	1,2	\$34.967,81	32.170,38 €
E-215 (Reb)	71,50	29000	400	0,9	\$47.661,75	43.848,81 €
E-216 (Cond)	19,54	32000	70	1,2	\$34.478,05	31.719,80 €
E-217 (Reb)	62,17	29000	400	0,9	\$45.455,60	41.819,16 €
E-218	0,95	1900	2500	1	\$4.278,53	3.936,25 €
E-219	52,39	28000	54	1,2	\$34.244,63	31.505,06 €
E-220	54,14	28000	54	1,2	\$34.496,10	31.736,42 €

Por tanto, el precio total de compra es de 2.496.881,36 €.

- Separadores flash:

La destilación flash consiste en separar compuesto mediante la vaporización parcial de la mezcla. Por tanto, en primer lugar, se tiene que determinar las dimensiones de los separadores flash. Para ello se utilizan métodos empíricos [31], consiguiendo una buena aproximación a la realidad.

Primero, se determina la velocidad permitida de vapor (U_p) a través la (Ecuación 26, donde K es una constante empírica que depende de la relación de caudales y cuyo valor típico es 0,23 ft/s y, ρ_l y ρ_v representan las densidades de líquido y vapor respectivamente).

$$U_p(ft/s) = K \cdot \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \quad (\text{Ecuación 26})$$

Seguidamente, se procede a determinar el área de paso (A_p) mediante la (Ecuación 27, donde $V_{\text{másico}}$ representa el caudal másico de vapor en kg/h, U_p es la velocidad de vapor en m/h y ρ_v indica la densidad de vapor en kg/m³).

$$A_p(m^2) = \frac{V_{\text{másico}}}{U_p \cdot \rho_v} \quad (\text{Ecuación 27})$$

Utilizando el área de paso, se puede determinar tanto el diámetro como la altura del separador flash. Se sabe que la relación adecuada entre altura y diámetro para tanques verticales oscila entre 3 y 5. En este caso, se ha optado por una relación H/D de 3. Por tanto, las dimensiones se calculan mediante las siguientes expresiones:

$$D(m) = \sqrt{\frac{4 \cdot A_p}{\pi}} \quad (\text{Ecuación 28})$$

$$H(m) = 3 \cdot D \quad (\text{Ecuación 29})$$

Finalmente, se determina el espesor de pared (e) mediante la (Ecuación 30, donde P es la presión de diseño en N/m² (el valor más alto entre un 10% superior a la presión de operación o 2 bar superior a la presión de operación), D se corresponde con el diámetro de la columna en m, S es la presión de trabajo máxima admisible del material de construcción en N/m² (depende del tipo de material y de la temperatura), E es la eficacia de soldadura (depende del tipo de soldadura) y CA indica el sobreespesor de corrosión en m. Por tanto, es crucial seleccionar el material más adecuado para la construcción del tanque, con el fin de evitar cualquier pérdida económica y asegurar una eficacia óptima.

$$e(m) = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 1,2 \cdot P} + CA \quad (\text{Ecuación 30})$$

El material seleccionado ha sido el acero al carbono ASTM A285 Grado A, cuyo valor de S a temperaturas moderadas es de 89 N/mm², una eficacia de soldadura de 1, ya que se considera que las soldaduras se encuentran totalmente radiografiadas, y un sobreespesor de 3 mm, ya que se trabaja con fluidos con baja corrosión.

Además, se necesita determinar la masa de la carcasa (m_c) mediante la (Ecuación 31, donde D es el diámetro en m, H es la altura en m, e es el espesor en m y ρ indica la densidad del material de construcción (7900 kg/m³). Se debe de tener en cuenta que el diámetro y la altura se sobredimensionan para mejorar la operatividad.

$$m_c(kg) = \pi \cdot D \cdot H \cdot e \cdot \rho \quad (\text{Ecuación 31})$$

Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 22.

Tabla 22. Parámetros de los separados flash

Equipo	$V_{\text{másico}}$ (kg/h)	U_p (m/s)	A_p (m ²)	$D_{\text{sobred. 10\%}}$ (m)	$H_{\text{sobred. 10\%}}$ (m)	P (bar)	P_D (bar)	e (mm)	m_c (kg)
V-101	116348	0,52	4,10	2,51	7,54	45	49,5	75,34	35466,14
V-102	180,39	1,12	0,01	0,15	0,44	2	4	3,33	5,22
V-201	6133,06	1,33	0,46	0,85	2,54	2	4	4,91	261,38
V-202	3601,28	1,70	0,48	0,86	2,58	15	17	11,32	624,38

Con estos parámetros se puede calcular el coste del equipo a partir de la siguiente expresión:

$$\text{Coste} (\$) = 11600 + 34 \cdot m_c^{0,85} \quad (\text{Ecuación 32})$$

donde m_c se corresponde con la masa de la carcasa del separador en kg. Por tanto, los costes de adquisición se muestran en la Tabla 23:

Tabla 23. Costes de las columnas flash

Equipo	$m_{carcasa}$ (kg)	a	b	n	Coste (\$)	Coste (€)
V-101	35466,14	11.600	34	0,85	\$262.107,54	241.138,94 €
V-102	5,22				\$11.738,54	10.799,46 €
V-201	261,38				\$15.456,25	14.219,75 €
V-202	624,38				\$19.683,68	18.108,99 €

Por tanto, el precio total de compra es de 284.267,13 €.

- Columnas de separación:

El primer paso se centra en determinar el tipo de columna de separación: de platos o empacada. Para ello se siguen unos criterios a nivel cualitativo:

- Tamaño: si se tiene un diámetro de columna menor 0,6 m se utilizan torres empacadas debido al elevado costo de fabricación que tienen los platos pequeños. Las columnas empacadas no se diseñan con diámetros mayores a 1,5 m, y las de platos con diámetros menores que 0,67.
- Limpieza: las columnas de platos son más fáciles de limpiar y se consideran cuando los fluidos contienen sólidos.

En cuanto a las columnas de platos se han seleccionado los platos perforados debido a que se consideran los platos más simples sin ninguna pieza mecánica en movimiento y se utilizan para casos de ensuciamiento. En ellos el vapor pasa por una serie de perforaciones y el líquido se retiene en el plato. Por tanto, el número de platos reales (N_{Reales}) se calcula a partir de la (Ecuación 33, donde F es la eficacia de los platos, cuyo valor se encuentra entre 0,5 y 0,8, y $N_{Teóricas}$ el número de etapas teóricas.

$$N_{Reales} = \frac{N_{Teóricas}}{F} \quad (\text{Ecuación 33})$$

El diámetro de las columnas de platos se ha estimado a partir de la relación H/D, que para las columnas de separación se encuentra entre 20 y 30 [31]. En este caso se ha seleccionado un valor de H/D de 25.

Por otro lado, la altura total de la columna de platos (H) se determina mediante la (Ecuación 34, donde se considera el número de etapas reales y un espaciado entre platos de 0,61 m, ya que se trata de fluidos sucios. Además, se tiene que tener suficiente espacio para que pueda acceder el personal, por lo que se necesita una distancia de 1,27 m por encima para separar el líquido arrastrado y una distancia de 3 m por debajo con el fin de mantener en todo momento un nivel de líquido y permitir el retorno del vapor del rehervidor a la columna.

$$H (m) = (N_{Reales}) \cdot d_{entre platos} + 4,27 \quad (\text{Ecuación 34})$$

En cuanto a las columnas empacadas se han seleccionado los anillos tipo *Hypak*, ya que se consideran más eficaces que los anillos *Raschig* y son resistentes a la corrosión. De esta manera, la altura de relleno ($H_{Relleno}$), y el diámetro de las columnas empacadas se calculan mediante la aplicación “*Pack Sizing*” de Aspen Plus, que demuestra que el diámetro de relleno tiene que ser 20 veces inferior al de la columna para el correcto funcionamiento.

Si se quiere calcular la altura de las columnas empacadas se deben tener en cuenta los internos, donde se establece una distancia entre empacados de 1 m por ambos lados para evitar la necesidad de introducir el vapor con un difusor por fondos.

El volumen de relleno se calcula con la siguiente expresión:

$$V_{\text{Relleno}} (m^3) = \frac{D^2 \cdot \pi}{4} \cdot H_{\text{Relleno}} \quad (\text{Ecuación 35})$$

Por último, se siguen los mismos pasos que los separadores flash para calcular la masa de la carcasa (m_c).

Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 24:

Tabla 24. Parámetros de las columnas de destilación

Equipo	Tipo de columna	NUT	HUP	H _{Relleno} (m)	H _{sobred. 10%} (m)	D _{sobred. 10%} (m)	P (bar)	P _D (bar)	m _c (kg)
C-101	De platos	-	-	-	29,86	1,19	1	3	4440,72
C-102	De platos	-	-	-	29,86	1,19	1	3	4440,72
C-201	Empacada	11,11	0,46	3,68	6,25	1,05	2	4	878,68
C-202	Empacada	21,11	0,46	7,82	10,80	0,64	2	4	768,62
C-203	De platos	-	-	-	24,83	0,99	1	3	2898,19
C-204	De platos	-	-	-	75,15	3,01	1	3	45284,72

Con estos parámetros se puede calcular el coste del equipo a partir de las siguientes expresiones:

$$\text{Coste}_{\text{carcasa}} (\$) = 11600 + 34 \cdot m_c^{0,85} \quad (\text{Ecuación 36})$$

$$\text{Coste}_{\text{plato}} (\$) = 130 + 440 \cdot D^{1,8} \quad (\text{Ecuación 37})$$

$$\text{Coste}_{\text{relleno}} (\$) = 0 + 8500 \cdot V_{\text{relleno}}^1 \quad (\text{Ecuación 38})$$

Por tanto, los costes de adquisición de las columnas, los platos/relleno y los costes completos se muestran en las Tablas Tabla 25, Tabla 26 y Tabla 27 respectivamente.

Tabla 25. Costes de las columnas de destilación

Equipo	m _{carcasa} (kg)	a	b	n	Coste _{carcasa} (\$)	Coste _{carcasa} (€)
C-101	4440,72	11600	34	0,85	\$54.436,50	50.081,58 €
C-102	4440,72				\$54.436,50	50.081,58 €
C-201	878,68				\$22.407,72	20.615,10 €
C-202	768,62				\$21.245,70	19.546,04 €
C-203	2898,19				\$41.404,85	38.092,46 €
C-204	45284,72				\$319.945,67	294.350,02 €

Tabla 26. Costes de los platos y del relleno

Equipo	Platos	D _{sobred. 10%} (m)	V _{relleno} (m ³)	a	b	n	Coste _{plato} (\$)	Coste _{platos} (\$)	Coste _{relleno} (\$)	Coste (€)
C-101	37,50	1,19	-	130	440	1,8	\$735,77	\$27.591,45	-	25.384,14 €
C-102	37,50	1,19	-	130	440	1,8	\$735,77	\$27.591,45	-	25.384,14 €
C-201	-	1,05	3,16	0	8500	1	-	-	\$26.828,06	24.681,81 €
C-202	-	0,64	2,50	0	8500	1	-	-	\$21.249,90	19.549,91 €
C-203	30,00	0,99	-	130	440	1,8	\$564,53	\$16.936,04	-	15.581,15 €
C-204	105,00	3,01	-	130	440	1,8	\$3.320,46	\$348.648,56	-	320.756,67 €

Tabla 27. Coste completo de las columnas de destilación

Equipo	Coste _{equipo completo} (€)
C-101	75.465,71 €
C-102	75.465,71 €
C-201	45.296,91 €
C-202	39.095,95 €
C-203	53.673,61 €
C-204	615.106,69 €

Con todos estos costes, el precio total de compra es de 904.104,59 €.

- Absorbedores:

El coste de los absorbedores de la planta se determina mediante el método de los exponentes, donde la capacidad se corresponde con el volumen del absorbedor [36]. Además, se tiene en cuenta que el coste del NaOH se considera despreciable respecto al coste del equipo.

Para el cálculo del volumen del absorbedor se siguen los mismos pasos que para el separador flash. En este caso se ha supuesto una velocidad del gas de 3 m/s.

Por tanto, los resultados del dimensionamiento y del coste de adquisición se muestran en la Tabla 28 y Tabla 29 respectivamente.

Tabla 28. Parámetros de la columna de absorción

Equipo	Q _{másico} (m ³ /s)	U _P (m/s)	A _P (m ²)	D (m)	H (m)	H _{sobred. 10%} (m)	D _{sobred. 10%} (m)	V (m ³)
A-201	0,62	3,00	0,21	0,51	1,54	1,69	0,56	0,42

Tabla 29. Coste del absorbedor

Equipo	Cap _{Base}	Coste _{Base} (\$)	Año	Exp.	Cap.	Coste (\$)	Coste (€)
A-201	106000	\$160.000.000,00	2013	0,90	0,42	\$2.212,39	2.035,40 €

Finalmente, se procede a actualizar el precio de los equipos a 2023, ya que se ha producido una inflación a lo largo de los años. Este ajuste se realiza utilizando el índice CEPCI de la página web *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Por consiguiente, se emplea la siguiente expresión:

$$C_{actualizado} (\text{€}) = C_{antiguo} \cdot \frac{CEPCI_{2023}}{CEPCI_{antiguo}} \quad (\text{Ecuación 39})$$

De esta manera, se muestra en la Tabla 30 el coste total de los equipos actualizado a 2023.

Tabla 30. Costes de los equipos actualizado

Equipo	Coste (€)	Año	CEPCI _{Antiguo}	CEPCI ₂₀₂₃	Coste ₂₀₂₃ (€)
Reactor de metanol	12.285.420,06 €	2005	468,2	797,9	20.936.643,88 €
Reactor MTO	31.258.005,87 €	2001	394,3		63.253.266,25 €
Reactor de Oligomerización de Etileno	5.676.610,94 €	2006	499,6		9.065.988,53 €
Reactor de Oligomerización de Propileno	6.521.855,89 €	2020	596,2		8.728.260,34 €

Reactor de Oligomerización de Buteno	5.675.593,59 €	2010	550,8		8.221.779,47 €
Reactor de Hidrogenación	1.001.960,93 €	2010	550,8		1.451.460,83 €
Bombas	2.572.291,35 €	2010	550,8		3.726.273,18 €
Compresores	20.736.143,97 €	2010	550,8		30.038.796,80 €
Hornos	540.936,52 €	2010	550,8		783.611,56 €
Cambiadores de Calor	2.496.881,36 €	2010	550,8		3.617.032,74 €
Separadores Flash	284.267,13 €	2010	550,8		411.795,10 €
Columnas de Destilación	904.104,59 €	2010	550,8		1.309.704,17 €
Columnas de Absorción	2.035,40 €	2013	567,3		2.862,76 €

Dicha actualización provoca un coste final de adquisición de los equipos de 151.547.475,62 €.

4.9.1.2 Capital inmovilizado

Como se ha comentado, se aplica el método de los porcentajes, donde se divide el capital inmovilizado en diversas categorías y se calcula su valor a partir del costo de los equipos asociados.

Por tanto, el capital inmovilizado mediante este método se desglosa en la Tabla 31.

Tabla 31. Método de los porcentajes

Partida	Coste
Equipos (E)	151.547.476 €
Materiales (M)	90.928.485 €
	Obra Civil y edificios 25.459.976 €
	Tuberías y estructuras 40.917.818 €
	Instrumentación 9.092.849 €
	Electricidad 9.092.849 €
	Aislamiento 4.546.424 €
	Pintura 1.818.570 €
Ingeniería del detalle (D)	Proyectos grandes 48.495.192,20 €
Ingeniería de procesos, licencias, catalizadores² (I)	900.000,00 €
Construcción (C)	121.237.980 €
Supervisión de construcción (S)	24.247.596 €
ISBL	437.356.729,78 €
Servicios Auxiliares fuera del proceso (SA)	17.494.269,19 €
Off-sites (OF)	34.988.538,38 €
Gastos derivados de la puesta en marcha (PM)	13.120.701,89 €
Contingencias e imprevistos (CE)	21.867.836,49 €
CAPITAL INMOVILIZADO	524.828.075,73 €

² Los catalizadores tienen un coste muy bajo por lo que se incluyen dentro del método de los porcentajes mediante un valor estimado.

4.9.1.3 Capital circulante

El capital circulante se estima mediante el método global, donde debe estar entre un 10-30% del capital inmovilizado. Para este proyecto se ha seleccionado un valor del 25%.

Por tanto, el capital circulante es de **131.207.018,93 €**.

De esta manera, la inversión inicial necesaria para llevar a cabo el proyecto es de **656.035.094,67 €**.

4.9.2 Costes de operación

Los costes de operación se refieren a los bienes y servicios consumidos para alcanzar la producción deseada. Estos costes se subdividen, a su vez, en costes de fabricación (directos e indirectos) y gastos generales.

4.9.2.1 Costes de fabricación

Los costes de fabricación se vinculan directamente con el proceso productivo y tienen un impacto significativo en el capital a estimar. Se dividen en varias partidas, pero para este proyecto en particular, solo se consideran las materias primas, la mano de obra directa, la mano de obra indirecta, los servicios auxiliares, el mantenimiento, la distribución y los seguros.

- Materias primas:

Se corresponde las materias necesarias para el funcionamiento de la planta de combustible de aviación sostenible y su coste depende de los precios obtenidos en estudios de mercado.

El H₂ de la planta procede de la gasificación de biomasa y su precio, según diversas investigaciones, se estimó en 1,31 €/kg [37]. Esto se debe a que los combustibles a base de carbono han ido creciendo a lo largo de los años y, por consiguiente, su precio ha aumentado, disminuyendo a su vez el precio de compra del hidrógeno para mantener una estabilidad en el mercado.

El CO₂ de la planta se obtiene de la misma manera que el hidrógeno. Su precio se refiere al precio de CO₂ producido por el sistema de captura de carbono y, por tanto, se corresponde con 22,75 €/t [38].

Los resultados se muestran en Tabla 32:

Tabla 32. Coste de las materias primas

Materia Prima	Cantidad (kg/h)	Factor de operación (h/año)	Precio (€/kg)	Coste (€/año)
Hidrógeno	2786	8400	1,31	30.572.895,36 €
Dióxido de Carbono	20000		0,02275	3.822.000,00 €
Coste total de materias primas				34.394.895,36 €

- Mano de obra directa:

El coste de la mano de obra directa se corresponde con el personal que desempeña labores directamente relacionadas con el proceso productivo y se determina a partir del número de operarios y de su sueldo anual. Para la operación de la planta se va a tener 15 trabajadores por cada turno, haciendo que, si se trabaja de forma continua las 24 horas del día, se necesiten 45 operarios repartidos en 3 turnos de 8 horas diarias. El salario medio anual para un operario de planta en la industria química se sitúa en torno a los 30.000 €/año por operador, lo que resulta un coste de mano de obra directa anual de 1.350.000,00 €.

- Mano de obra indirecta:

El coste de la mano de obra indirecta abarca a todo el personal no adscrito directamente a las labores productivas. Se estima como un 20% del coste de mano de obra directa. De esta manera, se obtiene un coste anual de 270.000,00 €.

- Servicios auxiliares:

Los servicios se consideran necesarios para garantizar el funcionamiento de la planta de manera correcta. Los precios se han determinado a base de estudios de mercado [27] y actualizados a 2023 mediante el índice CEPCI correspondiente.

Los resultados se muestran en la Tabla 33:

Tabla 33. Coste de los servicios auxiliares

Servicio auxiliar	m _{fluido} (kg/h)	m _{fluido} (m ³ /h)	Electricidad (kWh)	Factor de operación (h/año)	Q (GJ/h)	Precio (€/m ³)	Precio (€/kg)	Precio (€/GJ)	Precio (€/kWh)	Coste (€/año)
Agua de refrigeración	1.320.488,27	1.325,53	-	8400		0,025				278.809,77 €
Agua de enfriamiento	4.176.402,73	4.183,93	-		157,34			6,36		8.401.060,88 €
Etano	6.053,94	-	-		2,96			16,47		409.869,01 €
Propano	727,44	-	-		0,31			12,71		33.061,42 €
Vapor a baja presión	27.604,03	-	-					0,011		2.456.471,93 €
Vapor a media presión	2.508,79	-	-					0,016		328.633,62 €
Vapor a alta presión	1.563,09	-	-					0,021		281.536,07 €
Fluido Dowtherm A	48.720,11	-	-		1,35			15,64		176.884,65 €
Gas de combustión	-	17,42	-				0,22			31.848,36 €
Electricidad	-	-	14.493,90							0,077
Coste total de servicios auxiliares										21.778.587,51 €

- Mantenimiento:

El mantenimiento consiste en las inspecciones periódicas y las acciones planificadas realizadas en la planta con el propósito de asegurar su operatividad óptima. En este caso se ha supuesto un 3% del capital inmovilizado, obteniéndose un coste de 15.744.842,27 €.

- Distribución:

La distribución engloba las operaciones de transporte y entrega relacionadas con la recepción de materias primas y la entrega de productos terminados a los clientes, asegurando una cadena de suministro fluida y eficaz. En este caso se ha supuesto un 1% del capital inmovilizado, obteniéndose un coste de 5.248.280,76 €.

- Seguros:

Los seguros se refieren a la contratación de documentos para que la planta tenga permisos de operación. En este caso se ha supuesto como un 1% del capital inmovilizado, obteniéndose un coste de 5.248.280,76 €.

Por tanto, el coste de fabricación por año es de 84.034.886,66 €.

4.9.2.2 Gastos Generales

Los gastos generales engloban los desembolsos asociados a las áreas administrativas, comerciales y de investigación y desarrollo. Su valor se estima a partir del 3, 10 y 1% del coste de fabricación respectivamente. Por tanto, se obtienen unos gastos generales de 11.764.884,13 €.

Finalmente, el coste de operación anual es de 95.799.770,79 €.

4.9.3 Amortización

La amortización representa la depreciación efectiva que sufren los bienes del proyecto a lo largo del tiempo a causa de su desgaste físico o químico. De acuerdo a las bases del proyecto, la amortización se considera lineal a lo largo de un horizonte temporal de 10 años y se obtiene mediante la (Ecuación 40, que depende del capital inmovilizado).

$$Amortización (\text{€}) = \frac{\text{Capital inmovilizado}}{10} \quad (\text{Ecuación 40})$$

Por tanto, se obtiene una amortización de 52.482.807,57 €.

4.9.4 Ingreso por ventas

El objetivo del proyecto se centra en conseguir la mayor cantidad de combustible de aviación sostenible a partir de materias primas de origen renovable. No obstante, se obtiene a su vez una fracción de hidrocarburos correspondiente al rango de la nafta y otra correspondiente al rango del diésel, que tras una hidrogenación fuera del alcance de la planta, se pueden convertir en combustibles sintéticos para su utilización. De esta manera se tiene un producto principal (queroseno) y dos productos secundarios (nafta y diésel).

El precio de venta de estos productos se asemeja al precio de venta de los mismos productos obtenidos a partir del petróleo. Por tanto, en la Tabla 34 se muestran los precios actualizados del queroseno, nafta y diésel.

Tabla 34. Precio de venta de productos

Producto	Cantidad (t/h)	Factor de operación (h/año)	Precio (€/t)	Ingreso (€/año)
Queroseno	3,11	8400	825,1	21.553.762,94 €
Nafta	2,856		633,3	15.193.129,92 €
Diésel	0,165		763,9	1.058.732,14 €
Coste total de productos				37.805.625,00 €

Sin embargo, tras el balance económico se obtuvo que la planta no era viable ni rentable en estas condiciones, por lo que se multiplican los precios de venta por un factor de aproximadamente tres para conocer qué precio deberían tener estos productos con el fin de obtener un proyecto rentable.

Una vez se realizó el balance, se llegó a la conclusión de que los productos se deberían vender por 114.429.576,83 € para que se permita renumerar a los accionistas y no perder dinero en la ejecución. A partir de este valor de venta se obtendrían beneficios a lo largo de la vida útil de la planta.

4.9.5 Rentabilidad de la planta

La viabilidad económica de la planta se evalúa a través del análisis del flujo de caja (NFC), el método del Valor Actual Neto (VAN) y el método de la Tasa Interna de Retorno (TIR).

El NFC permite proyectar los ingresos y egresos de efectivo a lo largo de la vida útil del proyecto, considerando los cobros y pagos derivados de la actividad operativa, las inversiones y la financiación.

El VAN se determina mediante la (Ecuación 41, donde NFC es el flujo de caja, i indica el tipo de interés, n es el año desde el inicio del proyecto y t representa la vida útil del proyecto.

$$VAN (\text{€}) = \sum_{n=1}^{n=t} \frac{NFC}{(1+i)^n} \quad (\text{Ecuación 41})$$

Un valor de VAN por encima de 0 hace que el proyecto se considere económicamente viable y pueda ser ejecutado. Si el VAN es igual a 0, significa que no se añade valor neto al inversionista, pero aun así se permite remunerar a los accionistas. Y si el VAN es menor que 0, el proyecto no debe acometerse, ya que no se genera suficiente retorno para cubrir los costos de inversión.

El TIR se considera la tasa de rendimiento requerida por los inversionistas para determinar la viabilidad de un proyecto. En proyectos de biocombustibles la tasa se encuentra en un valor del 9%.

Como el proyecto requiere un periodo de construcción de 3 años, la planta produce desde el año 3 al 22. El capital inmovilizado se divide entre los 3 primeros años según la Tabla 14 y el capital circulante se invierte cuando finaliza su construcción, recuperándose al final de la vida útil de la planta. A partir del año 3, solo se necesitan los beneficios de las ventas y las pérdidas de las materias primas y servicios auxiliares.

Por tanto, el flujo de caja (NFC) sigue el siguiente procedimiento:

- Fondos invertidos: indica la suma de capital inmovilizado y capital circulante considerando la tasa de inflación.
- Ventas: representa la venta de productos teniendo en cuenta la tasa de inflación.
- Costes: representa los costes teniendo en cuenta la tasa de inflación.
- BAI: representa el beneficio antes de impuestos, según la (Ecuación 42):

$$BAI (\text{€}) = \text{Ventas} - \text{Costes} - \text{Amortización} \quad (\text{Ecuación 42})$$

- BDI: representa el beneficio después de impuestos, según la (Ecuación 43):

$$BDI (\text{€}) = BAI - 0,35 \cdot BAI \quad (\text{Ecuación 43})$$

- Fondos generales: representan los beneficios totales a los que se suma la amortización.
- Flujo de caja: indica la resta de los fondos invertidos menos los fondos generales.

A partir del valor del flujo de caja obtenido cada año, se actualiza según el TIR considerado en el proyecto según la (Ecuación 44):

$$NFC_{\text{actualizado}} = \frac{NFC}{(1+i)^n} \quad (\text{Ecuación 44})$$

Para garantizar la rentabilidad de la planta, se realiza un proceso iterativo en el que se ajuste el valor de venta de los productos hasta conseguir un VAN de 0. Los resultados indican que los productos deberían venderse a un precio aproximadamente 3 veces superior al obtenido mediante el petróleo.

Los resultados de cada año se muestran en el ANEXO B. BALANCE ECONÓMICO.

El precio final de los productos es aproximadamente:

- 2,48 €/kg de queroseno.
- 1,90 €/kg de nafta.
- 2,29 €/kg de diésel.

Por último, debido al aumento del precio de venta de los productos, se debe de tener en cuenta también las tasas que penalizan las emisiones de CO₂ en la planta durante la producción.

En el caso de los biocombustibles, se supone que estas emisiones son nulas, ya que durante el ciclo de vida se ha absorbido todo el CO₂. Por tanto, solo se tienen en cuenta las emisiones de CO₂ relacionadas con la electricidad de la red.

Según la Red Eléctrica Española, se emite una media anual de 0,15 t de CO₂ por cada MWh consumido. De modo que, si se consumen 14,5 MWh para generar 6131 kg de productos, se producen 0,35 kg CO₂/kg biocombustible. Por tanto, dicho valor es bastante inferior a 3 kg CO₂/kg biocombustible, que es valor correspondiente a la producción de combustibles a partir de petróleo [39].

5 CONCLUSIONES

En base a los resultados obtenidos, se puede concluir que la tecnología ATJ utilizando metanol como materia prima constituye una fuente fiable de producción de combustible de aviación sostenible. Además, se debe contar con H₂ y CO₂ de origen renovable para producir dicho metanol y conseguir unas emisiones neutras de CO₂ a la atmosfera, contribuyendo así a la reducción de los gases de efecto invernadero.

Una ventaja destacada de esta planta en comparación con las instalaciones convencionales de producción de combustibles radica en el empleo de materias primas renovables, lo que contribuye a prevenir problemas ambientales y de suministro. En contraste, se encuentra el petróleo, que, al ser una fuente no renovable, experimentará un agotamiento progresivo a medida que transcurre el tiempo.

Se desarrolló un modelo de simulación de la planta basado en la literatura especializada en este tipo de instalaciones, en el cual se definieron las diversas configuraciones de funcionamiento de los equipos con el fin de dimensionarlos adecuadamente y llevar a cabo una evaluación económica detallada.

La distribución en masa de productos cumple con el objetivo de maximizar la producción de combustible de aviación sostenible, aunque también se obtiene nafta y diésel listo para su hidrogenación y posterior venta.

Tras el análisis energético se consigue disminuir la demanda de servicios auxiliares, incluso el vapor a baja presión generado en la planta se utiliza de nuevo en aquellos equipos que lo necesiten.

Por otro lado, tras el análisis económico se demostró que los biocombustibles producidos, donde se incluye el bioqueroseno, deber ser vendidos en un futuro a un precio ligeramente superior al triple de los de origen no renovable si se quiere que la planta sea viable económicamente. Por ello, se demuestra que actualmente no es rentable si se deja con los precios de origen no renovable, pero se considera una alternativa interesante cuando se agote el petróleo o se mejore el proceso de producción.

Además, se ha evidenciado una notable reducción en las emisiones de CO₂ de estos biocombustibles, alcanzando valores de 0,35 kg CO₂/kg biocombustible, lo que representa una disminución significativa en comparación con los productos derivados del petróleo

En resumen, el presente proyecto establece los cimientos para continuar empleando este tipo de materias primas en el futuro y reemplazar paulatinamente al petróleo por una fuente más sostenible, logrando así cumplir con los requerimientos de la normativa actual.

6 LÍNEAS FUTURAS

De los resultados obtenidos en este proyecto se pueden extraer nuevas líneas de investigación para mejorar el diseño de estos procesos en estudios futuros.

- Validar y aprobar el proceso de metanol hacia bioqueroseno por parte del organismo ASTM para conseguir ampliar el rango de conocimiento hacia esta vía.
- Investigar y optimizar cómo afectaría un reactor isoterma en la producción de metanol.
- Optimizar la oligomerización de olefinas para conseguir maximizar aún más la fracción correspondiente al queroseno.
- Reducir la cantidad de vapor a baja, media y alta presión mediante un generador de vapor propio en la planta, consiguiendo una disminución de la demanda de servicios auxiliares.
- Elaborar un examen más detallado de los diferentes equipos de la planta, donde se aumentaría la precisión del coste de capital de los equipos, ya que actualmente existe mucha variabilidad en ese coste.

7 BIBLIOGRAFÍA

- [1] “Energy Statistics Data Browser”, International Energy Agency. [En línea]. Disponible en: <https://www.iea.org/data-and-statistics/data-tools/energy-statistics-data-browser> (accedido: 10 de enero de 2024).
- [2] “Acuerdo de París”, United Nations Framework Convention on Climate Change. [En línea]. Disponible en: <https://unfccc.int/es/acerca-de-las-ndc/el-acuerdo-de-paris> (accedido: 10 de enero de 2024).
- [3] “Plan Nacional Integrado de Energía y Clima (PNIEC) 2021-2030”. Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico. [En línea]. Disponible en: <https://www.miteco.gob.es/es/prensa/pniec.html> (accedido: 11 de enero de 2024).
- [4] “Greenhouse gas emissions by aggregated sector”, European Environment Agency. [En línea]. Disponible en: <https://www.eea.europa.eu/data-and-maps/daviz/ghg-emissions-by-aggregated-sector-5#tab-dashboard-02> (accedido: 13 de enero de 2024).
- [5] “European Aviation Environmental Report 2022”. European Union Aviation Safety Agency. [En línea]. Disponible en: <https://www.easa.europa.eu/en/newsroom-and-events/press-releases/european-aviation-environmental-report-2022-sustainability> (accedido: 1 de marzo de 2024).
- [6] *Standard Specification for Aviation Turbine Fuels*, ASTM D1655-23a. [En línea]. Disponible en: <https://www.astm.org/d1655-23a.html>
- [7] *Standard Specification for Aviation Turbine Fuel Containing Synthesized Hydrocarbons*, ASTM D7566-23b. [En línea]. Disponible en: <https://www.astm.org/d7566-23b.html>
- [8] M. Ruiz Delgado, “Producción de hidrógeno a partir de biomasa residual de la industria de vino y aceite en España”, Trabajo fin de grado, Dpto. de Energía y Combustibles, Universidad Politécnica de Madrid, Madrid, España, 2021.
- [9] D.S. Albarracín Bonilla, “Análisis técnico y económico de la producción de hidrogeno por gasificación de biomasa en Aspen Plus”, Trabajo fin de máster, Dpto. de Energía y Combustibles, Universidad Politécnica de Madrid, Madrid, España, 2022.
- [10] H.H. Chiou, C.J. Lee, B.S. Wen, J.X. Lin, C.L. Chen, y B.Y. Yu, “Evaluation of alternative processes of methanol production from CO₂: Design, optimization, control, techno-economic, and environmental analysis”, *Fuel*, vol. 343, p. 127856, 2023, doi: [10.1016/j.fuel.2023.127856](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2023.127856).
- [11] K. M. V. Bussche y G. F. Froment, “A Steady-State Kinetic Model for Methanol Synthesis and the Water Gas Shift Reaction on a Commercial Cu/ZnO/Al₂O₃Catalyst”, vol. 161, no. 1, pp. 1–10, 1996, doi: [10.1006/jcat.1996.0156](https://doi.org/10.1006/jcat.1996.0156).
- [12] D. Mignard y C. Pritchard, “On the use of electrolytic hydrogen from variable renewable energies for the enhanced conversion of biomass to fuels,” vol. 86, no. 5, pp. 473–487, 2008, doi: [10.1016/j.cherd.2007.12.008](https://doi.org/10.1016/j.cherd.2007.12.008).
- [13] V. Dieterich, A. Buttler, A. Hanel, H. Spliethoff, y S. Fendt, “Power-to-liquid via synthesis of methanol, DME or Fischer–Tropsch-fuels: a review,” vol. 13, no. 10, pp. 3207–3252, 2020, doi: [10.1039/D0EE01187H](https://doi.org/10.1039/D0EE01187H).
- [14] F. N. Al-Rowaili et al., “Techno-economic evaluation of methanol production via gasification of vacuum residue and conventional reforming routes,” vol. 177, pp. 365–375, 2022, doi: [10.1016/j.cherd.2021.11.004](https://doi.org/10.1016/j.cherd.2021.11.004).

- [15] J. örg Ott *et al.*, "Methanol", *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. 2012, doi: [10.1002/14356007.a16_465.pub3](https://doi.org/10.1002/14356007.a16_465.pub3).
- [16] R. H. Perry y D. W. Green, *Perry's chemical engineers' handbook*, 8^a ed. Nueva York: McGraw-Hill, 2008. [En línea]. Disponible en <https://www.accessengineeringlibrary.com/content/book/9780071422949>
- [17] G. H. Graaf, P. J. J. M. Sijtsema, E. J. Stamhuis, y G. E. H. Joosten, "Chemical equilibria in methanol synthesis," vol. 41, no. 11, pp. 2883–2890, 1986, doi: [10.1016/0009-2509\(86\)80019-7](https://doi.org/10.1016/0009-2509(86)80019-7).
- [18] X. Cui y S. K. Kær, "A comparative study on three reactor types for methanol synthesis from syngas and CO₂," vol. 393, p. 124632, 2020, doi: [10.1016/j.cej.2020.124632](https://doi.org/10.1016/j.cej.2020.124632).
- [19] M. R. Gogate, "Methanol-to-olefins process technology: current status and future prospects," vol. 37, no. 5, pp. 559–565, 2019, doi: [10.1080/10916466.2018.1555589](https://doi.org/10.1080/10916466.2018.1555589).
- [20] A. A. Avidan, "Gasoline and Distillate Fuels From Methanol," vol. 36, pp. 307–323, 1988, doi: [10.1016/S0167-2991\(09\)60524-3](https://doi.org/10.1016/S0167-2991(09)60524-3).
- [21] K. Atsonios, J. Li, y V. J. Inglezakis, "Process analysis and comparative assessment of advanced thermochemical pathways for e-kerosene production," vol. 278, p. 127868, 2023, doi: [10.1016/j.energy.2023.127868](https://doi.org/10.1016/j.energy.2023.127868).
- [22] A. Corma, C. Martínez, y E. Dorskocil, "Designing MFI-based catalysts with improved catalyst life for C₃=andC₅= oligomerization to high-quality liquid fuels," vol. 300, pp. 183–196, 2013, doi: [10.1016/j.jcat.2012.12.029](https://doi.org/10.1016/j.jcat.2012.12.029).
- [23] E. D. Metzger, C. K. Brozek, R. J. Comito, y M. Dincă, "Selective Dimerization of Ethylene to 1-Butene with a Porous Catalyst," vol. 2, no. 3, pp. 148–153, 2016, doi: [10.1021/acscentsci.6b00012](https://doi.org/10.1021/acscentsci.6b00012).
- [24] L. Yinong y D. Qinghua, "Investigation of Propene Oligomerization Catalyzed by Phosphotungstic Acid Catalysts," vol. 14, no. 3, pp. 10–16, 2012, doi: [10.3969/j.issn.1008-6234.2012.03.002](https://doi.org/10.3969/j.issn.1008-6234.2012.03.002).
- [25] X. Zhang, J. Zhong, J. Wang, J. Gao, y A. Liu, "Trimerization of Butene over Ni-doped Zeolite Catalyst: Effect of Textural and Acidic Properties," vol. 126, no. 3, pp. 388–395, 2008, doi: [10.1007/s10562-008-9642-y](https://doi.org/10.1007/s10562-008-9642-y).
- [26] K. H. Kuechler, S. H. Brown, H. Jaensch, G. M. Mathys, S. Luo, y J. C. Cheng, "Olefin oligomerization to produce hydrocarbon compositions useful as fuels," 7678954, Mar. 16, 2010.
- [27] W. D. Seider, J. D. Seader, D. R. Lewin, y S. Widagdo, *Product and process design principles: synthesis, analysis, and evaluation*. Wiley & Sons, 2009.
- [28] R. Turton, J. A. Shaeiwitz, D. Bhattacharyya, y W. B. Whiting, *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*. Pearson Education, 2022.
- [29] M. F. Shahriar y A. Khanal, "The current techno-economic, environmental, policy status and perspectives of sustainable aviation fuel (SAF)," vol. 325, p. 124905, 2022, doi: [10.1016/j.fuel.2022.124905](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.124905).
- [30] J. Shila y M. E. Johnson, "Techno-economic analysis of Camelina-derived hydroprocessed renewable jet fuel within the US context," vol. 287, p. 116525, 2021, doi: [10.1016/j.apenergy.2021.116525](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2021.116525).
- [31] G. Towler y R. Sinnott, *Chemical engineering design*. 3^aed. Oxford: Elsevier, Butterworth-Heinemann, 2022.

- [32] B. Anicic, P. Trop, y D. Goricanec, “Comparison between two methods of methanol production from carbon dioxide,” vol. 77, pp. 279–289, 2014, doi: [10.1016/j.energy.2014.09.069](https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.09.069).
- [33] O. Onel, A. M. Niziolek, y C. A. Floudas, “Optimal Production of Light Olefins from Natural Gas via the Methanol Intermediate,” vol. 55, no. 11, pp. 3043–3063, 2016, doi: [10.1021/acs.iecr.5b04571](https://doi.org/10.1021/acs.iecr.5b04571).
- [34] G. W. Diederichs, “*Techno-Economic Assessment of Processes the Produce Jet Fuel from Plant-Derived Sources*”. Stellenbosch University, 2015.
- [35] J. M. Restrepo-Flórez and C. T. Maravelias, “Advanced fuels from ethanol - a superstructure optimization approach,” vol. 14, no. 1, pp. 493–56, 2021, doi: [10.1039/d0ee02447c](https://doi.org/10.1039/d0ee02447c).
- [36] M. Mazzotti, R. Baciocchi, M. J. Desmond, y R. H. Socolow, “Direct air capture of CO₂ with chemicals: optimization of a two-loop hydroxide carbonate system using a countercurrent air-liquid contactor,” vol. 118, no. 1, pp. 119–135, 2013, doi: [10.1007/s10584-012-0679-y](https://doi.org/10.1007/s10584-012-0679-y).
- [37] F. Qureshi *et al.*, “Renewable hydrogen production via biological and thermochemical routes: Nanomaterials, economic analysis and challenges,” vol. 179, pp. 68–88, 2023, doi: [10.1016/j.psep.2023.07.075](https://doi.org/10.1016/j.psep.2023.07.075).
- [38] L. Shi *et al.*, “Energy optimization and economic study of an energy storage system based on a carbon dioxide-to-methanol process,” vol. 62, p. 106846, 2023, doi: [10.1016/j.est.2023.106846](https://doi.org/10.1016/j.est.2023.106846).
- [39] X. Wang and L. Yan, “Driving factors and decoupling analysis of fossil fuel related-carbon dioxide emissions in China,” vol. 314, p. 122869, 2022, doi: [10.1016/j.fuel.2021.122869](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.122869).

8 EVALUACIÓN DE IMPACTO SOCIAL, AMBIENTAL, LEGAL Y ÉTICO

En este apartado se hace una valoración medioambiental, social, legal y ética del presente proyecto.

- **Impacto medioambiental.** Las energías renovables suponen un cambio en el panorama actual de la energía, donde se consiguen reducir las emisiones de GEI. De modo que seguir investigando en este tipo de tecnología promueve a ser menos dependientes de los recursos fósiles (no renovables).
- **Impacto social.** Por un lado, debido a la poca investigación que existe en este tipo de proyectos, se produce una subida del precio de venta del biocombustible, provocando una disminución del número de consumidores. Por otro lado, se promueve la accesibilidad de este tipo de fuente en el propio país de origen y no depender de yacimientos de petróleo extranjeros.
- **Impacto legal.** Se necesita regular este tipo de tecnología para evitar fraudes y conseguir los contratos más característicos para su puesta en marcha. Por tanto, conseguir la firma de las entidades reguladoras es un paso crucial para llevar a cabo estos proyectos. Adicionalmente, se necesita prestar atención a la reglamentación correspondiente hacia los trabajadores para promover una seguridad intrínseca dentro del ámbito de trabajo y evitar accidentes inapropiados.
- **Impacto ético.** Un descenso en la economía de la empresa puede provocar despidos de los trabajadores, por lo que se necesita ajustar la planta a las condiciones actuales y solicitar ayudas gubernamentales para paliar cualquier inversión inicial.

9 CONTRIBUCIÓN A LOS OBJETIVOS DE DESARROLLO SOSTENIBLE

Se observa que este tipo de proyectos provocan impactos alineados con los “Objetivos de Desarrollo Sostenible” establecidos por la Asamblea General de las Naciones Unidas en 2015, cuyo objetivo es realizar un llamamiento universal a que tomen partido los diferentes países para paliar la pobreza, proteger el planeta y mejorar las vidas de las personas.

Dichos objetivos se han planeado para 2030 y se muestran en la Figura 4



Figura 4. Objetivos de desarrollo sostenible planteados por la ONU

Por tanto, las plantas de biocombustibles permiten cumplir los siguientes objetivos:

- **Energía asequible y no contaminable.** Se fomenta la producción de biocombustibles a partir de fuentes renovables, contribuyendo a la mejora del cambio climático en nuestro planeta.
- **Industria, innovación e infraestructuras.** Se promueve la investigación en mejores tecnológicas que provoquen un aumento de la producción de biocombustibles con un precio más asequible para la sociedad.
- **Acción por el clima.** Debido a la naturaleza renovable de las fuentes, se reducen las emisiones de GEI hacia la atmósfera.
- **Vida de ecosistemas terrestres.** Al no generar ningún contaminante en el proceso de producción, no se perjudica a los ecosistemas, respetando la normativa medioambiental e integrando la conservación de la diversidad biológica.

10 PLANIFICACION TEMPORAL Y PRESUPUESTO

10.1 Planificación temporal

Para reflejar la planificación temporal del proyecto se ha realizado un diagrama de Gantt. Este tipo de diagrama permite visualizar de forma sencilla y visual la duración de las diferentes tareas. En la Figura 5 se muestra un esquema simplificado de dicho diagrama.

Tareas	2023				2024						
	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio
ORGANIZACIÓN											
Selección del tema											
Estructura del proyecto											
RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN											
Búsqueda de información											
Estudio del material necesario											
DESARROLLO DEL DISEÑO											
Simulación en Aspen Plus											
Análisis de los resultados											
Dimensionamiento de los equipos											
Conclusiones y resumen del Proyecto											
ENTREGA DEL TRABAJO											
DEFENSA DEL TRABAJO											

Figura 5. Diagrama de Gantt

Por tanto, el proyecto se ha realizado en 11 meses. Además, se han realizado 4 reuniones de seguimiento repartidas entre septiembre, enero, marzo y junio, donde se han presentado los resultados y se han valorado propuestas de mejora y conclusiones.

10.2 Presupuesto

Para estimar el presupuesto de elaboración del TFM se diferencia el coste de los recursos a utilizar, el coste del personal involucrado y el coste de las licencias de los programas empleados.

El coste de los recursos se centra principalmente en el ordenador a utilizar durante la realización del TFM, teniendo un precio de 1000 €.

El coste del personal se divide entre el coste del alumno y de los tutores académicos. El coste del alumno se ha estimado en 10 €/h mientras que el coste de los tutores se ha estimado en 35 €/h. Por tanto, en la Tabla 35 se muestra el coste de cada personal.

Tabla 35. Coste de personal académico

Personal	Horas	Salario (€/h)	Coste (€)
Alumno	400	10	4.000,00 €
Tutor 1	40	35	1.400,00 €
Tutor 2	20	35	700,00 €

El coste de las licencias se centra en el software a utilizar, que es Aspen Plus y Microsoft Office. Por tanto, en la Tabla 36 se muestra el coste de cada uno. Cabe destacar que el valor presentado es una estimación del coste por alumno, ya que la propia Universidad cuenta con Licencias para estos programas.

Tabla 36. Coste de material académico

Licencia	Unidades	Importe unitario (€)	Coste (€)
Microsoft Office	1	69	69,00 €
Aspen Plus	1	100	100,00 €

Por tanto, el coste total del proyecto es de 7.269,00 €.

11 ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Suministro total de energía. Fuente: IEA [1].	3
Figura 2. Emisiones de CO ₂ previstas por década. Fuente: Adaptado de EASA [5].	4
Figura 3. Factor de corrección F según R y S	28
Figura 4. Objetivos de desarrollo sostenible planteados por la ONU	47
Figura 5. Diagrama de Gantt	48
Figura 6. Unidad 1: Acondicionamiento del Hidrógeno y el Dióxido de Carbono	I
Figura 7. Unidad 2: Lazo Cerrado de Síntesis de Metanol	I
Figura 8. Unidad 3: Purificación y Destilación del Metanol	II
Figura 9. Unidad 4: Metanol a Olefinas (1)	III
Figura 10. Unidad 4: Metanol a Olefinas (2)	IV
Figura 11. Unidad 5: Oligomerización de Olefinas	V
Figura 12. Unidad 6: Columnas de Fraccionamiento	VI
Figura 13. Unidad 7: Hidrogenación	VII

12 ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Procesos de producción de biocombustible de aviación. Adaptado de [7]...	5
Tabla 2. Caracterización de la biomasa como materia prima [9]..	7
Tabla 3. Valores de A y B del modelo de Bussche y Froment [11]	11
Tabla 4. Parámetros para el modelo compatible introducido en Aspen	12
Tabla 5. Puntos de ebullición de los componentes del efluente del reactor a 1 bar	13
Tabla 6. Parámetros de diseño de las columnas de destilación y purificación	14
Tabla 7. Parámetros de diseño de las columnas de separación	16
Tabla 8. Parámetros de diseño de las columnas de fraccionamiento	18
Tabla 9. Propiedades del bioqueroseno obtenido	19
Tabla 10. Caudales de los servicios auxiliares	21
Tabla 11. Demanda de servicios auxiliares	22
Tabla 12. Potencia consumida por las bombas	23
Tabla 13. Potencia consumida por los compresores	23
Tabla 14. Bases del proyecto de producción de combustible de aviación	24
Tabla 15. Coste de los reactores	25
Tabla 16. Coste de las bombas	25
Tabla 17. Coste de los compresores	26
Tabla 18. Coste del horno	26
Tabla 19. Coeficientes globales de intercambio de calor	27
Tabla 20. Áreas de los cambiadores de calor	28
Tabla 21. Coste de los cambiadores de calor	29
Tabla 22. Parámetros de los separados flash	31
Tabla 23. Costes de las columnas flash	32
Tabla 24. Parámetros de las columnas de destilación	33
Tabla 25. Costes de las columnas de destilación	33
Tabla 26. Costes de los platos y del relleno	33
Tabla 27. Coste completo de las columnas de destilación	34
Tabla 28. Parámetros de la columna de absorción	34
Tabla 29. Coste del absorbedor	34
Tabla 30. Costes de los equipos actualizado	34
Tabla 31. Método de los porcentajes	35
Tabla 32. Coste de las materias primas	36
Tabla 33. Coste de los servicios auxiliares	37
Tabla 34. Precio de venta de productos	38
Tabla 35. Coste de personal académico	48
Tabla 36. Coste de material académico	48
Tabla 37. Tabla de corrientes principales de la producción de metanol	VII
Tabla 38. Tabla de corrientes principales de la producción de queroseno	VII

13 ABREVIATURAS, UNIDADES Y ACRONIMOS

- ΔT_{ln} → Diferencia de temperatura media logarítmica
- ΔT_{min} → Diferencia de temperatura media en un cambiador de calor
- η → Rendimiento
- ρ → Densidad
- °C → Grado/s centígrados
- € → Euro/s
- \$ → Dólar/es americanos
- ASTM* → Sociedad Estadounidense para Pruebas y Materiales
- ATJ – SPK* → Ruta de producción de Jet a partir de Alcohol
- B. A. I.* → Beneficio antes de impuestos
- B. D. I.* → Beneficio después de impuestos
- bar* → Bar/es
- CEPCI* → Índices de costos de plantas químicas
- CH₃OH* → Metanol
- CO₂* → Dióxido de Carbono
- cSt* → Centistok/es
- EASA* → Agencia Europea de Seguridad Aérea
- GEI* → Gases de Efecto Invernadero
- H₂* → Hidrógeno
- LHHW* → Modelo de Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson
- MTO* → Producción de olefinas a partir de metanol
- NaOH* → Hidróxido de Sodio
- NFC* → Flujo de caja
- S* → Selectividad
- TIR* → Tasa Interna de Retorno
- U* → Coeficiente global de transmisión de calor en un cambiador
- UE* → Unión Europea
- VAN* → Valor actual neto
- VBF* → Cinética de Vanden Bussche y Froment
- X* → Fracción másica/molar

14 ANEXO A. DIAGRAMA DE FLUJO Y TABLA DE CORRIENTES

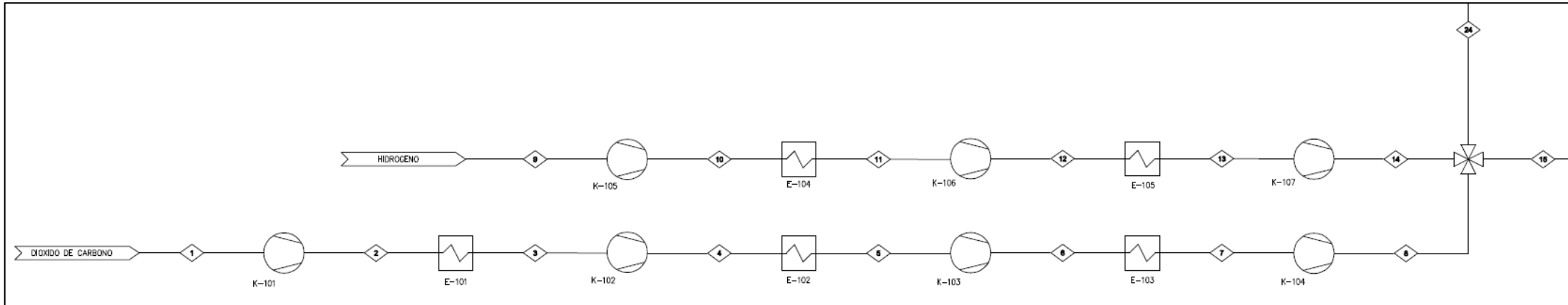


Figura 6. Unidad 1: Acondicionamiento del Hidrógeno y el Dióxido de Carbono

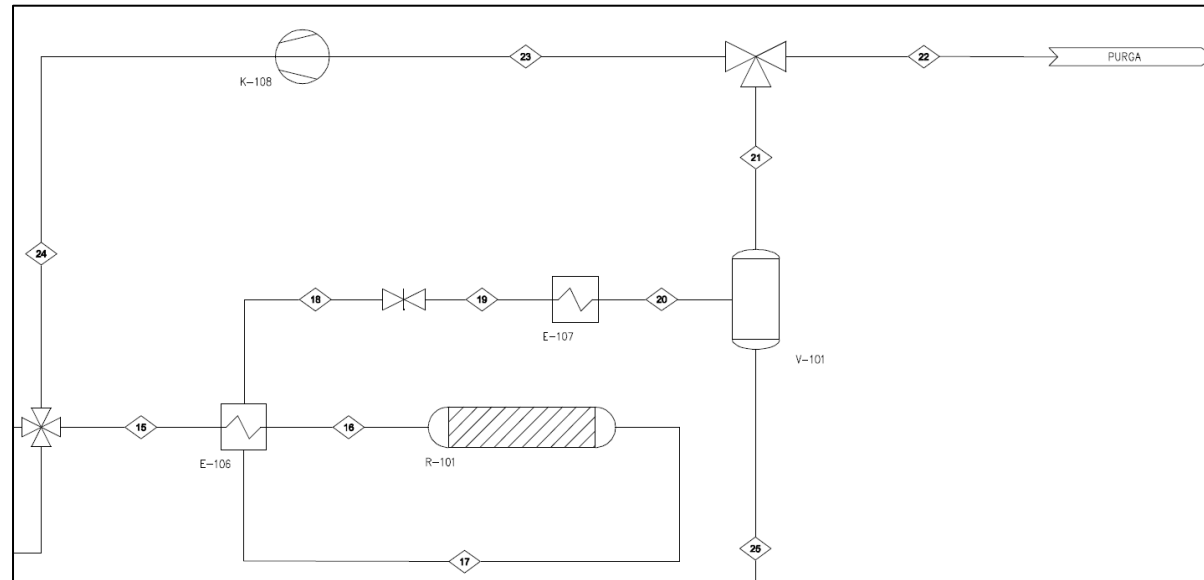


Figura 7. Unidad 2: Lazo Cerrado de Síntesis de Metanol

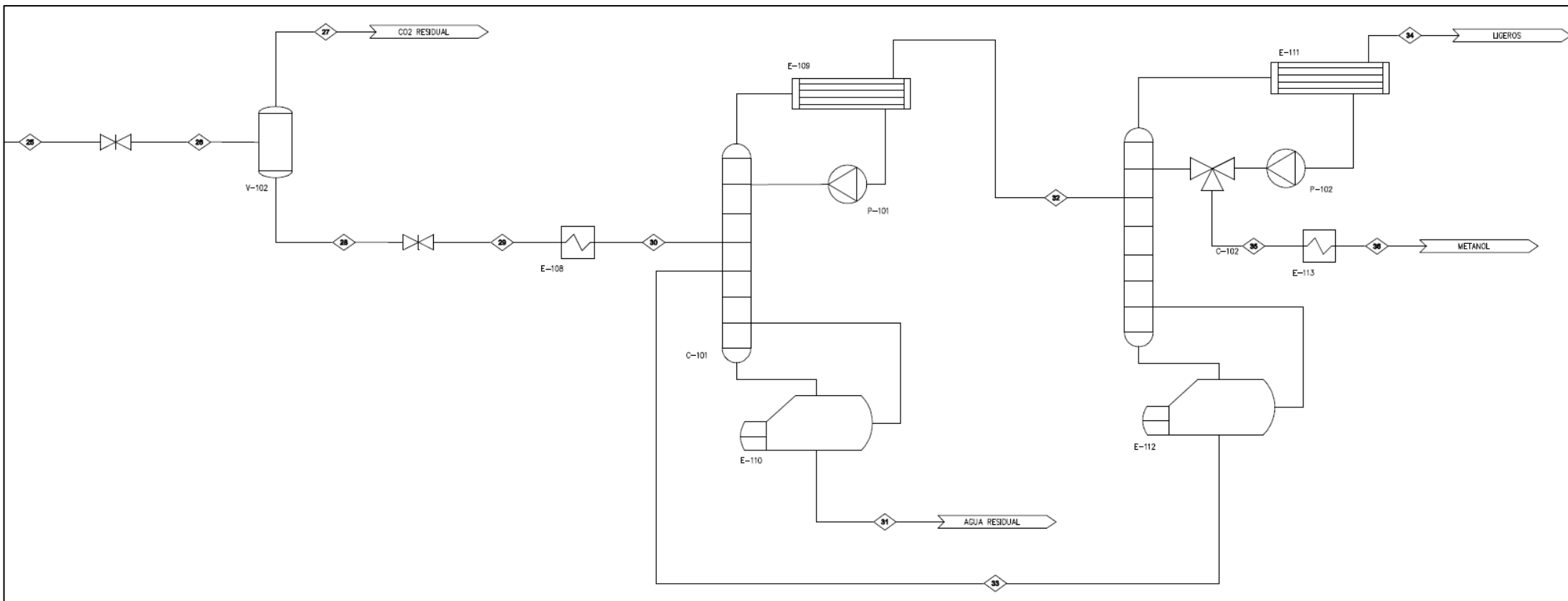


Figura 8. Unidad 3: Purificación y Destilación del Metanol

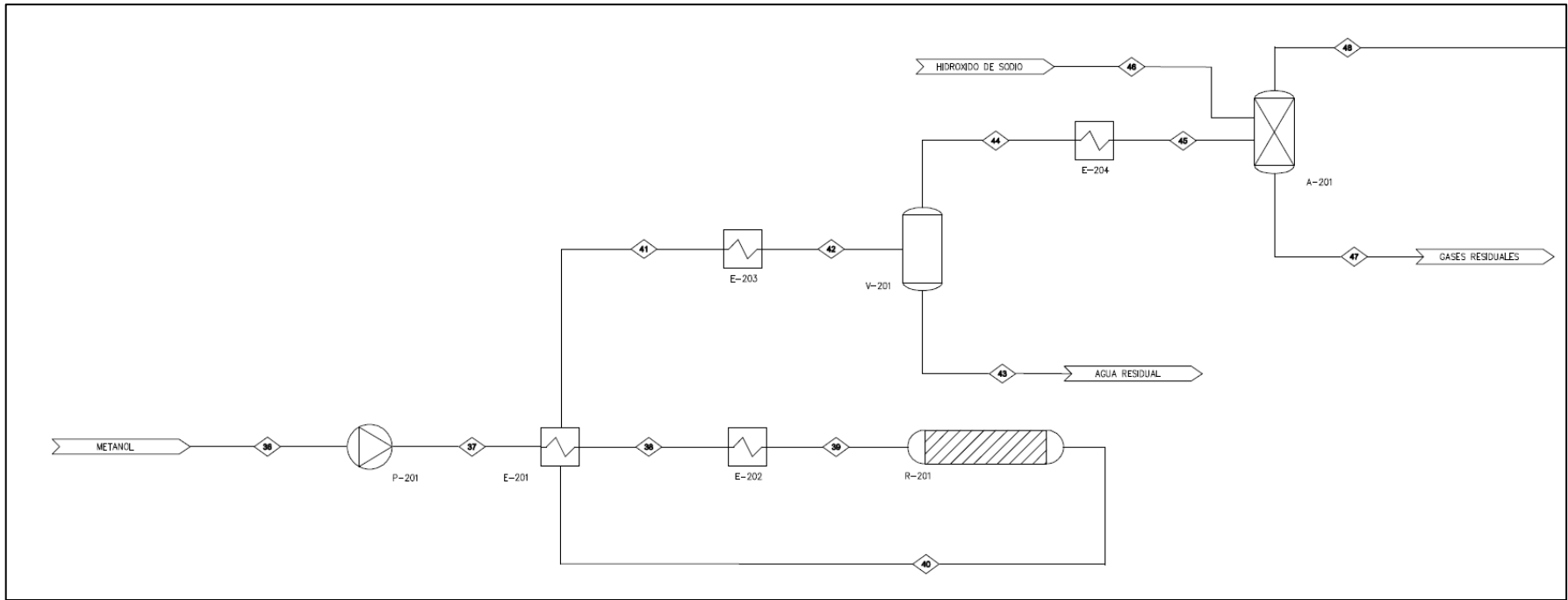


Figura 9. Unidad 4: Metanol a Olefinas (1)

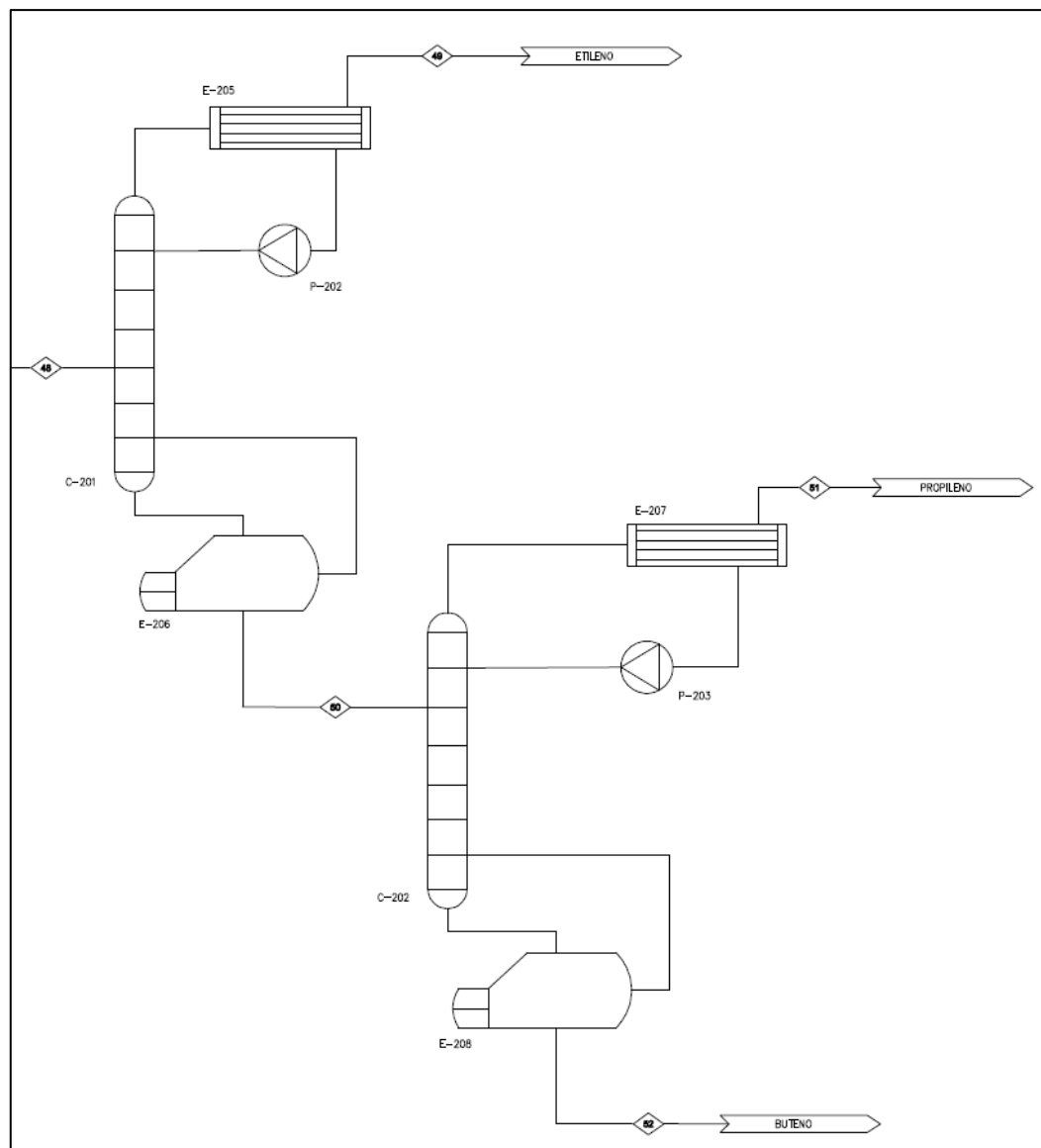


Figura 10. Unidad 4: Metanol a Olefinas (2)

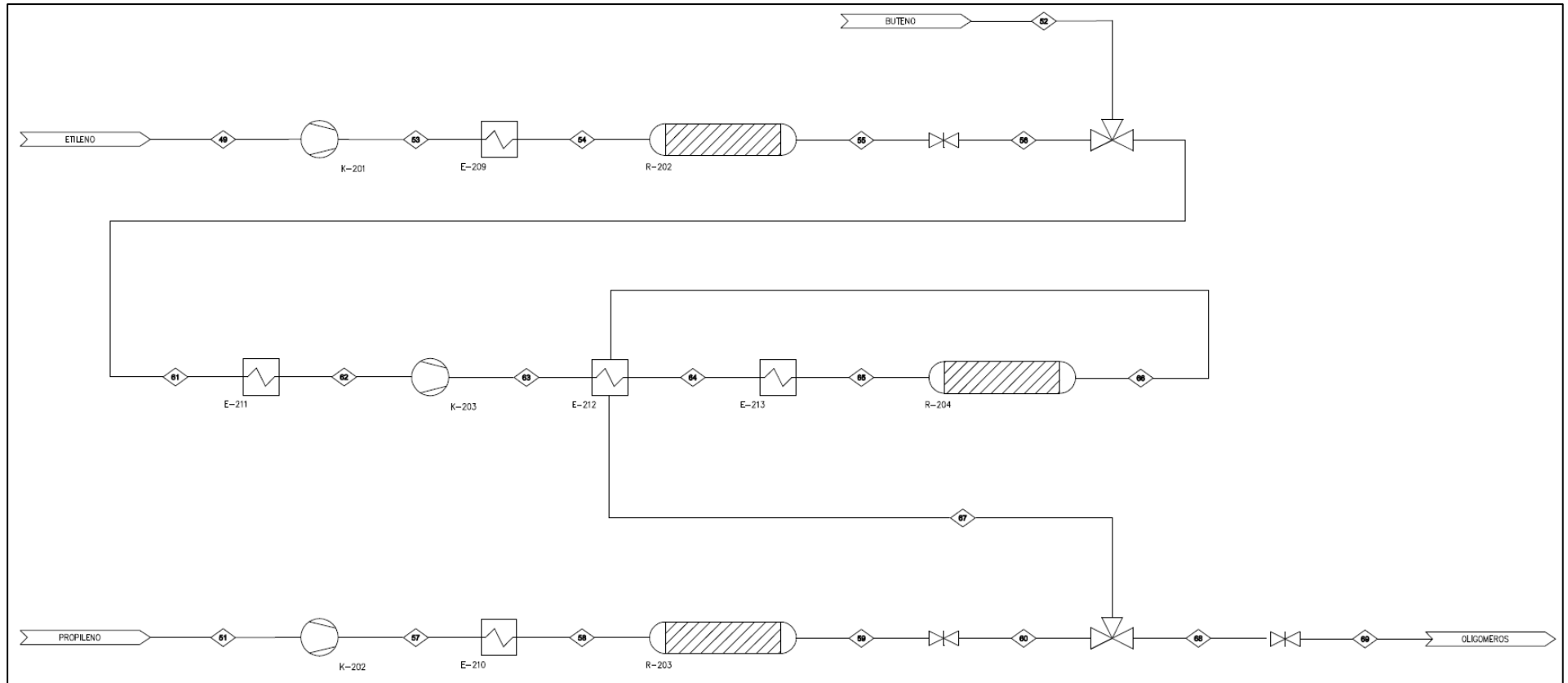


Figura 11. Unidad 5: Oligomerización de Olefinas

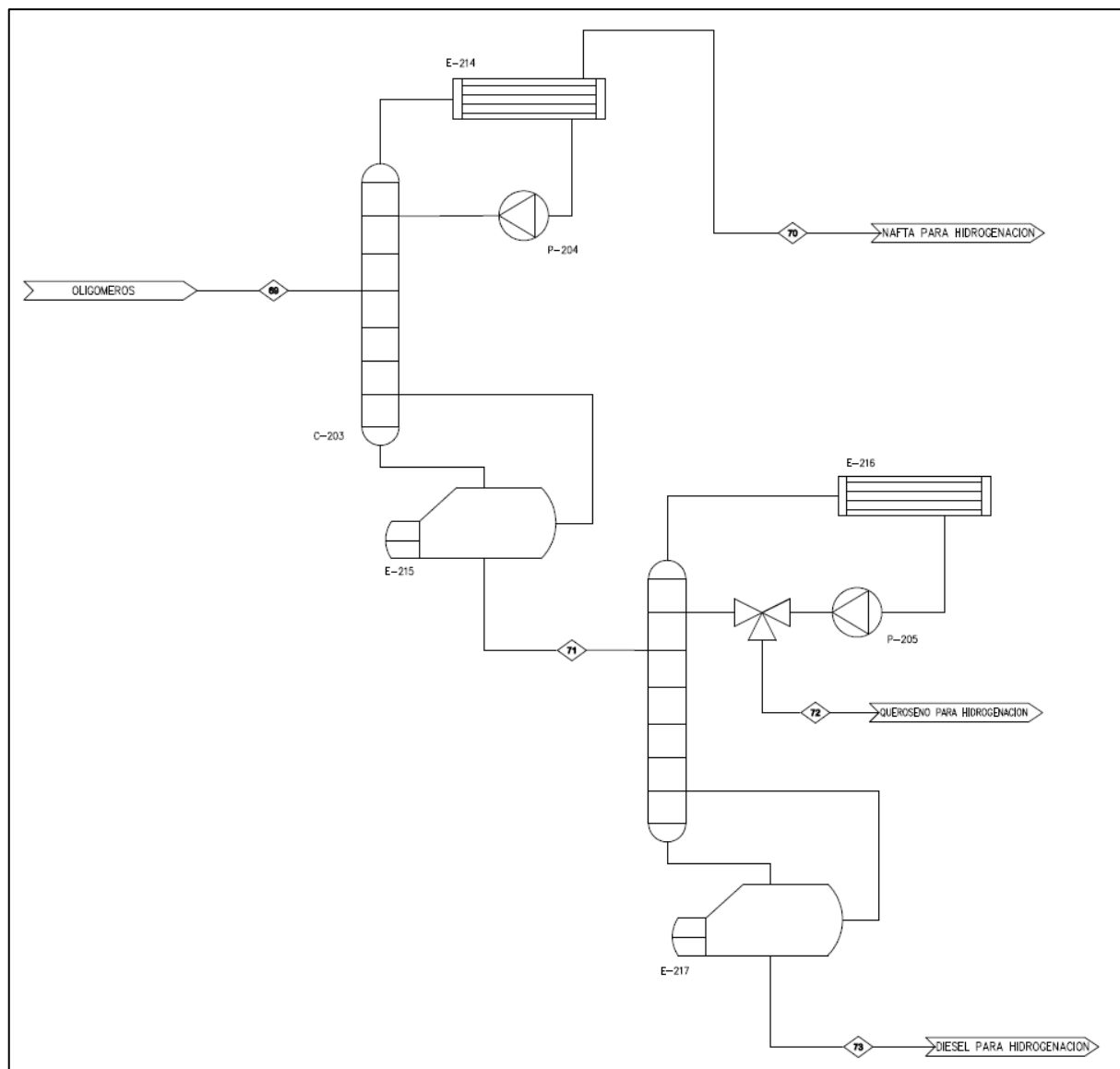


Figura 12. Unidad 6: Columnas de Fraccionamiento

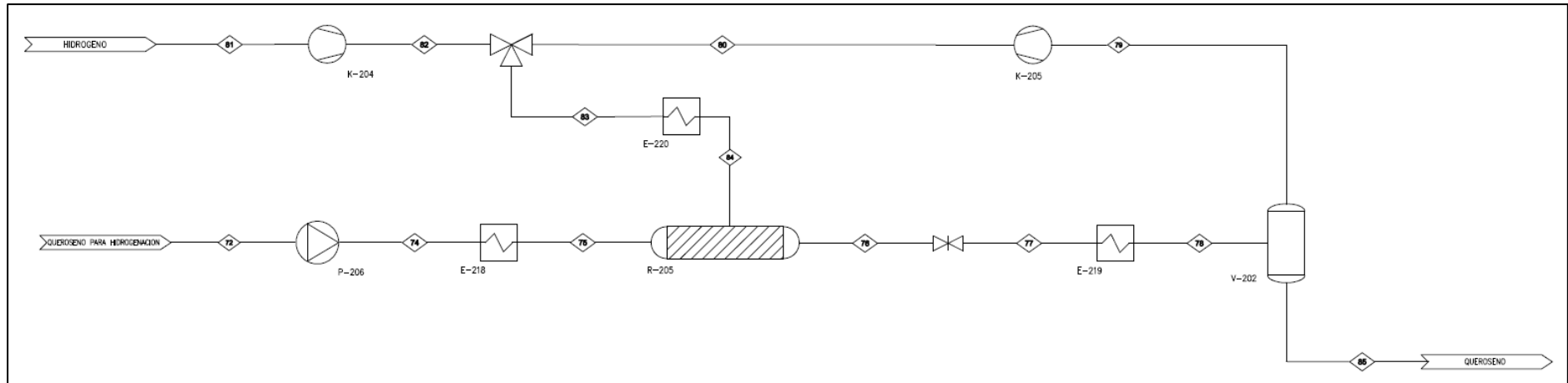


Figura 13. Unidad 7: Hidrogenación

Tabla 37. Tabla de corrientes principales de la producción de metanol

N ° de corriente		1 (CO ₂)	9 (H ₂)	16 (Alimentación R-101)	22 (Purga)	27 (CO ₂ residual)	31 (Agua residual)	36 (Metanol)
Temperatura	°C	25	50	250	30	30,8	100,8	28
Presión	bar	1	5	65	45	2	1	1
Flujo másico	kg/h	20000	2748	138514	582	180	7506	13888

Tabla 38. Tabla de corrientes principales de la producción de queroseno

N ° de corriente		49 (Etileno)	51 (Propileno)	52 (Buteno)	69 (Oligomeros)	70 (Nafta para hidrogenación)	72 (Queroseno para hidrogenación)	73 (Diésel para hidrogenación)	81 (Hidrógeno)	85 (Queroseno)
Temperatura	°C	-91,4	-31,6	19,5	134,1	85,1	168,4	285,4	25	30
Presión	bar	2	2	2	1	1	1	1	5	15
Flujo másico	kg/h	3531	2142	420	6093	2856	3072	165	38	3109,69

15 ANEXO B. BALANCE ECONÓMICO

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Capital Inmovilizado (M€)	41,99	321,19	174,73									
Capital Circulante (M€)			136,51									
Fondos Invertidos (M€)	41,99	321,19	311,24									
Ventas (M€)				121,43	123,86	126,34	128,87	131,44	134,07	136,75	139,49	142,28
Costes (M€)				101,66	103,70	105,77	107,89	110,04	112,24	114,49	116,78	119,11
Amortización (M€)				52,48	52,48	52,48	52,48	52,48	52,48	52,48	52,48	52,48
BAI (M€)				-32,71	-32,32	-31,91	-31,50	-31,08	-30,66	-30,22	-29,77	-29,32
Impuestos (M€)				-11,45	-11,31	-11,17	-11,03	-10,88	-10,73	-10,58	-10,42	-10,26
BDI (M€)				-21,26	-21,01	-20,74	-20,48	-20,20	-19,93	-19,64	-19,35	-19,06
Fondos Generales (M€)				31,22	31,48	31,74	32,01	32,28	32,56	32,84	33,13	33,43
Flujo de caja (M€)	-41,99	-321,19	-311,24	31,22	31,48	31,74	32,01	32,28	32,56	32,84	33,13	33,43
Flujo de caja actualizado (M€)	-41,99	-321,19	-311,24	31,22	31,48	31,74	32,01	32,28	32,56	32,84	33,13	33,43

Año	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
Capital Inmovilizado (M€)												
Capital Circulante (M€)												136,51
Fondos Invertidos (M€)												
Ventas (M€)	142,28	145,12	148,03	150,99	154,01	157,09	160,23	163,43	166,70	170,04	173,44	176,91
Costes (M€)	119,11	121,50	123,93	126,41	128,93	131,51	134,14	136,83	139,56	142,35	145,20	148,10
Amortización (M€)	52,48	52,48										
BAI (M€)	-29,32	-28,86	24,10	24,58	25,07	25,57	26,09	26,61	27,14	27,68	28,24	28,80
Impuestos (M€)	-10,26	-10,10	8,43	8,60	8,78	8,95	9,13	9,31	9,50	9,69	9,88	10,08
BDI (M€)	-19,06	-18,76	15,66	15,98	16,30	16,62	16,96	17,30	17,64	17,99	18,35	18,72
Fondos Generales (M€)	33,43	33,73	15,66	15,98	16,30	16,62	16,96	17,30	17,64	17,99	18,35	18,72
Flujo de caja (M€)	33,43	33,73	15,66	15,98	16,30	16,62	16,96	17,30	17,64	17,99	18,35	155,23
Flujo de caja actualizado (M€)	33,43	33,73	15,66	15,98	16,30	16,62	16,96	17,30	17,64	17,99	18,35	155,23