

UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA
ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXEÑARÍA



Escola
Técnica
Superior
de Enxeñaría

TRABAJO FIN DE GRADO

GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

REDISEÑO DE UNA PLANTA FISCHER - TROPSCH PARA COMBUSTIBLES SOSTENIBLES

Julia Feijoo Cacabelos

Lucía Freire Moure

Julio 2025

ÍNDICE GENERAL

- **Documento I: Memoria.**
 - Anexo I. Balances de materia y energía.**
 - Anexo II. Cálculos Justificativos.**
 - Anexo III. Análisis de Viabilidad Económica.**
- **Documento II: Planos.**
- **Documento III: Estudios con Entidad Propia.**
- **Documento IV: Pliego de Condiciones.**
- **Documento V: Presupuesto.**

DOCUMENTO I:
MEMORIA

ÍNDICE

1.	Objeto del proyecto	1
2.	Alcance	1
3.	Capacidad	2
4.	Materias primas y productos	2
4.2	Hidrógeno	3
4.3	Monóxido de carbono	3
4.4	Dióxido de carbono.....	3
4.5	Metano	3
4.6	Nitrógeno	4
4.7	Sulfuro de hidrógeno	4
4.8	Amoníaco.....	5
4.9	Agua.....	5
4.10	Propano.....	5
4.11	Tetradecano (*).....	5
4.12	Oxígeno.....	6
5.	Estudio de mercado	6
5.2	Visión actual del mercado SAF	6
5.3	Oferta y demanda.....	8
5.4	Precios y costes de producción	8
5.5	Medidas preventivas e incentivas	9
5.6	Desafíos y soluciones.....	10
5.7	Visión a emisiones netas 2050	10
5.8	Conclusión	12
6.	Estudio de alternativas para la producción de combustible para la aviación.....	12
6.2	Justificación de la selección de SAF.....	12
6.3	Estudio de alternativas para la producción de SAF	13
6.3.1	Contexto general de biorrefinerías VS refinería convencional.....	13
6.3.2	Hidroprocesamiento de lípidos (HEFA) e (HH o HC-HEFA).....	14
6.3.3	Procesamiento de alcoholes (ATJ).....	15
6.3.4	Síntesis de iso-parafinas sintéticas (SIP).....	15
6.3.5	Hidrotermólisis catalítica (CHJ).....	16
6.3.6	Síntesis Fischer-Tropsch (FT)	16
6.3.7	Clasificación de las alternativas en tipo de biorrefinería.....	18
6.4	Justificación de la alternativa seleccionada	19

6.4.1	Grado de avance de la tecnología, TRL	20
6.4.2	Causas para la justificación de la alternativa.....	21
6.5	Propuesta final de alternativa.....	22
7.	Estudio de alternativas operativas para equipos	23
7.2	Selección alternativa de purificación.....	23
7.2.1	Absorción química	23
7.2.2	Absorción física.....	24
7.2.3	Absorción mixta	24
7.2.4	Pressure Swing Adsorption (PSA).....	24
7.2.5	Separación por membrana	25
7.2.6	Separación criogénica.....	25
7.2.7	Justificación de la alternativa escogida	25
8.1.8	Comparación de disolventes.....	26
7.3	Selección de alternativa para el reactor de recirculación.....	29
7.3.1	Reformado convencional de metano con vapor de agua	30
7.3.2	Oxidación parcial de metano (POX: partial oxidation).....	31
7.3.3	Oxidación parcial no catalítica (POX térmica).....	31
7.3.4	Oxidación parcial no catalítica (CPOX).....	31
7.3.5	Reformado autotérmico de metano (ATR)	31
7.3.6	Justificación de la tecnología seleccionada	33
8.	Emplazamiento y ubicación	33
8.2	Descripción del complejo industrial	34
8.3	Accesos disponibles.....	34
8.5.1	Terrestres	35
8.5.2	Marítimos	35
8.5.3	Ferrovianos	35
8.5.4	Aéreos.....	35
8.6	Climatología	35
8.7.1	Temperaturas	35
8.7.2	Precipitaciones.....	36
8.7.3	Sismos	36
8.7.4	Vientos.....	37
8.8	Recursos y servicios	37
8.9.1	Disponibilidad de materias primas	37
8.9.2	Servicios	38
8.9.3	Agua	38

8.9.4	Personal y mano de obra disponible.....	39
9.	Descripción del proceso y de equipos	39
9.2	Descripción detallada del proceso	39
9.2.1	Sección 100: purificación de materias primas.....	40
9.2.2	Sección 200: síntesis de hidrocarburos.....	40
9.2.3	Sección 300: recirculación de metano	41
9.2.4	Restricciones del proceso	42
9.3	Descripción de equipos.....	43
10.	Viabilidad técnica.....	45
10.2	Disponibilidad de materias primas	45
10.2.1	Disponibilidad de materia prima principal: gas de síntesis	45
10.2.2	Disponibilidad de biometano.....	46
10.2.3	Disponibilidad de hidrógeno verde.....	46
10.2.4	Disponibilidad de oxígeno.....	47
10.3	Disponibilidad de tecnología	47
11.2.1	Sección 100	47
11.2.2	Sección 200	47
11.2.3	Sección 300	47
11.2.4	Disponibilidad de utilidades	48
11.2.5	Disponibilidad de tratamiento de residuos y transporte.....	48
11.2.6	Disponibilidad de equipos de seguridad, control y tratamiento contra incendios	48
10.3.1	Recursos disponibles y rentabilidad del proyecto	49
10.3.2	Análisis económico preliminar:.....	49
11.	Control	50
11.2	Introducción.....	50
11.3	Selección de estrategia y algoritmo de control.	50
11.3.1	Estrategia de control básico: Feed-back	51
11.3.2	Estrategia de control avanzado: lazo en cascada	51
11.4	Representación de los lazos de control y nomenclatura	52
11.4.1	Representación de lazos de control.....	52
11.4.2	Descripción e importancia de nomenclatura estándar	52
11.5	Diseño de lazos de control.....	53
11.6	Justificación e identificación de lazos de control.	55
11.6.1	Unidades T-101 y T-102 y entorno	55
11.6.2	Unidad R-201 y entorno	57

11.6.3	Unidad V-201 y entorno	60
11.6.4	Unidad R-302 y entorno	62
11.7	Selección de la instrumentación	64
11.7.1	Sensores.....	64
11.7.2	Válvulas.....	65
12.	Indicadores.....	66
13.	Alarmas.....	66
14.	Seguridad	67
14.2	Inventario de sustancias químicas.....	68
14.3	Clasificación CLP.....	69
14.4	Clasificación NFPA	70
14.5	SEVESO	72
14.6	Índice DOW.....	75
14.6.1	Factor de material.....	76
14.6.2	Factor de peligros generales F1.....	77
14.6.3	Factor de peligros especiales F2.....	78
14.6.4	Índice de incendio y explosión.....	79
14.6.5	Radio y área de exposición.....	80
14.6.6	Factor de daño	80
14.6.7	Resumen de resultados	81
14.7	Distancias de seguridad	81
14.8	Matriz de compatibilidad.....	83
14.9	Dispositivos de alivio	85
14.9.1	Dimensionamiento.....	86
15.	Marco legal	89
15.2	Legislación general.....	89
16.	Bibliografía	92

1. Objeto del proyecto

El objeto del presente proyecto consiste en el rediseño de una planta convencional Fisher- Tropsch, por la cual se añaden una línea de recirculación y una sección de purificación de gas, con el fin de hacer el proceso más flexible y adaptarlo según la demanda de los usuarios y según el suministro de materias primas. El principal producto de este proceso será el SAF, combustibles sostenibles de aviación.

El desarrollo de este proyecto se centrará en el diseño de las líneas de la modificación planteada, así como en el diseño detallado de los equipos esenciales de recirculación y purificación. Se asignará cada uno de los equipos a una de las autoras de este proyecto, Julia Feijoo Cacabelos y Lucía Freire Moure:

- Línea de recirculación con un reactor catalítico: Julia Feijoo Cacabelos.
- Sección de purificación con un absorbedor: Lucía Freire Moure.

Este proyecto se plantea como Trabajo de Fin de Grado del grado de Ingeniería Química de la Escuela Técnica Superior de Ingeniería en la Universidad de Santiago de Compostela.

2. Alcance

Este proyecto se correspondería con un proyecto de ingeniería básica de las modificaciones planteadas, ya que se encuentra en las etapas iniciales de desarrollo. Es por ello por lo que la precisión de cálculos será acorde a ese grado de desarrollo. Se abordarán los siguientes puntos:

- Emplazamiento y ubicación de la planta.
- Análisis exhaustivo de alternativas y tecnologías disponibles.
- Estudio y evolución del mercado mundial de SAF.
- Diagrama de flujo del proceso, así como balances de materia y energía globales y de equipos.
- Diseño de los equipos esenciales de la línea de recirculación y de la sección de purificación.
- Seguridad, estudio de impacto ambiental y sistema de control del proceso.
- Plano de instrumentación y control, así como otros planos complementarios necesarios.
- Costes y viabilidad económica del proceso.

Todos los análisis que se hagan a lo largo de esta memoria, así como un sus respectivos anexos y documento asociados, corresponderán solamente a las secciones 100 y 300 implementadas a un proceso ya existente de síntesis de Fischer- Tropsch.

3. Capacidad

El proyecto planteado fija el objetivo de una capacidad de producción de combustible sostenible para la aviación, SAF, de 20.000 toneladas por año. El régimen de funcionamiento de la planta será continuo 330 días al año, las 24 horas del día, dejando, por lo tanto, 35 días para paros de mantenimiento.

Esta capacidad se ha determinado en relación con dos factores principales, como son la demanda de SAF, cada vez más alta debido a los requerimientos de la normativa, y al suministro de materia prima renovable. Como referencia para fijar la capacidad de producción se ha tomado el proyecto lanzado por *Greenalia* en Curtis-Teixeiro que permitirá la producción en torno a 20.000 toneladas de crudos sintéticos anuales listos para ser refinados a eFuels. (1)

4. Materias primas y productos

En este apartado se pretende recoger y resumir las propiedades más importantes de las materias primas y los productos que están presentes a lo largo del proceso productivo.

También se presenta el combustible convencional para la aviación. Se pretende identificar que producto principal para comprender el rango de hidrocarburos más representativo en la Síntesis FT.

Existen diversos tipos de combustibles, principalmente según cuál sea el tipo de motor que se emplea en el avión. En el caso de los aviones comerciales se emplean motores de turbina de gas, por lo que el combustible empleado es principalmente el conocido como *Jet-Fuel*. Por otra parte, en los motores de pistón de combustión interna se emplean combustibles *AVGAS*. (2)

Dentro del Jet Fuel existen diversas categorías según el grado de calidad y de potencia que otorgan ligado a la combinación de hidrocarburos y del número de átomos de carbono en la cadena. El más común es el Jet-A1 compuesto principalmente por queroseno. Está compuesto por una mezcla de hidrocarburos diferentes, en este caso la distribución de números de carbono se enmarca entorno a de 8 a 16 átomos de carbono por molécula (3). Además de la selección del tipo de combustible, se debe fijar su octanaje que se ajusta en la operación de *blending* final. El octanaje, mide la resistencia a las detonaciones en el interior del motor para accionar el vehículo. A mayor octanaje, el combustible tendrá una resistencia mayor para soportar el proceso necesario para la combustión lo que se traduce en una menor degradación del motor. Para la aviación el octanaje será de 100, puesto que la calidad y la seguridad debe ser mayor. (4)

4.2 Hidrógeno

En el proceso productivo, el hidrógeno actúa tanto como materia prima como como producto, ya que es una materia prima para la columna de absorción y el reactor Fischer-Tropsch, pero es un producto del reactor de recirculación autotérmico.

Es un compuesto diatómico gaseoso en su estado natural, sin color y sin olor de fórmula química H_2 , con un punto de fusión de $-259,2^{\circ}C$ y un punto de ebullición de $-252,8^{\circ}C$, en su forma pura. Su masa molar es de $2,016 \text{ g/mol}$.

Su número CAS es 1333-74-0 y es un producto químicamente estable en condiciones ambientes, pero es incompatible con agentes fuertemente oxidantes. Según la regulación (EC) No 1272/2008 [CLP] es un gas extremadamente inflamable y que puede explotar si se calienta lo suficiente su forma comprimida.

Es una de las sustancias más importantes para el proceso porque la producción de hidrocarburos depende exclusivamente de su reacción con el monóxido de carbono.

4.3 Monóxido de carbono

Al igual que el hidrógeno, representa tanto una materia prima como un producto en el proceso productivo, por las mismas razones.

Es un compuesto gaseoso en su estado natural, sin color ni olor, de fórmula química CO y número CAS 630-08-0. Su punto de fusión es de $-205^{\circ}C$ y el de ebullición de $-191,5^{\circ}C$, en su forma pura. También es estable en condiciones ambientes. Su masa molar es de $28,01 \text{ g/mol}$.

Según la regulación (EC) No 1272/2008 [CLP] es un gas extremadamente inflamable y puede explotar si se calienta lo suficiente. Resulta tóxico bajo inhalación y causa daños a los órganos en exposiciones prolongadas y repetidas. Por último, puede dañar el feto de una mujer embarazada.

4.4 Dióxido de carbono

El dióxido de carbono es una materia prima del proceso de producción, con fórmula química CO_2 y número CAS 124-28-9. Es un gas en condiciones normales, sin color ni olor. Su temperatura de fusión es de $-78,5^{\circ}C$, en su forma pura. Su presión de vapor medida a $20^{\circ}C$ es de 57.249 hPa .

Su masa molar es de $44,01 \text{ g/mol}$. Esta sustancia es estable químicamente bajo condiciones ambientales estándar y, según el reglamento CLP, es un gas bajo presión que puede explotar en caso de calentamiento de su forma comprimida.

4.5 Metano

El metano, de fórmula química CH_4 , es una materia prima del proceso, ya que está presente en la composición del gas de síntesis, además de ser una materia prima para el reactor autotérmico de la corriente de recirculación para que, mediante un proceso de reformado, se reconvierta a H_2+CO .

Es un gas en condiciones normales de temperatura y presión, sin color ni olor, y siendo su número CAS 74-82-8. Su punto de fusión es de $-182,5^{\circ}\text{C}$ y el de ebullición es de $-161,5^{\circ}\text{C}$, en su forma pura. Su temperatura de autoignición es de 595°C . Su masa molar es de $16,043\text{ g/mol}$.

Es un gas que es estable bajo condiciones estándar, pero que puede reaccionar de forma explosiva con el aire y de forma violenta con sustancias oxidantes. Según el reglamento CLP, es un gas extremadamente inflamable y que puede explotar en caso de calentamiento en su forma comprimida.

4.6 Nitrógeno

El nitrógeno, de fórmula química N_2 , forma parte de la materia prima como un componente del gas de síntesis procedente de la gasificación de la biomasa, además de la entrada en el reactor ATR. Durante el proceso de producción funciona como un componente inerte, sin tomar parte en ninguna de las reacciones que tienen lugar.

Es el compuesto con mayor proporción en el aire, junto con el oxígeno, con una composición del 79%. Su masa molar es de $28,014\text{ g/mol}$.

Es un gas en condiciones ambientales, sin color ni olor y su número CAS es 7727-37-9. Sus puntos de fusión y ebullición son -210°C y -196°C , respectivamente, en su forma pura. Es un componente estable bajo las condiciones recomendadas de almacenamiento.

Según el reglamento CLP, puede explotar en caso de calentamiento de su forma comprimida.

4.7 Sulfuro de hidrógeno

El sulfuro de hidrógeno, de fórmula química H_2S , es uno de los compuestos que forman parte del gas de síntesis, la materia prima del proceso. Junto con el dióxido de carbono, es el compuesto principal que se quiere eliminar de la corriente de gas de síntesis mediante el proceso de absorción, aunque entra en mucha menos proporción que el CO_2 .

Su número CAS es 7783-06-4. Su temperatura de ebullición es de -60°C y, la de fusión, es de -85°C . Eso significa que, en su estado natural, es un gas incoloro, pero con un fuerte olor desagradable. Tiene una masa molar de $34,08\text{ g/mol}$.

En condiciones ambientales, es un gas estable químicamente pero que puede formar reacciones peligrosas con ciertos compuestos, como el amoníaco o las aminas.

Según el reglamento CLP mencionado con anterioridad, es un gas extremadamente inflamable, que puede explotar en caso de calentamiento de su forma comprimida, además de ser mortal en caso de inhalación y muy tóxico para el ambiente marino.

4.8 Amoníaco

Es uno de los componentes del gas de síntesis que es necesario eliminar, aunque su composición de entrada sea muy pequeña en comparación con los otros gases que conforman la materia prima. Su fórmula química se corresponde con NH_3 .

Su número CAS es 7664-41-7 y tiene una temperatura de ebullición y de fusión de -33°C y -78°C , respectivamente. Además, cuenta con una temperatura de autoignición de 651°C y una temperatura de descomposición de más de 450°C . Estas propiedades indican que, en su forma pura, es un gas incoloro, pero con un olor característico. Tiene una masa molar de 17,03 g/mol.

Según el reglamento CLP es un gas inflamable, que puede explotar en caso de calentamiento de su forma comprimida. Es un compuesto tóxico en caso de inhalación, además de poder causar daños en distintas partes del cuerpo, como quemaduras en la piel y serio daño ocular. Por último, también es un compuesto muy tóxico para la vida acuática, con largos efectos en caso de vertiente.

4.9 Agua

El agua, de fórmula química H_2O , compone tanto una materia prima como un subproducto de la reacción de síntesis de FT. En su faceta como materia prima, entra en forma de vapor de agua en el reactor ATR, y, por otro lado, se forma como subproducto en cada una de las reacciones de síntesis del reactor FT.

Su número CAS es 7664-41-7 y su punto de ebullición y de fusión es de 100°C y 0°C , respectivamente. Eso significa que en su estado más puro es un líquido, incoloro e inodoro. Su masa molar es de 18,015 g/mol.

Este compuesto no presenta ningún peligro para la vida ni para el proceso, y no clasifica según el reglamento CLP.

4.10 Propano

El propano, de fórmula química C_3H_8 , es uno de los productos de la reacción de polimerización del reactor FT, que se separará posteriormente en forma de crudo sintético.

Su número CAS es 74-98-6 y su punto de ebullición y fusión es de -42°C y -188°C , por lo que, en su forma pura, se trata de un gas incoloro e inodoro. Es un compuesto estable bajo condiciones ambientales. Su masa molar es de 44,097 g/mol.

Según el reglamento CLP, es un gas extremadamente inflamable y que puede explotar en caso de calentamiento de su forma comprimida.

4.11 Tetradecano (*)

El tetradecano, de fórmula química $\text{C}_{14}\text{H}_{30}$, constituye el producto más importante del proceso, pues, debido al alcance de este proyecto, se considera como el compuesto químico que se equivale con la fracción de SAF de C8-C16.

Su número CAS es 629-59-4 y su temperatura de ebullición es de 254°C en su forma pura, que se puede ver afectado en caso de ser un componente de una mezcla, como es este caso. Eso significa que en su forma pura es un líquido incoloro e inodoro. Su masa molar es de 198,39 g/mol.

Es estable químicamente bajo condiciones normales y, en caso de un calentamiento fuerte, puede producir mezclas explosivas con el aire.

Según el reglamento CLP, puede ser mortal en caso de ingestión y penetración en las vías respiratorias.

**Nota: en el balance de materia se explicará qué compuesto ficticio se usa como representación del rango de combustibles sostenibles de aviación.*

4.12 Oxígeno

El oxígeno, de fórmula química O₂, constituye una materia prima del proceso, ya que se mete como entrada en el reactor ATR para llevar a cabo la combustión parcial del metano.

Su número CAS es 7782-44-7 y su temperatura de ebullición y fusión es de -183°C y -219°C, respectivamente. Por lo tanto, en su forma pura es un gas, incoloro e inodoro. Es uno de los compuestos con mayor composición del aire, junto con el nitrógeno, con una composición del 21%. Su masa molar es de 31,998 g/mol.

Es un compuesto estable bajo condiciones ambientales. Según el reglamento CLP, clasifica como un gas oxidante, pudiendo causar o intensificar un fuego. También, es un gas que puede explotar en caso de calentamiento de su forma comprimida.

5. Estudio de mercado

En cualquier proyecto de ingeniería es necesario conocer el mercado del producto que se pretende poner a la venta, para ver si tiene salida y puede suponer por tanto beneficio, o si por el contrario se trata de un proyecto que solo dará pérdidas. Sin embargo, aunque no sea rentable actualmente es un paso necesario y un incentivo a otros proyectos en el camino de la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero y en la reducción de la huella de carbono de los procesos productivos.

Para este estudio, no se han considerado ni África ni América del Sur debido a las pocas tecnologías presentes en esos países, así como la falta de inversión necesaria.

5.2 Visión actual del mercado SAF

El mercado de la aviación es un mercado muy complejo, con muchos altibajos. Actualmente, en el sector de la aviación se está encontrando una demanda muy fuerte, sobre todo después del COVID-19, que lo paralizó por completo. Este sector avanza hacia la sostenibilidad, no solo por los compromisos de las empresas con la reducción de emisiones, si no también debido a las nuevas legislaciones que aseguran un entorno más

sostenible, como puede ser el reglamento europeo ReFuelEU Aviation, explicado más adelante en este apartado.

Al ser un sector en pleno crecimiento hacia la sostenibilidad, es difícil no pensar que el mercado de los combustibles sostenibles está creciendo de la misma manera. Es más, se prevé que en los objetivos de emisiones netas cero para el año 2050, el 41% de las reducciones de emisiones a la atmósfera se lleve a cabo gracias al uso de combustibles sostenibles (SAF). (5)

Tal y como se expone en los siguientes apartados, actualmente a las empresas no les sale rentable el cambio en el uso de combustibles convencionales por combustibles sostenibles. Pero como siempre, todo es un proceso, y con la innovación y la mejora de las tecnologías, se puede conseguir tanto un proceso rentable como la reducción de las emisiones, que es el principal objetivo en el uso de SAF.

En este momento, el SAF que se está comercializando no es completamente combustible sostenible, sino que proviene de plantas de co-procesamiento, en las que se mezcla materia prima de origen renovable con materia prima de origen fósil. (6) (7) (5)

En este momento, el mayor contribuyente al sector de la aviación es Estados Unidos, que produjo 15,8 millones de galones de SAF en el año 2021, producción que siguió y sigue creciendo desde ese año. Se estima que para el año 2029, el valor del mercado de SAF en América del norte, incluyendo la producción de Canadá y México, sea de 5.526,53 millones de euros, con una tasa de crecimiento anual compuesto de 52,1% en el período de 2022-2029. (8)

Por otro lado, según la ReFuelEU Aviation, la cuota mínima de SAF para el 2030 en Europa se estima en 2,8 millones de toneladas. (7)

Sin embargo, el mercado en Asia está creciendo, pero aún no se considera que esté al mismo nivel competitivo. Actualmente está estimado que el valor del mercado de SAF en Asia es de 380 millones de dólares. (9) En la siguiente tabla JPG se recogen las 5 empresas que actualmente se consideran líderes en el mercado, donde se puede ver que las empresas pertenecen a países europeos y a Estados Unidos. (9)

Tabla 1. Empresas líderes en el mercado

COMPAÑÍA	AÑO DE CREACIÓN	PAÍS
NESTE CORPORATION	1948	FINLANDIA
TOTALENERGIES SE CHEVRON CORPORATION	1924 1879	FRANCIA ESTADOS UNIDOS
SHELL AVIATION GEVO INC.	1907 2005	PAÍSES BAJOS ESTADOS UNIDOS

5.3 Oferta y demanda

Como ya se ha dicho en el apartado anterior, el mercado está creciendo, por lo que crecen la demanda y oferta de SAF. Sin embargo, existen dos problemas principales que condicionan la producción de SAF y por tanto la oferta, que son la existencia de otros sectores competitivos demandantes de combustibles sostenibles, como el marítimo, y la falta de materia prima disponible para suplir toda la demanda necesaria de SAF (10)(5). Es por ello por lo que se estima que la demanda va a superar la oferta dentro de unos años, tal y como se puede ver en la Figura 1 (10) que representa los millones de toneladas frente al año natural.

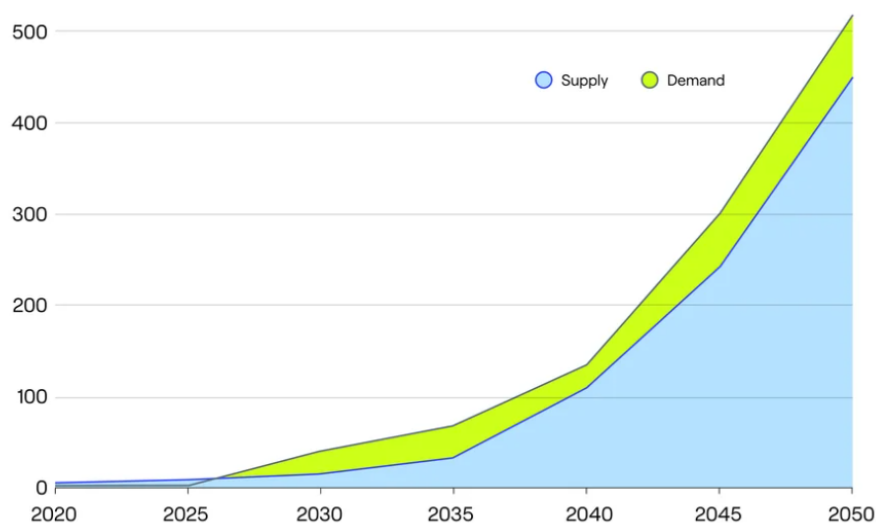


Figura 1. Demanda vs. oferta de SAF

El año en el que se estima que la oferta supere la demanda es en el 2027, haciendo, por tanto, que aumente el precio de los combustibles sostenibles. (10)

5.4 Precios y costes de producción

Debido a la dificultad de los procesos y a la falta de tecnología, los costes de producción de SAF son superiores a los costes de producción de combustibles convencionales. Esa diferencia en los costes es lo que obliga a que los precios de venta de SAF también sean superiores a los precios de combustibles convencionales, debido a la necesidad de hacer rentable el proceso. (6) (11)

Los precios de los combustibles dependen de dónde se encuentre localizado. No son los mismos precios para el continente europeo que para Estados Unidos, por ejemplo. Es más, dentro de Estados Unidos, dependiendo de la región en la que se produzca el SAF, los precios también son diferentes, estableciendo una media de 9,09 \$/galón para SAF (2.181,6 €/t), 6,49 \$/galón para Jet-A (1.557,6 €/t) y 7,16 \$/galón para 100LL (1.718,4 €/t)(6) Los combustibles Jet-A y 100LL son dos tipos de los combustibles convencionales de fuentes no renovables.

El precio de SAF también depende del tipo de combustibles. Por ejemplo, en Europa, para los biocombustibles se marcó el precio en 2.768 €/t, mientras que para los combustibles sintéticos a partir de fuentes de CO₂ se marcó en una media de 7.500 €/t y, por último, para los combustibles a partir de fuentes de hidrógeno renovable se marcó la media en 6.925 €/t. (7)

En la siguiente Tabla 2 se recogen los precios de los combustibles y los costes de producción según el continente en el que se encuentre.

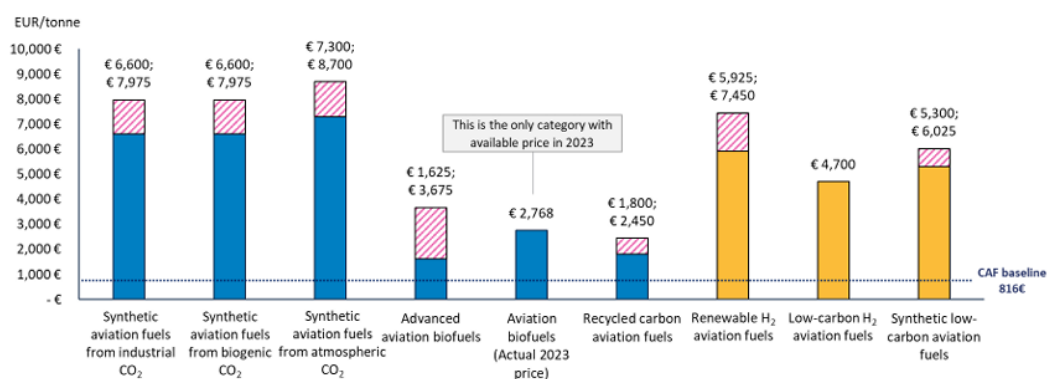


Figura 2. Precios de combustibles y costes de producción

Tabla 2. Precios de combustible SAF por continentes.

Continente	Precio SAF (€/t)	Precio tradicional (€/t)	Coste SAF (€/t)	Coste tradicional (€/t)
Europa	2.768	816	1.770	
Asia	desconocido	desconocido	2.000-3.000	900
Norteamérica	2.181,6	1.557,6-1.718,4	1.536-4.562,4	2-7 veces menos que el SAF

Como se puede ver y ya se adelantó anteriormente, tanto los precios como los costes de producción de SAF son mayores que los de combustibles convencionales, como Jet-A.

5.5 Medidas preventivas e incentivas

Los expertos del sector de la aviación coinciden en que una de las claves para la descarbonización del sector de la aviación es el uso de SAF, y es por ello por lo que gobiernos de todas partes del mundo están desarrollando legislación, medidas preventivas e incentivos económicos, para ayudar a las compañías en esta etapa de transición de combustibles convencionales por los combustibles sostenibles.

Por ejemplo, en Europa, existe un reglamento ReFuelEU Aviation (Reglamento 2023/2405 del Parlamento europeo y el consejo del 18 de octubre de 2023), relativo a la

garantía de unas condiciones de competencia equitativas para un transporte aéreo sostenible. Este reglamento establece que, para dentro de 5 años, las compañías deben usar por lo menos un 6% de SAF respecto a su volumen total de combustible, porcentaje que irá creciendo a lo largo de los años, hasta convertirse en el 70% en el año 2050.(12)(5)

Por otro lado, no solo existen ese tipo de reglamentos, sino que los gobiernos de los países están estableciendo una serie de multas como medidas preventivas, para incentivar a las empresas a reducir las emisiones de CO₂. Por ejemplo, en países como Corea del sur o Japón, el gobierno estableció una multa de 50 \$/t de CO₂ emitida. (9)

Por último, otra de las medidas que se están tomando es la de dar incentivos económicos a las empresas para ayudar en esta transición de combustibles. El gobierno japonés, por ejemplo, reservó de sus cuentas 250 millones de dólares para el desarrollo de refinerías que fueran capaces de producir los combustibles sostenibles demandados por el mercado (9) Por otro lado, en Estados Unidos también se están llevando a cabo este tipo de iniciativas, es por eso que la “U.S Sustainable Skies Act” de 2021 y la “Inflation Reduction Act” de 2022 establecieron una ayuda de 1,25 \$/galón de combustible producido a aquellos que pudieran obtener una reducción en sus emisiones de al menos el 50%. También, la “Washington’s Senate Bill 5447” establece otra ayuda complementaria de 2 \$/galón de SAF producido. (6)

5.6 Desafíos y soluciones

Uno de los principales desafíos de este sector es la complejidad de los procesos de producción de SAF, impidiendo que los combustibles sostenibles sean competitivos en el mercado. Es muy difícil querer cambiar de combustible convencional a sostenible porque el coste de producción y el precio del combustible por consecuencia hacen que no salga rentable el cambio. Es por eso por lo que son necesarias las ayudas y los incentivos anteriormente mencionado.

Otro de los desafíos principales es la falta de materia prima. Ahora mismo, no hay materia prima suficiente en el mundo para hacer frente a toda la demanda y la necesidad que existe de combustibles sostenibles. Es necesaria la diversificación de materia prima. (9) (5) (13). Es por ello por lo que, en Asia, países como China o India han iniciado proyectos piloto para estudiar la posibilidad de producir combustibles a partir de algas. (9)

Por otro lado, ya se ha comentado a lo largo de este estudio de mercado que no solo es el sector de la aviación el que requiere de combustibles sostenibles

5.7 Visión a emisiones netas 2050

El uso de combustibles sostenibles tiene un objetivo u función claras: la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero. El uso de 1 kilogramo de combustible convencional no sostenible emite un total de 3,16 kilogramos de CO₂, además de otros gases como pueden ser los NO_x, CO u óxidos de sulfuro, que son los culpables de las lluvias ácidas. (14)

En el año 2050, con el uso del SAF y la innovación y desarrollo de tecnologías, se espera llegar a la neutralidad climática, con cero emisiones de gases de efecto invernadero. Es por ello por lo que no paran de salir planes y estrategias que buscan esa neutralidad climática. (14)

Europa es un continente líder en la imposición de este tipo de mandatos que hacen crecer el uso de SAF para conseguir las cero emisiones. (15)

Por ejemplo, el propio reglamento ReFuelEU Aviation, marca el porcentaje de SAF que habrá que usar obligatoriamente hasta 2050. En el año 2030 ya se debería llegar por lo menos al uso del 6% de SAF, avanzando rápidamente a llegar hasta el 70% de uso en el año 2050. Además, tal y como se puede ver en la Figura 3, es necesario también que aumente el porcentaje de combustibles renovables de origen no biológico, RFNBO, pero de una forma más paulatina. (12)(15) Los RFNBO hace referencia a los combustibles que se producen con una fuente renovable sintética, como es el hidrógeno verde. Hay países, como Reino Unido, que están sacando mandatos más estrictos que el propio reglamento, aumentando el porcentaje de uso de SAF en 2030 al 10%, mientras que en el reglamento ReFuelEU Aviation no sería obligación hasta el año 2040. (15)

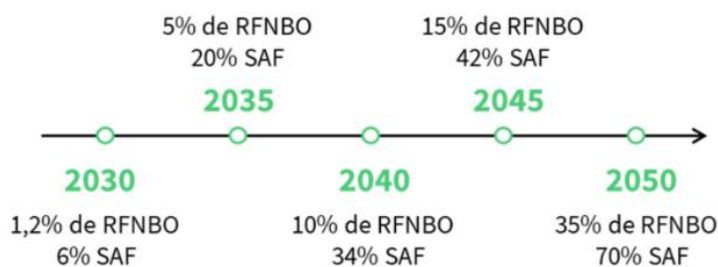


Figura 3. Porcentaje de aumento de SAF y combustibles renovables de origen no biológico hasta 2050

Por otro lado, existe el llamado “Pacto Verde Europeo”, una estrategia de crecimiento de la Unión Europea establecida en el año 2019 que aspira a alcanzar esa neutralidad climática para el año 2050. Consisten en un conjunto de iniciativas que abren el camino hacia la transición ecológica tan necesaria para ser capaces de mantener el calentamiento global máximo en un aumento de la temperatura de 1,5°C. (16)(5) Sin iniciativas como este Pacto Verde Europeo se estima que en el año 2050 serán necesarios 3 planetas si se sigue utilizando los recursos no renovables como hasta este momento, y es que, en tan solo diez años, entre el 2013 y el 2023, la temperatura media del planeta aumentó en 1,22°C. (16)

Acompañando al Pacto Verde Europeo, nace una iniciativa llamada “Fit for 55”, una iniciativa que lo que busca es la reducción de, por lo menos, el 55% de las emisiones de gases de efecto invernadero desde el año 1990 hasta el 2030. (5) Esta iniciativa nace por querer mantener el liderazgo mundial de la Unión Europea en la lucha contra el cambio climático, reforzando la innovación y garantizando una transición equitativa. (17)

5.8 Conclusión

En conclusión, ahora mismo no es rentable el uso o la producción de combustibles sostenibles, debido a los altos precios y a los altos costes de producción. Sin embargo, debido a que se estima que la demanda supere a la oferta, eso hará que los precios aumenten más, es por ello por lo que se necesita la innovación tecnológica para reducir los costes de operación y, por consiguiente, los precios de SAF. (15)(18)

Con todas las iniciativas y ayudas, se prevé que para el año 2050, los precios de SAF sean competitivos con los de combustible convencional actual, al igual que los costes de producción. (19)

En una visión de futuro, como se puede ver gracias al reglamento ReFuelEU Aviation, es clave el uso de hidrógeno para el gas de síntesis producido a partir de fuentes renovables, reduciendo por tanto aún más la huella de carbono del proceso de producción. Sin embargo, esta es una tecnología que no está para nada desarrollada aún, aunque en el reglamento se estipule que para el año 2030 el 1,2% del SAF deba provenir de ese tipo de fuente. (5)

Sin duda, este es un mercado que está en constante crecimiento.

6. Estudio de alternativas para la producción de combustible para la aviación

6.2 Justificación de la selección de SAF

Dentro de los tipos combustibles se ha seleccionado el combustible para aviación o jet-fuel(20). La aviación contribuye en el 2-3% de las emisiones de carbono mundiales. Si se continuase empleando la refinería convencional se prevé que para 2050 la contribución aumente a más del 20% dado que la demanda de combustible está en continuo crecimiento. Para solventar la situación la Asociación Internacional de Transporte Aéreo (IATA) se ha propuesto el objetivo de cero emisiones netas para 2050 (21) y conseguir una reducción de emisiones de al menos el 5% en 2030, mediante el uso de combustibles sostenibles para la aviación, SAF (22) Todo ello justifica la necesidad de invertir en tecnología para llegar al objetivo (23).

Por otra parte, en el sector de la aviación los combustibles líquidos serán el recurso energético más demandado. La incorporación de aviones eléctricos a partir de energías renovables es inviable para largas distancias, dado el peso de las baterías, y el uso directo de hidrógeno como combustible será complejo por su escasa densidad lo que se traduce en una necesidad de espacio de almacenaje que haría necesario un rediseño de las aeronaves existentes (24). De ahí el gran reto de la descarbonización de la aviación y la necesidad de producir biocombustibles.

Además, el combustible propuesto será compatible con los motores de combustión actuales y con la infraestructura de transporte, almacenamiento y suministro existente.

Actualmente, la regulación *ASTM D7566* ha certificado 5 vías de producción de SAF. Sin embargo, se ha limitado el contenido máximo de SAF en el producto final al 50% e incluso al 10%, obligando a completar la parte restante con combustible convencional. (25)

6.3 Estudio de alternativas para la producción de SAF

El objetivo de esta sección es presentar las tecnologías certificadas para la producción de combustible sostenible para la aviación, SAF.

6.3.1 Contexto general de biorrefinerías VS refinería convencional

La fabricación de combustibles para aviones, jet-fuel, ha sido clave para el desarrollo de la aviación. La producción a partir de crudo de petróleo ha sido la vía principal en las últimas décadas, pero la expansión del sector, el incremento en la demanda y el reto de reducir el impacto ambiental ha requerido el desarrollo de nuevas tecnologías y la introducción al concepto biorrefinería.

Una biorrefinería, de forma análoga a una refinería petroquímica convencional, integra procesos de conversión de materia prima, biomasa o crudo de petróleo, para producir combustibles, energía y productos químicos (26) Como se puede observar, en la Figura 4 tanto en refinería convencional como en biorrefinería se requiere un refinado final del producto. La necesidad de refinado permite la adaptación de unidades de separación por destilación, de hidroprecesamiento o craqueo de una refinería convencional para el co-procesamiento de crudo de petróleo y biocrudo.

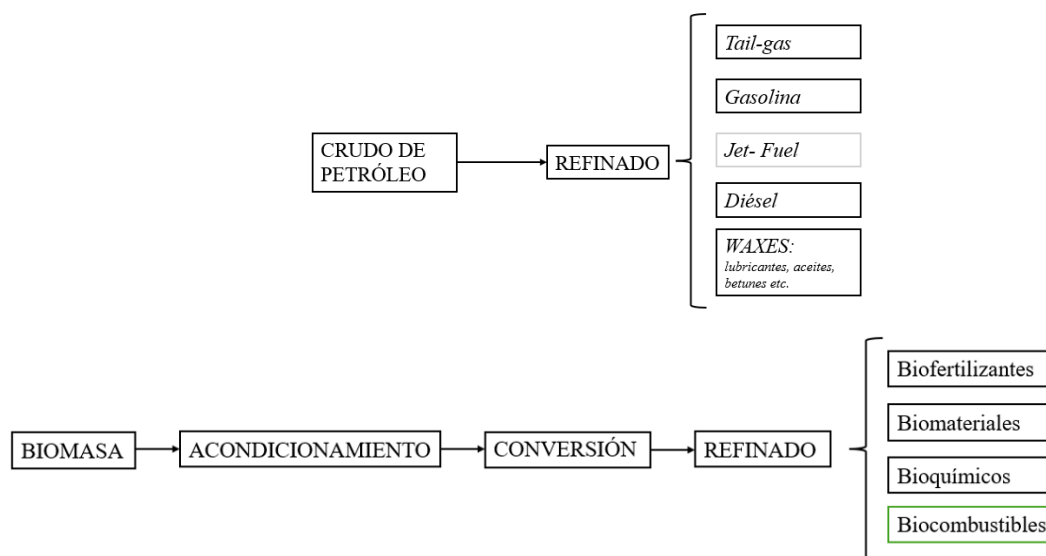


Figura 4. Comparación entre refinería convencional y biorrefinería. Elaboración propia a partir de (26)(27)(28)(29)

En el caso de combustible para aviación será necesaria una etapa final de *blending* en la que al combustible refinado se le añaden aditivos para mejorar su octanaje y al incluir el producto de biorrefinería también se ajusta la proporción de combustible convencional y SAF. (30)

En la etapa de conversión de biomasa en biorrefinería se incluyen diversos tipos de tratamientos bioquímicos, térmicos e incluso de combustión directa para la valorización hacia distintos productos. En la Figura 5 se recogen los tratamientos y productos principales, siendo la gasificación y la fermentación las operaciones principales para la obtención de biocombustibles.

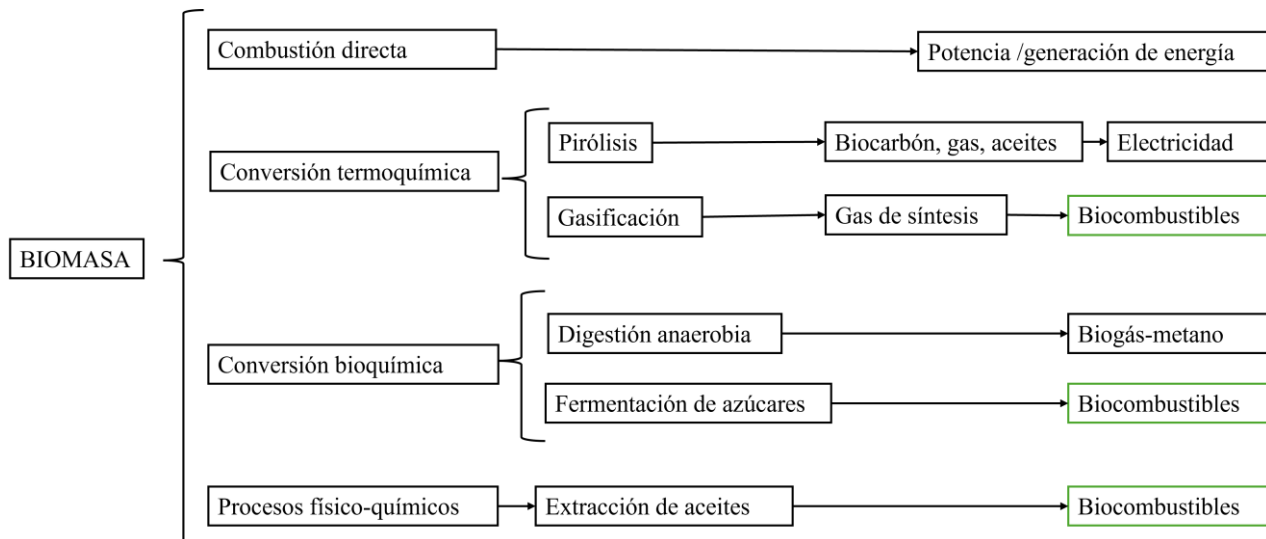


Figura 5. Ilustración de los distintos tipos de proceso de conversión de biomasa y sus productos. Elaboración propia a partir de (28,29)

Según el tipo de biomasa y su tratamiento, las biorrefinerías se clasifican en generaciones, ligadas al avance tecnológico.

- Biorrefinería de primera generación: tratamiento de biomasa alimentaria
- Biorrefinería de segunda generación: tratamiento de biomasa residual
- Biorrefinería de tercera generación: tratamiento de algas e hidrógeno
- Biorrefinería de cuarta generación: incluye técnicas de captura de carbono

A continuación, se describirán las principales tecnologías para la producción de SAF y se hará una clasificación en la generación de biorrefinería correspondiente.

6.3.2 Hidroprocesamiento de lípidos (HEFA) e hidrocarburos (HH o HC-HEFA)

Se produce queroseno parafínico sintético de ésteres y ácidos grasos hidro procesados (31) La materia prima principal es materia lipídica: grasas animales, derivados de aceites vegetales o aceite usado. En la Figura 6 se reflejan las etapas principales.

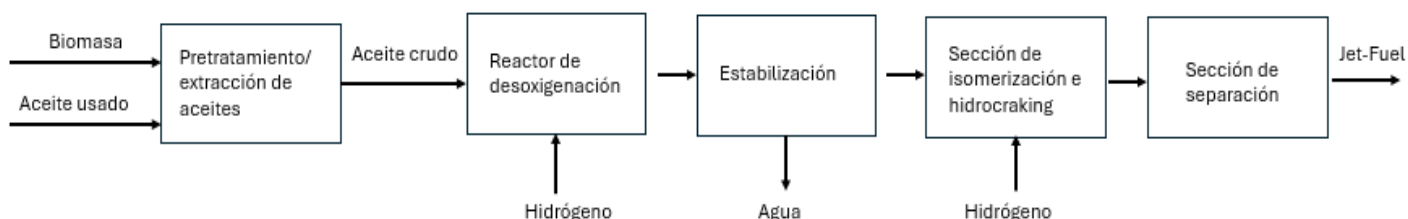


Figura 6. Diagrama de bloques de la alternativa HEFA. Elaboración propia a partir de (31)

La base del proceso es la desoxigenación de la materia prima mediante introducción de hidrógeno, hidro desoxigenación. La reacción tiene lugar a elevadas presiones y temperaturas y se obtienen alcanos lineales (32). A continuación, se estabiliza el producto, eliminando agua, para la fase de isomerización e hidrotratamiento. Una vez obtenida la cadena de hidrocarburos con la longitud deseada, se introduce en una operación de destilación para la separación en fracciones hasta el blending final hacia SAF. (33)

En 2020, se ha certificado el hidro procesamiento de aceites a partir en una especie de alga, *botryococcus braunilli*, (HH-SPK o HC-HEFA) de esta manera se obtiene un nuevo combustible bioderivado. (31) Sin embargo, se puede incluir solo un 10% en mezcla con combustible fósil para la comercialización. (32)

6.3.3 Procesamiento de alcoholes (ATJ)

La base del proceso es la bio fermentación de materias primas ricas en azúcares o almidón para la obtención de iso-butanol o etanol. A partir de estos compuestos, se inicia una secuencia en tres pasos, como se observa en la Figura 7 para la obtención del combustible líquido.

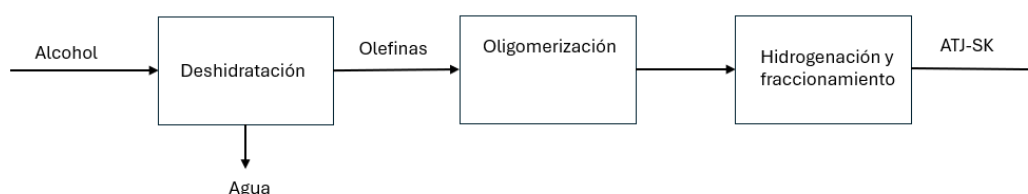


Figura 7. Diagrama de bloques de la alternativa ATJ. Elaboración propia a partir de (34)

En 2016 se certificó la deshidratación de iso-butanol hacia isobutileno. En la oligomerización, combinación de monómeros, se obtiene una mezcla de iso-olefinas y compuestos aromáticos. Estos compuestos poseen un único doble enlace que facilita su hidrogenación hacia la obtención de una cadena lineal de hidrocarburos. Esta se refina mediante destilación fraccionada hacia la obtención del combustible e isooctano que tras la etapa de purificación y blending está listo para comercializar. (34)(35)

En 2018, se ha certificado el uso de etanol como materia prima, lo que mejora el potencial de la tecnología al poder aprovechar también el bioetanol.

6.3.4 Síntesis de iso-parafinas sintéticas (SIP)

Esta alternativa, emplea un bioproceso de fermentación de una alimentación rica en azúcares y tras un tratamiento con hidrógeno se obtiene una cadena hidrocarbonada. La clave del proceso es la producción de isoparafinas sintéticas a partir de ésteres hidroprocesados y ácidos grasos. El producto solo contribuye en un 10% al combustible total suministrado a la aeronave.(36)(25)

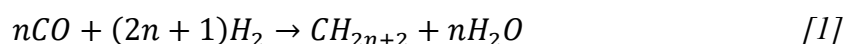
6.3.5 Hidrotermólisis catalítica (CHJ)

La materia prima es aceite usado que se combina con agua y se alimenta al reactor. El reactor de hidrotermólisis catalítica, CH, opera a elevadas temperaturas y presiones y forma una mezcla que se trata mediante la combinación de hidrotratamiento, hidrocrackeo, hidroisomerización y fraccionamiento hasta la obtención de parafinas, isoparafinas, cicloparafinas y compuestos aromáticos. (36)(25)

6.3.6 Síntesis Fischer-Tropsch (FT)

Consiste en la síntesis en un reactor catalítico de una mezcla gaseosa compuesta principalmente por CO y H₂, en adelante *syngas*.

La reacción principal que tiene lugar:



La síntesis Fischer-Tropsch, en adelante FT, es una técnica de polimerización (37) en la que se obtienen una distribución de productos desde metano hasta parafinas y olefinas de alto peso molecular. Para la producción de SAF se seleccionan las condiciones de operación que maximicen la producción de destilados medios. (38)

El potencial de la tecnología reside en la capacidad de sintetizar cualquier base carbonada hacia alcanos de cadena lineal lo que da lugar a una gran versatilidad de materias primas (32) Dependiendo de la materia prima cambia la tecnología de producción de gas de síntesis, pero la secuencia de procesamiento posterior es común y se recoge en la Figura 8.

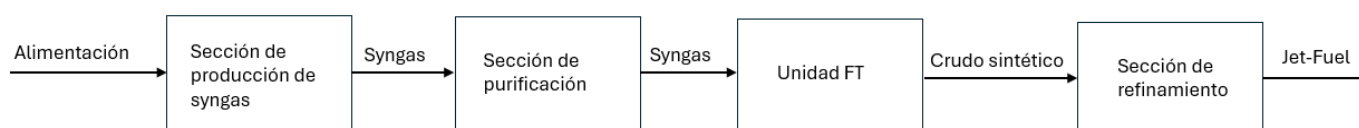


Figura 8. Diagrama de bloques para la Síntesis FT. Elaboración propia a partir de (38).

La gasificación es la operación para la conversión de la materia carbonada sólida en gas de síntesis. Es una operación termoquímica en la que la materia prima reacciona con un agente oxidante (aire, oxígeno o vapor de agua) y se descompone en CO y H₂ a temperaturas elevadas (800-1200°C). (39)

Dentro de las alternativas de materia prima, se identifican dos grupos: las renovables y las no renovables.

6.6.3.1 Carbón a líquido: carbon- to -liquid (CTL)

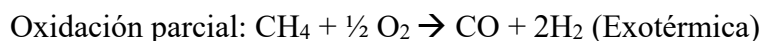
Es la tecnología pionera y se desarrolló en Alemania durante la segunda guerra mundial. Alemania contaba con altas reservas de carbón y configuró la tecnología FT para asegurar el abastecimiento de combustibles a través de la conversión de carbón en gas y

luego en líquido. Esta tecnología se descarta por no emplear materias primas renovables. (40)

6.6.3.2 Gas a líquido: gas-to-liquid (GTL)

La materia prima es el gas natural, se busca la transformación del metano contenido en un líquido combustible mediante la ruta del gas de síntesis. (16) (41)

Para la producción de gas de síntesis a partir de gas natural, tiene lugar una reacción de reformado con vapor, y/o una oxidación parcial, en la que el carbono y el hidrógeno se separan con aporte de oxígeno para obtener monóxido de carbono e hidrógeno.



Combinando ambas reacciones se obtiene un nuevo proceso de producción de gas de síntesis autotérmico (ATR).

6.6.3.3 Biomasa a líquido: biomass-to-liquid (BTL)

La base de esta alternativa es la producción de gas de síntesis a partir de la gasificación de biomasa. El tipo de biomasa es principalmente vegetal derivada de residuos forestales o agrícolas.

El biogás obtenido presenta un porcentaje de óxidos de azufre y óxidos de nitrógeno por lo que es indispensable incluir una sección de purificación previa a la unidad FT para evitar el envenenamiento del catalizador. (37)

6.6.3.4 Residuos a líquido: waste-to-liquid (WTL)

Se emplean residuos sólidos urbanos, RSU, como materia prima, evitando su envío a vertedero y se reaprovechando el contenido en carbono para la producción de gas de síntesis. (42)

En residuos sólidos urbanos, se incluyen residuos domésticos y comerciales tales como los residuos de alimentos o los escombros, dado su alto poder calorífico y contenido en carbono. Además, la disponibilidad es plena gracias al sistema de recolección existente. Sin embargo, la alternativa presenta desafíos debido a la naturaleza heterogénea de los residuos con diferentes tamaños y composición lo que requiere un pretratamiento para estandarizar el residuo y prepararlo para la gasificación que puede ser muy costosa. (39)

6.6.3.5 Energía a líquido: power-to-liquid (PTL)

Esta tecnología, denominada *power-to-liquid*, produce e-SAF, un combustible sintético derivado de energía. Consiste en el empleo de la energía generada a partir de fuentes renovables para descomponer el agua y extraer el hidrógeno mediante electrólisis. Paralelamente, se debe incorporar tecnología de captura de dióxido de carbono.

Se emplea el proceso de cambio inverso de gas de agua, RWGS, para transformar el dióxido de carbono en monóxido de carbono. Este se combina con más hidrógeno en la

síntesis FT para la obtención de hidrocarburos que se procesan hasta la obtención de queroseno parafínico sintético, como se observa en la Figura 9.

La reacción de RWGS: $\text{CO}_2 + \text{H}_2 \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$

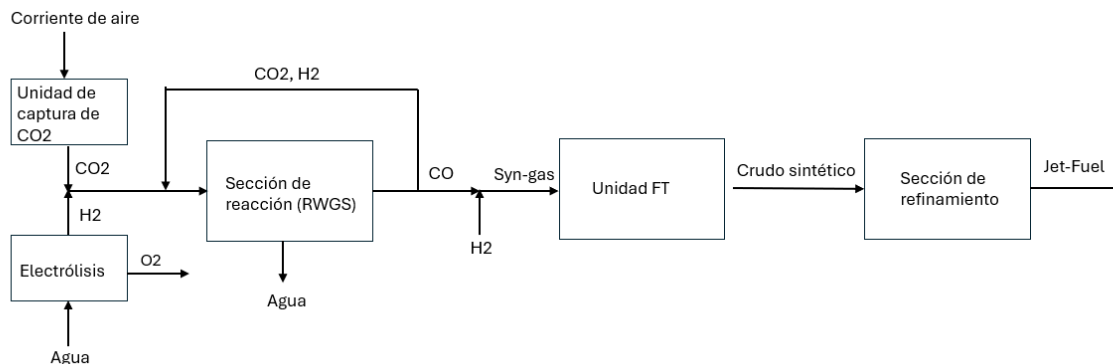
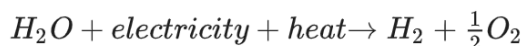


Figura 9. Diagrama de bloques simplificado de la alternativa e-Fuels. Elaboración propia a partir de (40)

Para la captura de dióxido de carbono existen diversas tecnologías, la más madura actualmente consiste en la captura del carbono mediante absorción con absorbente en base de aminas, que extrae el CO_2 presente en la corriente de aire del resto de los componentes. El CO_2 se absorbe selectivamente originando una disolución amina con alto contenido en CO_2 y se regenera el absorbente. (40)

El H_2 se obtiene mediante el proceso electroquímico de electrólisis del agua lo que permite la segmentación de las moléculas de agua en hidrógeno y oxígeno. La electrólisis tiene lugar en una celda electrolítica compuesta por un ánodo y un cátodo en los cuales sucede una reacción de oxidación y reducción respectivamente.



6.3.7 Clasificación de las alternativas en tipo de biorrefinería

En la Figura 10 se contextualizan las principales alternativas descritas en función de la materia prima, el tipo de tecnología de procesamiento intermedio y su clasificación en tipo de biorrefinería.

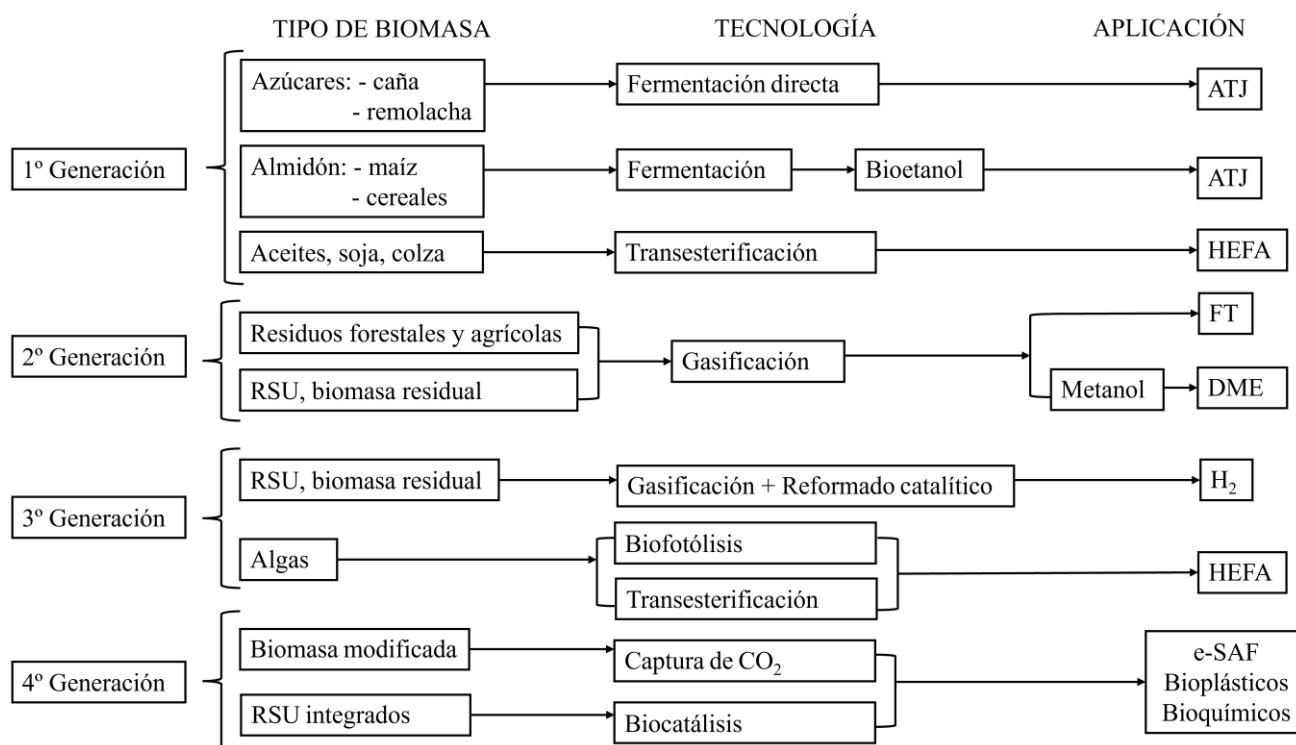


Figura 10. Clasificación de las principales alternativas analizadas en función de tipo de Biorrefinería. Elaboración propia.

Se debe tender hacia tecnologías que se acerquen lo máximo posible a biorrefinerías de última generación puesto que cierran totalmente el ciclo de carbono. Sin embargo, los costes de aplicación pueden llegar a ser inasumibles. Por otra parte, se debe tender hacia la reducción del uso de biomasa alimentaria por no ser sostenible ni ético.

6.4 Justificación de la alternativa seleccionada

Tras el análisis detallado de cada alternativa se selecciona la síntesis Fischer-Tropsch como la mejor para la producción de SAF. Además, se propondrán modificaciones a la alternativa convencional que permita integrar tecnología de segunda, tercera y cuarta generación. Para justificar la decisión, se ha hecho un resumen, recogido en la Tabla 4, por apartados, de las principales causas que apoyan la decisión.

Tabla 3. Resumen de las alternativas analizadas. Elaboración propia a partir de (20),(25),(24),(35),(43),(44),(45),(46),(47)

CRITERIOS	Convencional	HEFA	ATJ	Síntesis FT
MATERIAS PRIMAS				
Consumo de H ₂	MEDIO	ALTO	ALTO	ALTO
Disponibilidad	BAJA	MEDIA	MEDIA	ALTA
OPERABILIDAD				
TRL	TRL 9	TRL 8-9	TRL 6-7	TRL 6-7
Escalabilidad	TOTAL	ALTA	BAJA	BAJA
Sustancias inflamables	ALTO	MEDIO	MEDIO	ALTO
Procesamiento	BAJO	MEDIO	ALTO	MEDIO
Procesos bioquímicos	NO	NO	SI	NO
Eficiencia	ALTO	ALTO	MEDIA	MEDIA
Costes	0,75 \$/L	0,79 a 4,25 \$/L	1,38 a 4,6 \$/L	0,99 a 3,20 \$/L
IMPACTO AMBIENTAL				
Reducción de emisiones de GEI	0%	55-80%	60-75 %	86-104 %
PROSPERIDAD DE TECNOLOGÍA				
Cumplimiento de normativas	NULO	FAVORABLE	FAVORABLE	FAVORABLE
Prometedor a largo plazo	BAJO	MEDIO	MEDIO	ALTO
Adaptabilidad y versatilidad	NULA	BAJA	BAJA	ALTA
NORMATIVAS Y OTROS				
%combustible acreditado (ASTM)	100%	50%	50%	50%
Compatibilidad motores	TOTAL	ALTA	ALTA	ALTA
Años de acreditación de la TECH	Más de 20	Más de 10 (2011)	Menos de 10 (2016)	Más de 10 (2009)

6.4.1 Grado de avance de la tecnología, TRL

Uno de los criterios que se ha tenido en cuenta para el análisis de las alternativas es la escala de madurez tecnológica o TRL. Esta escala evalúa el estado de la tecnología por niveles, como se observa en Tabla 5. Una idea inicial o prototipo se situaría en un TRL nivel 1 y una tecnología comercializada en TRL nivel 9. Las tecnologías evaluadas se sitúan en un estado de realidad. Además, en el caso de la síntesis FT el estado tan bajo es por la dependencia de ciertas tecnologías para el tratamiento de materias primas renovables, pero la tecnología para la síntesis se comercializa por la empresa *Sasol Chemicals* desde 1950. (48)

Tabla 4. Niveles en la escala de madurez tecnológica. (49)

TRL 1		Principios básicos reportados
TRL 2	LABORATORIO	Formulación de la aplicación tecnológica
TRL 3		Fase analítica y experimental o pruebas de concepto características
TRL 4		Validación en entorno de laboratorio
TRL 5	SIMULACIÓN	Validación en entorno relevante
TRL 6		Modelo de sistema o demostración de prototipo en entorno relevante
TRL 7		Demostración de sistema o prototipo en entorno real
TRL 8	REALIDAD	Sistema completo y certificado a través de pruebas y demostraciones
TRL 9		Sistema probado con éxito en entorno real

6.4.2 Causas para la justificación de la alternativa

Para la producción actual de SAF, la tecnología comercializada es la ruta HEFA, empleando como materia prima aceite usado. Sin embargo, la limitación de materias primas es un aspecto crítico. El aceite de cocina usado se emplea para la producción de todo tipo de biocombustibles, siendo insuficiente para cubrir la demanda total del sector transporte. Como alternativas comerciales al proceso HEFA se presentan principalmente la síntesis FT mediante gasificación o hacia eSAF y la tecnología ATJ, aunque no serán totalmente viables hasta 2030.

Para paliar la limitación de materias primas se propone la síntesis FT. Como se ha descrito anteriormente, la misma unidad FT puede adaptarse a la alimentación de gas de síntesis a partir de diversas fuentes de carbono y según prevé *AirBP* es la vía que mayor abundancia y potencial de materias primas otorga a largo plazo. (43)

En cuanto a las emisiones de gases efecto invernadero (GEI), todas las alternativas, excepto la convencional, cumplen las condiciones en reducción de emisiones para la *Certificación CORSIA*. La mayor o menor reducción de emisiones depende directamente del tipo de materia prima, pero tomando valores medios para cada tecnología, el mayor porcentaje de reducción de emisiones se sitúa en la síntesis FT con un 86% frente a un 65% y 55% para ATJ y HEFA respectivamente.

En cuanto a costes, ninguna alternativa sostenible puede competir con el procesado a partir de petróleo. Reducir el impacto ambiental supone costes extras en desarrollo tecnológico, pero será necesario para cumplir con la Agenda 2030 y el Acuerdo de París. Entre las alternativas propuestas la que deriva en menos costes actualmente es la HEFA, y entre ATJ y FT los costos actuales son similares, aunque ligeramente inferiores para FT. Sin embargo, se espera que para 2050 los precios y el coste del SAF sean equivalentes al actual combustible convencional. Además, la alternativa e-SAF está incluida en los *Fit for 55* de la Unión Europea que impulsa a la industria a reducir costes y se espera su comercialización a partir de 2030. (21)

Todas las tecnologías han obtenido la Certificación ASTM, siendo la alternativa FT pionera al obtenerla en 2009. Se ha extendido su uso principalmente en África por la

compañía Sasol, a partir de gas natural, y la experiencia ha confirmado la viabilidad de incorporar una unidad FT para la producción de combustibles.

Tras el análisis de los principales factores, se ha seleccionado la síntesis FT con alimentación principal a partir de gasificación de biomasa, dado que el empleo de RSU es más perjudicial tras la combustión. Se ha descartado la tecnología e-SAF dadas las limitaciones tecnológicas que todavía existen.

6.5 Propuesta final de alternativa

Una vez seleccionada la síntesis FT a partir de gasificación de biomasa, cabe mencionar la existencia de dos tecnologías, véase Figura 11, identificadas como procesos a alta temperatura (HTFT) y a baja temperatura (LTFT). Ambas tecnologías producen combustibles sintéticos, pero la diferencia reside en la selectividad hacia el crecimiento de cadenas hidrocarbonadas de mayor tamaño. Para favorecer cadenas hidrocarbonadas de mayor longitud se enmarcará el proyecto en el proceso FT a baja temperatura con catalizador de cobalto, Co, y reactor tubular de lecho fijo. (50)

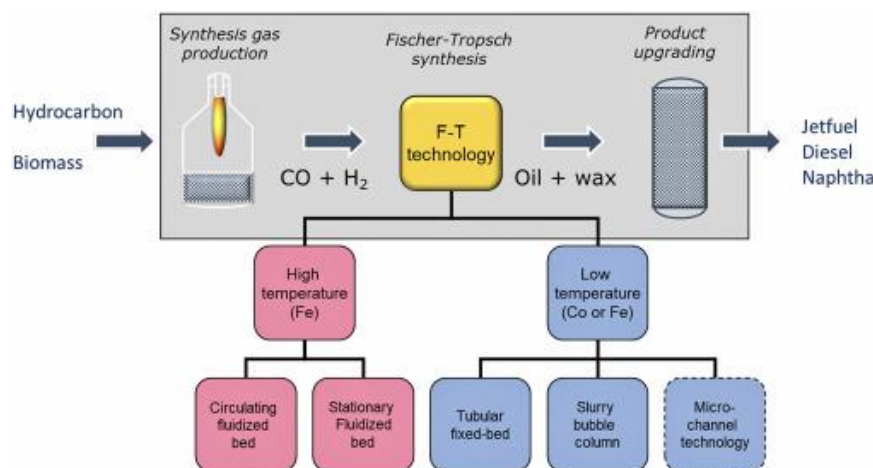


Figura 11. Alternativas para el reactor convencional de síntesis FT. (50)

Por otra parte, se ha decidido incluir modificaciones a la alternativa convencional que consisten en la inyección de una corriente de hidrógeno verde al proceso y la introducción de una recirculación externa en la que se incorporará un reactor de reformado autotérmico, ATR, que permite recuperar el metano producido e inyectar biometano para aumentar la producción de gas de síntesis.

La propuesta de la recirculación surge tras el planteamiento industrial en el proceso de síntesis FT a partir de gas natural desarrollado por la compañía Sasol y las múltiples alternativas de recirculación abierta o cerrada que ofrece el proceso (50₁, 50₂). En la Figura 12 se observa la configuración de la alternativa seleccionada.

Para el fraccionamiento y *blending* del producto final se enviará la corriente resultante a unidades de refinería de petróleo convencional.

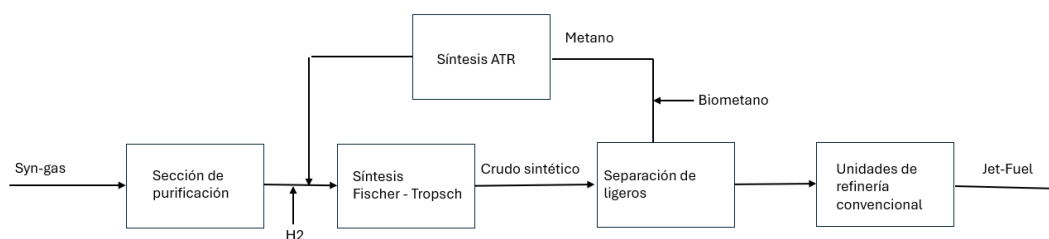


Figura 12. Diagrama de bloques de las modificaciones propuestas.

7. Estudio de alternativas operativas para equipos

Al igual que existen alternativas a la producción FT, también existen diferentes alternativas de los equipos que se quieren integrar en la planta, es decir, de la columna de absorción principal y del reactor de reformado autotérmico. En los siguientes apartados, se analizan las diferentes alternativas y se elige la óptima.

7.2 Selección alternativa de purificación

Aunque en la industria los procesos más desarrollados en cuanto a la eliminación de gases ácidos de corriente de gas de síntesis sean la absorción química o física, no son las únicas opciones que existen para la limpieza del gas. En este apartado, se procede a la explicación de las alternativas existentes, así como de la justificación de la selección de la absorción física en este caso.

7.2.1 Absorción química

La absorción química es un proceso por el cual un componente de una corriente gaseosa reacciona químicamente con el disolvente líquido utilizado, por lo que se elimina de la corriente de gas. Para este proceso, se pueden usar como disolvente aminas, tanto primarias como secundarias y terciarias. Dentro de la absorción química existen dos posibilidades: (51)

1. Absorción química reversible: un compuesto gaseoso reacciona con el disolvente produciendo un compuesto nuevo que ejerce una presión de vapor en el soluto.
2. Absorción química irreversible: en este caso, la presión de vapor que ejerce el nuevo compuesto sobre el soluto es despreciable haciendo más sencillos este tipo de sistemas al no tenerla en cuenta.

La absorción toma lugar a unas condiciones de temperatura baja y presión moderada (29°C y 29 atm, aproximadamente). (52)

Es importante tener en cuenta que la reacción que ocurre en este absorbedor es una reacción exotérmica, por lo que la temperatura del sistema se incrementa con el

tiempo. Es por eso por lo que nace la necesidad de refrigerar la columna de absorción y asegurar que la temperatura se mantiene constante durante todo el proceso. (53)

7.2.2 Absorción física

La base de la absorción física es la solubilidad. En este proceso físico lo que ocurre es que hay un componente de la corriente gaseosa que es más soluble en el disolvente líquido utilizado que cualquier otro componente de la corriente. Procesos como el Selexol, el Rectisol o el Purisol son algunos ejemplos de absorciones físicas llevadas a cabo en la industria para la eliminación de gases ácidos en corrientes gaseosas.

El proceso Selexol emplea como disolvente el DEPG (dimetil éter de polietilenglicol), que opera a presiones de entre 20 y 140 atmósferas y a temperaturas bajas. (52)

El proceso Rectisol emplea como disolvente el metanol, operando en unas condiciones de entre 27,6 y 68,9 atm de presión y a temperaturas criogénicas de -40°C . (52)

Por último, el proceso Purisol emplea el disolvente N-metil-2pirrolidona (NMP), y, en comparación con Selexol y Rectisol, este disolvente presenta una mayor solubilidad para los gases ácidos H_2S y CO_2 . Este equipo puede operar a temperatura ambiente o con una ligera refrigeración que baja la temperatura hasta -15°C .

*La diferencia principal entre la absorción física y la química, aunque las dos son aplicables para la eliminación de H_2S y CO_2 es la presión parcial del gas. La absorción física se ve favorecida a presiones parciales superiores a 60 psia. (54)

7.2.3 Absorción mixta

Es un tipo de absorción que usa una mezcla de disolventes químicos, como las aminas, y disolventes físicos, lo que permite una serie de ventajas a nivel operacional. El uso de esta mezcla de disolvente permite obtener un gas de alta pureza al mismo tiempo que permite rebajar las necesidades energéticas del proceso. (55)

Estos disolventes son efectivos en un gran rango de presiones parciales a temperaturas ambientales. (55)

7.2.4 Pressure Swing Adsorption (PSA)

Este proceso consiste en la adsorción en un adsorbente sólido de los componentes de un gas, de forma que, a mayor presión de operación, mayor será la adsorción del gas. Se realiza mediante cambios periódicos de presión. Para garantizar el rendimiento de este proceso puede ser necesario contar con varios pasos o columnas. (56)

Se basa en diferencias en las fuerzas vinculantes (diferencia en la afinidad molecular) con el adsorbente, que puede ser zeolita, carbón activo o un tamiz molecular. (52)

Opera a bajas temperaturas, sobre 25°C , y a presiones moderadas, entre 4 y 6 atmósferas. (52)(53)

Es un proceso que tiene una serie de ventajas como la alta eficiencia, la rápida operación y la compactación del equipo, pero es caro en cuanto a operación y mantenimiento del equipo. (52)

Es importante también tomar en consideración que se necesitaría un equipo de adsorción de las mismas características en paralelo, ya que hay que regenerar el adsorbente una vez se satura. (52)

7.2.5 Separación por membrana

La separación por membrana es un proceso que se basa en la diferencia existente de difusión por una membrana de los distintos componentes de un gas. No es necesaria la presión hidrostática para llevar a cabo la operación.(52)

Esta separación se puede llevar a cabo mediante membranas poliméricas, con alto rendimiento. (57)

Una de las ventajas que presenta frente a otros métodos es la sencillez de la operación, que, a diferencia de la absorción con aminas, por ejemplo, uno de los métodos comerciales más usado, la separación por membranas no requiere el cambio de fase de los componentes gaseosos. (58)

La principal desventaja de este método es la regeneración de la membrana(52). Además, es una alternativa muy poco madurada tecnológicamente.

7.2.6 Separación criogénica

Esta separación se lleva a cabo mediante la licuefacción y condensación del componente gaseoso que se quiere eliminar.(54)(53) La licuefacción de los componentes ocurre a diferentes condiciones de temperatura y presión. (53)

La temperatura de ebullición de los gases H_2S y CO_2 es $-60^{\circ}C$ y $-78,42^{\circ}C$, una diferencia muy grande comparado con el siguiente componente que tiene la temperatura de ebullición más alta, el CH_4 con una temperatura de $-161,5^{\circ}C$. Dependiendo de los gases que se quieran separar y de las distintas temperaturas de ebullición, las condiciones de temperatura cambian.

Sin embargo, debido al gran consumo de energía derivado de la necesidad de mantener la columna de separación a temperaturas criogénicas, este tipo de separación solo se recomienda para corrientes gaseosas que tengan una composición del componente mayor al 60%. (54)

7.2.7 Justificación de la alternativa escogida

La separación criogénica se desestimó como una opción viable debido a los altos requerimientos energéticos que supondría mantener la temperatura de operación tan baja.

Por otro lado, la separación por membrana es prometedora, pero le falta madurez tecnológica al proceso para poder considerarlo como una opción viable.

La PSA es una opción viable y parecida a la absorción a través de un disolvente líquido, pero para asegurar el rendimiento del proceso serían necesarios varios pasos o columnas, además de que sería necesario tener un equipo en paralelo para asegurar que el proceso es continuo, aunque el adsorbente se esté regenerando.

Eso deja como opciones las diferentes formas de absorción, o química o física. Debido a la sencillez del diseño y de operación al no tener reacción química entre el disolvente y los componentes gaseoso, se decidió que la opción más viable en este caso sería la absorción física. Además, como se puede observar en la Tabla 6, las aminas presentan más riesgos ambientales, operacionales y personales que los disolventes usados comercialmente en las absorciones físicas.

Dentro de la absorción física, había diferentes procesos patentados con diferentes absorbentes. Debido al poco uso comercial comparado con los otros procesos, se descartó el uso del NMP como disolvente.

Entre el proceso Selexol y el proceso Rectisol, el elegido fue el Selexol, debido a que el Rectisol opera a temperatura bajo cero, además de que usa metanol como disolvente, un compuesto que es más inflamable y tóxico, para el medio ambiente y para las personas, que el DEPG.

En la siguiente tabla, basada en las fichas de seguridad de cada disolvente, se puede ver una comparativa de peligrosidad ambiental, operacional y personal que ofrecen los distintos disolventes usados en la absorción (MEA, DEPG y metanol).

8.1.8 Comparación de disolventes

Existen distintas opciones para llevar a cabo la limpieza del gas de síntesis procedente de la gasificación de la biomasa. Las dos principales son la absorción química y la absorción física.

La absorción química se basa en la reacción de un disolvente con el componente del gas que se desea eliminar de la corriente. En este caso, el disolvente más utilizado son las aminas, ya sean primarias, secundarias o terciarias, por lo que reaccionarían con el H₂S y el CO₂, los compuestos que se quieren eliminar.

Por otro lado, la absorción física se basa en la similar solubilidad entre el componente gaseoso que se desea eliminar y el disolvente líquido. Por tanto, en este tipo de absorción no ocurre ningún cambio químico en la molécula. Como referencia para la absorción física existen dos procesos principales que se llevan a cabo en la industria, el proceso Selexol, que utiliza dimetil éter de polietilenglicol (DEPG) como disolvente, y el proceso Rectisol, que utiliza metanol como disolvente.

Uno de los criterios de selección de un método u otro es la peligrosidad, tanto peligrosidad para los trabajadores debido a los riesgos de salud que presentes las sustancias, como la peligrosidad para el medio ambiente o la peligrosidad para el proceso. En la siguiente tabla se puede ver una comparación de diferentes parámetros para las diferentes posibilidades de disolvente a elegir.

Tabla 5. Comparación entre diferentes disolventes posibles

Parámetro/Disolvente	Metanol(59)	DEPG	Monoetanolamina(60)
Nº CAS	67-56-1	24991-55-7	141-43-5
Fórmula molecular	CH ₄ O	C ₂ H ₆ O(C ₂ H ₄ O) _n	C ₂ H ₇ NO
Peso molecular (g/mol)	32,04	530,65	61, 08
Estado físico	Líquido	Líquido	Líquido
Color y olor	Sin color y olor a alcohol	incolore	Sin color y olor desagradable
Tº ebullición	65°C a 1.013 hPa	>250°C	167°C a 1.013 hPa
Presión de vapor	128 hPa a 20°C	Sin datos disponibles	0.5 hPa (20°C)
Punto flash	9.7°C a 1.013 hPa		91 °C a 1.013 hPa
Límites explosividad	5.5% vol (LEL)- 44% vol (UEL)	Límites inferior de explosividad: 0,5 %(v)	BUSCAR
T autoignición	455°C a 1.013 hPa	Sin datos disponibles	424 °C
Inflamabilidad	Altamente inflamable	Sin datos disponibles	No inflamable
Peligros	H301, H311, H331, H370	No es una mezcla peligrosa de acuerdo con el Reglamento 1272/2008	H302, H312, H332, H314, H318, H335, H412
Solubilidad en agua	Miscible en cualquier proporción	Sin datos disponibles	100 g/100ml (20°C)
Estabilidad química	Estable a condiciones ambientes	Estable bajo condiciones normales, contiene estabilizadores (butilhidroxitolueno). Posibles reacciones violentas con oxidantes fuertes	Inestable al aire, hidrocópico
Reactividad	Sustancia reactiva con riesgo de ignición y formación de vapores	En caso de fuerte calentamiento pueden producirse mezclas explosivas con el aire.	No reactivo bajo condiciones normales de uso, almacenamiento y transporte
Toxicidad	Oral, inhalación y dérmica	DL50 Oral - Rata - > 2.000 mg/kg (Directrices de ensayo 401 del OECD) CL50 Inhalación - Rata - 4 h	Toxicidad agua oral, por inhalación y dérmica

		- > 5,7 mg/l - polvo/niebla	
Carcinogenicidad	No	Sin datos disponibles	No
Volatilidad	volátil	-	-
Efecto medioambiental	Biodegradable, no tóxico para el ambiente acuático, no bioacumulativo	Toxicidad para los peces y bacterias. No es fácilmente biodegradable. Contaminante marino	Evitar liberación al medio ambiente y prevenir la entrada del producto a aguas públicas. Dañino para la vida acuática con efectos de larga duración. Rápidamente biodegradable.
Almacenamiento y manipulación	Buena ventilación, contenedor cerrado, proteger de la luz solar, entre 15-25°C	Almacenamiento bien cerrado y lugar seco. Clase de almacenamiento (TRGS 510): 11, sólidos combustibles	Mantener en sitio frío, bien ventilado, y lejos del calor, con un contenedor cerrado. Almacenar a 20°C
Transporte	Clase 3 por líquido inflamable con punto flash inferior a 60°C, categoría 2 de transporte	Mercancía no peligrosa para transporte	No peligroso para el medio ambiente conforme al reglamento para el transporte de mercancías peligrosas
Resultados PBT	No PBT	No PBT	No PBT
Resultados vPvB	No vPvB	No vPvB a niveles del 0.1% o superiores	No vPvB
Disruptor endocrino	A concentraciones \geq 0,1%, no contiene ED	A concentraciones \geq 0,1%, no contiene ED	No

*PBT: criterio de identificación de sustancias persistentes, bioacumulables y tóxicas.

*vPvB: criterio de identificación de sustancias muy persistentes y bioacumulables.

*disruptor endocrino: sustancias que alteran el sistema endocrino, capaces de imitar la acción de hormonas naturales.

7.3 Selección de alternativa para el reactor de recirculación

El objetivo de la recirculación es el aprovechamiento del metano producido en el proceso FT y de la incorporación de biometano como materia prima.

La conversión de hidrocarburos para la producción de hidrógeno o, en este caso, gas de síntesis es una técnica extendida en la industria y a continuación se describen las principales alternativas disponibles. (43, 44, 61, 62)

- Reformado de metano (SMR)
- Oxidación parcial de metano (POX)

La relación entre las alternativas es el aprovechamiento de metano para la producción de gas de síntesis a partir de la combinación de 3 elementos: vapor de agua, agente oxidante o calor. Como se observa en la Figura 11 la combinación de SMR con POX da lugar a ATR sin la necesidad de aportar calor.

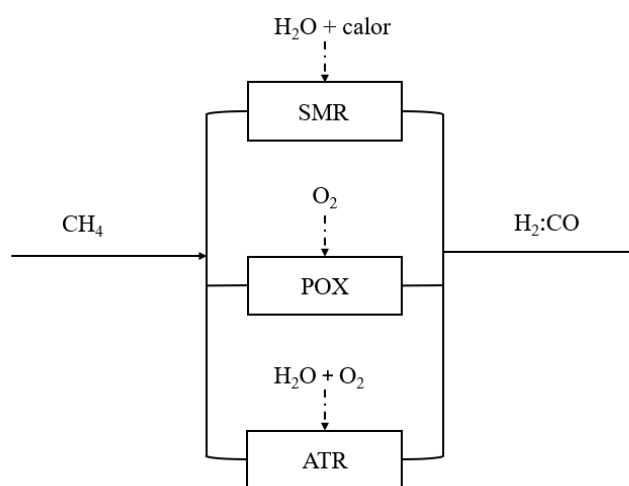


Figura 13. Esquema de las principales técnicas para la obtención de gas de síntesis. (Elaboración propia, a partir de (62)).

En la Tabla 7 se presenta un resumen de las principales ventajas y desventajas de cada alternativa.

Tabla 6. Resumen de ventajas y desventajas de las diferentes alternativas

TECNOLOGÍA	TRL	H ₂ /CO	Eficiencia	Ventajas	Desventajas	Aplicaciones
SMR	9	3:1	Alta	- Altamente desarrollada	- Alta T y P - Necesario horno - Producción de CO ₂	Hidrógeno, metanol
ATR	9	(3-2):1	Alta	- Aprovechamiento energético: sin fuente de energía externa	- Necesaria cámara de combustión. - Alta T y P - Producción de CO ₂	Fischer-Tropsch(GTL)
POX	9	2:1	Media/alta	- Producción rápida de gas de síntesis	- Alta T y P	Fischer-Tropsch(GTL)

7.3.1 Reformado convencional de metano con vapor de agua (STM: *Steam Methane Reforming*)

El metano, se calienta con vapor de agua en presencia de un catalizador, (63), para producir monóxido de carbono e hidrógeno. La reacción principal es endotérmica y requiere temperatura y presión elevadas.



Esta tecnología es responsable del 95% de la producción de hidrógeno para EEUU y del 78% de la producción mundial dada su elevada selectividad hacia él puesto que se obtiene una relación H₂/CO estequiométrica de 3 en la reacción principal, que se maximiza en las etapas posteriores. (61)

Etapas del reformado convencional. ([Reformado de metano con vapor](#))

Tras la reacción principal, se lleva a cabo la fase de **reacción de cambio agua-gas, RWGS**, en dos unidades en la que el monóxido de carbono y el vapor de agua producen hidrógeno adicional.



Se emplean dos unidades sucesivas, la primera a elevada temperatura y la segunda a baja temperatura en las que se reduce la proporción de CO en la corriente de gas.

Finalmente, se incorpora una unidad de absorción por oscilación de presión (PSA) para la obtención de una pureza final del hidrógeno del 99,99%.

A nivel industrial, las configuraciones de reformado son variadas. Se pronostica que se han instalado más de 1000 reactores industriales de este tipo, por lo que es una tecnología muy madura. (64)

7.3.2 Oxidación parcial de metano (POX: partial oxidation)

Se alimenta oxígeno en cantidad subestequiométrica y metano para la producción de gas de síntesis. La relación molar H_2/CO obtenida es de 2, favorable para la síntesis *Fischer-Tropsch* y menos selectiva hacia la producción de hidrógeno.



Tomando como base la reacción, las tecnologías disponibles se diferencian por el uso o no de catalizador.

7.3.3 Oxidación parcial no catalítica (POX térmica)

Se basa en la combustión incompleta de metano para la obtención de gas de síntesis. Es un proceso endotérmico para el que se requieren elevadas temperaturas (1200-1500 °C) por lo que se ahorra el coste de catalizador, pero aumenta el consumo energético. La eficiencia se reduce al tratarse de una combustión con pérdida de calor. Sin embargo, es una buena opción para el tratamiento de corrientes con impurezas, puesto que combustionan y no es necesaria una limpieza previa. (65)

7.3.4 Oxidación parcial no catalítica (CPOX)

Al emplear catalizador, se reducen las necesidades energéticas lo que maximiza la conversión del reactivo y acelera los tiempos de reacción. Es una tecnología compacta y empleada en celdas de combustible para la producción de hidrógeno principalmente.

Se presenta como una alternativa para el reformado convencional de metano, en la que el consumo de energía es menor. La reacción se ve favorecida a temperaturas entre 600 y 700 °C y se consigue un ahorro de requerimientos energéticos del 15%. (66)

Todas las rutas catalíticas estudiadas se basan en catalizadores metálicos (Ni, Ru, Rh, Pd, Ir o Pt) soportados en alúmina y el rendimiento de la reacción aumenta al aumentar la temperatura de operación. (67)

7.3.5 Reformado autotérmico de metano (ATR)

Existen dos configuraciones comercializadas, una en la que se observan dos secciones bien diferenciadas y otra en la que ocurren ambas reacciones en lecho catalítico con mezcla de catalizadores. Esta última se emplea para la producción de hidrógeno en pilas de combustible. Sin embargo, para la producción de gas de síntesis a escala industrial se emplea la configuración en dos secciones.

Esta tecnología fue desarrollada en 1950 por Haldor Topsoe para la producción de gas de síntesis en plantas de metanol y amoníaco. (68)

Se presenta como una combinación de dos tecnologías descritas anteriormente: el reformado de metano y la oxidación parcial. La energía generada en la oxidación parcial de una parte de la alimentación, exotérmica, se emplea para alimentar energéticamente a la reacción endotérmica en lecho catalítico de reformado de vapor. Así, se obtiene proceso auto calentado y autosostenido, sin necesidad de aporte de calentamiento externo, lo que aumenta la eficiencia (69) Además, la operación autotérmica reduce notablemente las emisiones de carbono en comparación al reformado convencional. (70)

La corriente gaseosa rica en metano se alimenta al reactor y se mezcla con oxígeno en el quemador. Las zonas en el reactor están bien diferenciadas: una zona de combustión en la parte superior y un lecho fijo catalítico en la parte inferior como se recoge en la Figura 14. En la combustión se combina un quemador y una zona cónica en la que se produce recirculación y mezcla de los gases combustionados. Los gases calientes continúan reaccionando y pasan al lecho catalítico aportando calor. El reactor autotérmico se caracteriza por aportar una ratio H_2/CO baja, entre 2 y 3. (64)

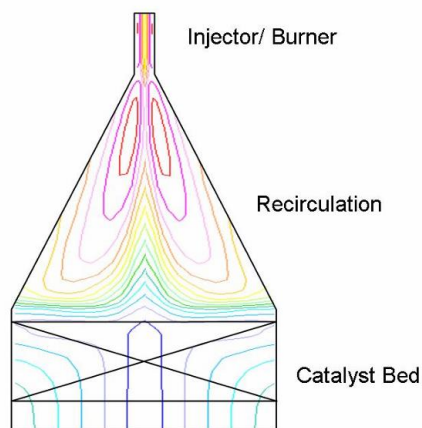


Figura 14. Diferenciación de las zonas de un reactor autotérmico

La comercialización industrial del ATR es reciente con la aparición de la tecnología SYNCOR™ de TOPSOE: *la mejor tecnología de su clase* (71). El desarrollo no ha sido sencillo puesto que intervienen múltiples variables y se ha requerido tecnología de fluidos computacional avanzada para simular el comportamiento y poder escalarlo.

El principal reto de la tecnología era la formación de coque en la cámara de combustión. Esta variable se mitigaba con la adicción de vapor en exceso, pero el coste era elevado. La formación de coque se produce a más de 1000°C y en la cámara de combustión se alcanzan picos de hasta 1400°C (64). TOPSOE ha solucionado el problema con el desarrollo del quemador SynCOR™ CTS™ (72) que aporta llama corta y centralizada, alta eficiencia en la mezcla de reactivos elimina la formación de coque y permite operar el reactor a relaciones de alimentación vapor/carbono de 0,6.

7.3.6 Justificación de la tecnología seleccionada

Se descarta el reformado convencional de metano por ser una tecnología encaminada mayoritariamente hacia la producción de hidrógeno, en la que el contenido de monóxido de carbono se diluye. Esto no conviene para el proceso *Fischer-Tropsch* porque se requiere una relación cercana a dos para obtener la distribución de hidrocarburos deseada, alimentar el reactor con una relación de 3 produciría principalmente metano y perjudicaría el rendimiento. Para alimentar la corriente al reactor sería necesario eliminar parte del hidrógeno producido lo que complicaría la operación e incrementaría costes. Por otra parte, las tecnologías de oxidación parcial cumplen la relación H_2/CO requerida, pero el rendimiento es bajo

Por eso, la combinación de ambas en el proceso de reformado autotérmico daría una relación H_2/CO entre dos y tres. Por otra parte, presenta ventajas energéticas importantes que se listan a continuación.

1. Se minimizan costes operativos al no requerir alimentación energética externa.
2. Se reducen las pérdidas en la transferencia de calor puesto que se hace a través del fluido producto de combustión.

Combinando todo esto, el ATR de metano se considera la tecnología más importante, económica y completa para la producción de gas de síntesis a partir de combustibles de hidrocarburos, especialmente metano.(73). El diseño de la unidad y la tecnología seleccionada se incluyen en el *ANEXO II Parte B*

8. Emplazamiento y ubicación

Se propone la inclusión de la línea de recirculación y la línea de tratamiento de la materia prima en una planta de Fischer-Tropsch ya instalada, como, por ejemplo, el proyecto de biocombustibles avanzados propuesto por la empresa Repsol, con el objetivo final de las emisiones netas 0 para el año 2050, de acuerdo con todas las ‘nuevas’ regulaciones, como la ReFuel Aviation, de la que se habló anteriormente. (74)

En este contexto, y tomando como referencia esa planta de biocombustibles, se propone un emplazamiento situado en el complejo industrial de Valle de Escombreras, con referencia catastral 2010101XG8621S0001YE (75). A continuación, se procede a la explicación de las diferentes razones que hacen válida esa parcela para la implementación.



Figura 15. Ubicación del Valle de Escombreras

La parcela seleccionada no se usará en su totalidad, si no en alrededor del 50%, aprovechando, además, la antigua instalación de un matadero.

8.2 Descripción del complejo industrial

Este polígono está situado en la parte sur de la comunidad de Murcia, situada en España. Es uno de los principales complejos industriales del sureste español, y está situado, específicamente, entre las diputaciones de Alumbres y Santa Lucía y con comunicación directa con el mar a través de la Dársena de Escombreras.

Empezó su actividad industrial en el año 1947, con una planta petroquímica que acabó perteneciendo a Repsol (antiguamente llamada REPESA) (76). Sufre constantes ampliaciones, siendo la más reciente la ampliación del año 2014 debida a la planta de lubricantes de Ilboc.



Figura 16. Planta petroquímica REPESA

Cuenta con una superficie total de 2.779,91 hectáreas y está estratégicamente ubicado cerca del puerto, para las comunicaciones marítimas, a la vez que está conectado a través de gasoductos y oleoductos con el resto de España. (77)

El polígono está delimitado y dividido en 8 sectores, lo que facilita la planificación de aspectos como el control medioambiental y la seguridad, a la vez que sirve de guía para el desplazamiento dentro del complejo. (77)

Por otro lado, existe una planta de ciclo combinado que se encuentra próxima a la planta de SAF en la que se podría estudiar la posibilidad de revalorización de la corriente de purga, aunque actualmente sea de gas natural.

8.3 Accesos disponibles

Al tratarse de un polígono industrial, como ya se ha mencionado, cuenta con buenas comunicaciones, tanto por mar, como por carretera, tren y avión. A continuación, se enumeran los accesos disponibles:

8.5.1 Terrestres

La Dársena de Escombreras, al lado del polígono, está directamente comunicada con la Carretera Nacional N453, comunicando la Dársena con la autovía de Murcia.

Por otro lado, también se puede acceder al polígono desde la ciudad de Murcia, a través de la autovía N301. También, se puede acceder a desde Alicante a través de la autovía N332. (77)

8.5.2 Marítimos

El polígono está bien comunicado por mar, ya que cuenta con accesos directos desde la Dársena de Escombreras y desde el Puerto de Cartagena. (77)

8.5.3 Ferroviarios

En cuanto a la comunicación por tren, el polígono cuenta con una vía directa de mercancías que parte de la línea Murcia-Cartagena, pasa por la localidad de Alumbres (localidad colindante) y tiene acceso directo hasta la Terminal de mercancías, empresa que ofrece servicios portuarios y logísticos con destino u origen en el puerto de Cartagena. (77)

8.5.4 Aéreos

Este polígono está conectado a diferentes distancias con dos aeropuertos, el de San Javier y el de Alicante. El de San Javier está a 33,7 km por la AP 7 y el aeropuerto de Alicante está a 118,6 km por la A7. (77)

Estos accesos directos hacen que el complejo sea muy adecuado para la instalación de planta químicas y complejos industriales que dependen mucho de la importación de materias primas, o que vendan los productos internacionalmente, por ejemplo.

También, teniendo en cuenta que la planta produce un crudo sintético que se refina para conseguir combustible de aviación sintético, la proximidad de estos aeropuertos resulta muy favorecedora para la venta del producto principal.

8.6 Climatología

La climatología de la zona es muy importante, porque de unas buenas condiciones depende la resistividad y elección de los materiales de construcción de los equipos de proceso. Por ejemplo, no se puede elegir un material que presente una débil resistencia al pandeo en una zona con un viento muy fuerte.

A continuación, se analizarán las diferentes variables climatológicas relevantes a tratar.

8.7.1 Temperaturas

El complejo se caracteriza por estar dentro de un régimen térmico amortiguado, debido a su proximidad al mar, lo que regula las temperaturas y le proporciona una media de alrededor de 17°C en el conjunto anual total, teniendo en cuenta los meses de verano e invierno, y una media de 10°C solo teniendo en cuenta los meses más invernales. A

continuación, se presenta una tabla que recoge la media de las temperaturas de los años 1994 hasta 2003 de la zona de Cartagena. (78)

Año/mes	ENE.	FEB.	MAR.	ABR.	MAY.	JUN.	JUL..	AGO.	SEP.	OCT.	NOV.	DIC.	AÑO
1994	12.2	13.7	15.2	16.7	20.2	23.4	27.7	27.7	23.3	21.0	18.0	14.6	19.5
1995	13.2	14.8	15.2	16.7	20.6	23.2	26.7	27.3	23.3	21.8	18.9	16.2	19.8
1996	15.3	13.7	15.2	17.6	20.0	24.2	26.0	26.7	23.2	19.8	17.2	14.8	19.5
1997	13.8	14.5	15.1.	17.6	20.8	24.0	25.2	26.7	25.4	22.8	18.1	14.8	19.9
1988	14.0	14.0	15.6	17.9	19.9	24.2	27.0	27.6	25.6	20.0	16.9	12.9	19.6
1999	13.2	13.4	15.9	18.2	21.2	24.2	27.2	27.6	24.8	21.2	15.1	13.2	19.6
2000	11.0	14.6	15.0	17.0	21.0	---	26.2	---	---	20.4	15.9	14.4	---
2001	14.2	13.8	17.6	17.8	20.4	25.2	26.1	26.9	24.2	21.6	14.8	11.6	19.5
2002	12.2	13.7	15.9	16.8	19.8	24.4	27.0	27.6	24.2	20.8	17.2	15.6	19.6
2003	13.4	13.0	16.0	17.2	22.2	26.0	28.6	28.6	24.8	20.6	16.4	14.0	20.1
MEDIA	13.2	13.9	15.7	17.4	20.6	24.3	26.8	27.4	24.3	21.0	16.8	14.2	19.7

Figura 17. Media de temperaturas de Cartagena

Al igual que toda la localidad de Cartagena, el complejo cuenta con una climatología definida como subtropical mediterránea árida o subárida.

8.7.2 Precipitaciones

Por otro lado, teniendo en cuenta las precipitaciones, el Calle se encuentra dentro de la región conocida como Iberia Seca. Que se defina como uno de los tramos costeros de mayor longitud en todo e mediterráneo implica que es una de las zonas más secas. Por lo tanto, las precipitaciones pluviales raramente superan los 300 mm anuales, siendo, como ya se ha mencionado, una de las zonas más secas del país. (78)

Las medias anuales de la zona de Cartagena oscilan entre los 217 mm y os 234 mm.

8.7.3 Sismos

La zona de Cartagena se halla en un área tectónicamente activa. La línea sísmica tectónica más notable de la zona es la falla Cerro Roldán, ubicada al oeste de Cartagena.

Las normas sismo-resistentes vigentes asignan a Cartagena un coeficiente de peligrosidad sísmica básica ab/G de 0.05, por lo que, según no es necesaria la aplicación de la Norma en el ámbito de actuación.

Ese parámetro sirva para la cuantificación del nivel de peligrosidad sísmica de una ubicación determinada. Representa la aceleración máxima horizontal esperada en un lugar, normalizada respecto a la gravedad terrestre.

8.7.4 Vientos

Para el análisis de viento, se toma como referencia una ubicación alta, como el faro de la Marina, situado a 219 metros de altura, situado en el borde occidental del puerto de Catillo de Galeras.

El viento más frecuente es de componente suroeste (78), denominado ‘Lebeche’, con una contribución de 39,7% anual. Es cálido y seco, ya que existe la posibilidad de que el viento proceda del Sahara, llevando muchas partículas sólidas en suspensión y que sopla preferentemente en los meses de primavera y verano.

8.8 Recursos y servicios

En todas las plantas químicas e industriales es muy importante el acceso a las materias primas necesarias para el proceso de síntesis, así como los servicios, como los eléctricos o el servicio de agua disponible. A continuación, se analizarán los recursos disponibles por la selección de este emplazamiento.

8.9.1 Disponibilidad de materias primas

Aunque la zona del polígono de Cartagena no tenga instalada una planta de gasificación de biomasa, tal y como requiere este proyecto, es innegable la disponibilidad de biomasa, como, por ejemplo, residuos agrícolas y forestales, que hacen crecer la posibilidad de la instalación de una planta de gasificación de biomasa acorde con este proyecto.

Por otro lado, la planta de gasificación de biomasa más próxima al complejo de Escombreras es la planta de gasificación de Jaén, llamada Bioliza, que usa un tipo de gasificadora tipo *downdraft* y tiene una capacidad térmica de alrededor de 15-20 MWt. (79)



Figura 18. Planta de gasificación disponibles en España

Por lo tanto, se hace viable la importación de la materia prima de esa planta gasificadora, ubicada a una distancia aproximada de unos 170 km en línea recta, que se traducen en unos 230 km por carretera.

8.9.2 Servicios

No habrá ningún problema en el análisis de los recursos eléctricos y de agua de esta planta, ya que al situarse en un polígono industrial que lleva tantos años en operación, los recursos no suponen un problema.

En relación con la disponibilidad de recursos eléctricos, a continuación, se presenta un mapa de las centrales eléctricas y su ubicación dentro de España.

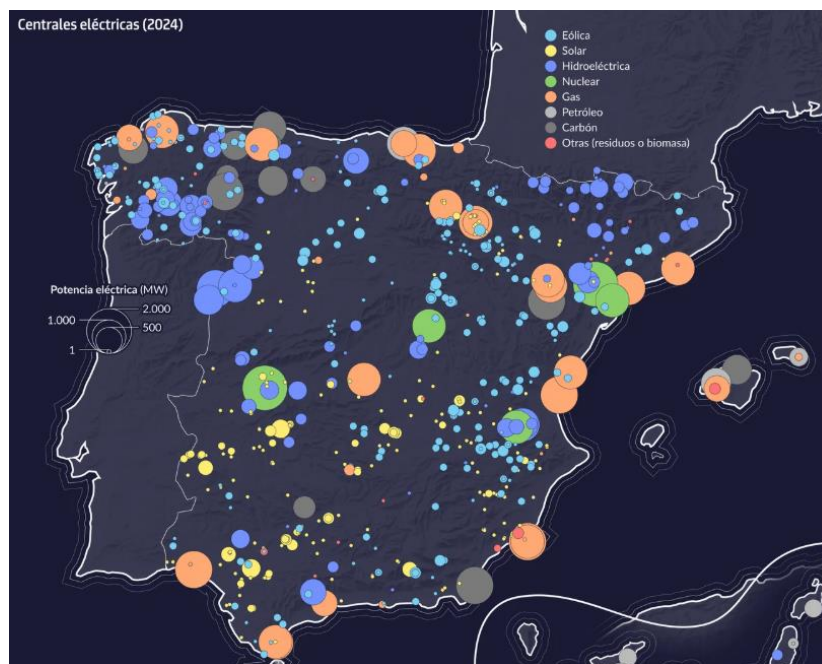


Figura 19. Centrales eléctricas disponibles en España

De ese mapa se puede sacar en claro la existencia de centrales eléctricas cercanas al polígono de Escombreras. La que más potencia genera es una central eléctrica de carbón, pero también hay otras cercanas que son de energías renovables, como solar o eólica, pero que no cuentan con la misma generación eléctrica que la de carbón. (80)

Por tener una comparativa, la central de carbón puede generar unos 1.000-2.000 MW de potencia eléctrica, mientras que las de energías renovables pueden generar poco más de 1 MW de energía eléctrica.

8.9.3 Agua

El suministro de agua se realiza principalmente gracias a la planta desaladora de Escombreras, que produce mensualmente 1.600 millones de litros de agua, operando a su 85% de capacidad total. (81)

El suministro de agua también se puede realizar mediante otras infraestructuras, como son el Depósito de Tentegorra. (82)

8.9.4 Personal y mano de obra disponible

Como cualquier planta industrial, es necesario contratar personal cualificado para su correcta operación.

Al tratarse de un complejo industrial, no se considera que haya ningún problema en cuanto al contrato de trabajadores o trabajadoras.

Más adelante, en el *Anexo III. Análisis de viabilidad económica*, se calculará el número de operarios a mayores que se requieren para la correcta instalación, mantenimiento y operación de los equipos de las secciones 100 y 300.

9. Descripción del proceso y de equipos

Para entender el contexto de la operación que se presenta en este proceso, es muy importante la descripción detallada, tanto del proceso como de los equipos, que se explicarán a continuación en los siguientes apartados.

9.2 Descripción detallada del proceso

La síntesis Fischer-Tropsch consiste en la producción de hidrocarburos sintéticos a partir de gas de síntesis, cuyos principales componentes son hidrógeno y monóxido de carbono, con el fin de crear una alternativa sostenible en la producción de combustibles de aviación derivados de fuentes no renovables, como el queroseno convencional.

Tal y como establece el alcance de este proyecto, se procede a la explicación detallada de las dos líneas que se instalarán a mayores, por lo que la planta final de producción de SAF constaría de tres secciones bien diferenciadas, véase Figura 20.

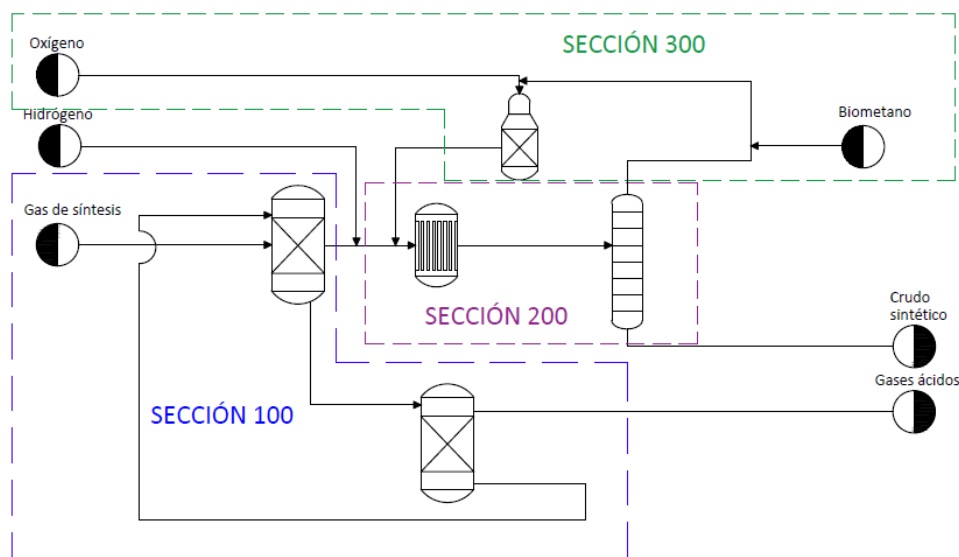


Figura 20. Diagrama simplificado con unidades principales y secciones.

- Sección 100: purgación y acondicionamiento de la materia prima principal (gas de síntesis).

- Sección 200: reacción principal de conversión a crudo sintético mediante el proceso Fischer-Tropsch convencional, con la modificación de la inyección de hidrógeno verde.
- Sección 300: línea de recirculación de aprovechamiento de metano mediante un reactor autotérmico de reformado de metano con vapor y aporte de biometano como materia prima secundaria.

9.2.1 Sección 100: purificación de materias primas

La materia prima principal del proceso es el gas de síntesis, que llega a la planta en las condiciones de operación requeridas por la columna de absorción, 30°C y 25 bar, en la corriente 1.

A continuación, se introduce en la columna de absorción física de relleno T-101. De esta columna saldrían dos corrientes de diferente fase, la corriente 2 en fase líquida (disolvente + gases absorbidos) y la corriente 12 con el gas de síntesis purificado, que se envía al proceso para la sección 200 de reacción FT.

Por otro lado, es necesaria la recuperación del disolvente para la recirculación a la columna de absorción T-101. Para ello, se instala una válvula VLV-101, que baja la presión de 25 a 10 bar, un intercambiador de calor E-101 que usa como corriente auxiliar vapor de baja presión (lps) para aumentar la temperatura de 30 a 70°C y una última válvula VLV-102 que acaba de disminuir la presión hasta la presión atmosférica, 1 bar.

Una vez se dispone de la corriente 5 a esa temperatura, entra en una columna de stripping T-102 en la que, usando un gas de arrastre (nitrógeno, en este caso), se puede recuperar el disolvente limpio para su recirculación a la columna T-101.

En la corriente 8, es necesaria una bomba P-101 que aumente la presión de nuevo hasta los 25 bar, momento en el que se introduce la corriente 9 de disolvente limpio para paliar las pérdidas en el proceso, dando como resultado la corriente 10.

Por último, la corriente 10 se introduce en un intercambiador de calor E-102 que disminuye la temperatura de 70 a 30°C, para la recirculación del disolvente a la columna T-101.

9.2.2 Sección 200: síntesis de hidrocarburos

La corriente 12 de gas de síntesis purificado, se introduce en el intercambiador de calor E-201, que aumenta la temperatura de 30 a 70°C resultando la corriente 13, momento en el que se introduce la inyección de hidrógeno verde por la corriente 14, también a 70°C, por ser la temperatura de operación típica de un electrolizador PEM. La mezcla de las corrientes da lugar a la corriente 15.

Por otro lado, la corriente 14 de inyección de hidrógeno se alimenta a 15 bar con el objetivo de atenuar y bajar la presión de 25 a 23 bar, presión requerida por el reactor FT.

La corriente 15 forma parte de la propuesta para la integración energética del proceso, donde intercambia calor por el intercambiador E-202, con la corriente caliente de proceso 18, que está a una temperatura de 216°C.

La corriente 16 de salida del E-202 que está a 180°C se integra con la corriente 38 de recirculación que está a 290°C y 23 bar, resultando en la corriente 17 a 216°C y la misma presión y se introduce al reactor R-201.

El reactor R-201 opera de forma isotérmica, por lo que los hidrocarburos formados en él también salen en la corriente 18 a 216°C, y esta es la corriente que se integra energéticamente. La corriente 18 se enfría hasta 133°C dando como resultado la corriente 19, que entra en un intercambiador de calor E-202 que usa agua de refrigeración como auxiliar, para conseguir bajar la temperatura hasta los 40°C requeridos para la separación de crudo sintético en la columna de separación instantánea V-201, dando como resultado las corrientes 21 en fase vapor y la corriente 22 en fase líquida, que corresponde con el crudo sintético que se enviará a *blending*.

9.2.3 Sección 300: recirculación de metano

La corriente 21 eleva su temperatura mediante el intercambiador E-301 de 40 a 60°C, ya que esa es la temperatura de operación de la columna de adsorción por cambio de presión T-301 y también a la que se dispone la alimentación de biometano que se introduce al proceso por la corriente 24. Ese intercambiador usa como auxiliar vapor de baja presión (*lps*). Después, entra en la T-301, a 22 bar, de forma que se separa parte del hidrógeno que se recupera con la corriente 26.

La corriente 27, que contiene el resto de los compuestos, se envía a E-302, donde aumenta su temperatura de 60 a 230°C, usando como corriente auxiliar vapor de alta presión (*hps*)

A continuación, esa corriente entra en el horno H-301, de forma que, usando gas natural como combustible, se aumenta la temperatura de 230 hasta 500°C requeridos por el reactor R-301, que opera a 20 bar.

La corriente 29 a 500°C y 20 bar se introduce al reactor R-301, donde reacciona con vapor de agua y oxígeno, alimentados en las corrientes 31 y 32. La operación en el interior del reactor es autotérmica y adiabática. La corriente 34 de salida del reactor entra en el intercambiador E-303 que actúa como HRSG, generador de vapor de alta presión con recuperación de calor, de forma que se reduce la temperatura de 500 a 270,4°C, temperatura de la corriente 35, de la que se extrae la corriente 36 como purga requerida por el proceso.

La corriente 37 se introduce en el compresor C-301, para aumentar su presión de 20 a 23 bar, aumentando también la temperatura en 20°C, por lo que la corriente 38 está a unas condiciones de temperatura y presión de 290°C y 23 bar, respectivamente, óptimas para la reintroducción al proceso y el aprovechamiento energético.

9.2.4 Restricciones del proceso

1. Relación H₂/CO

Una de las condiciones para la síntesis de Fischer-Tropsch es que la relación molar entre H₂/CO debe ser de mínimo 2 para que la reacción tome lugar. Sin embargo, el gas de síntesis procedente de la gasificación de biomasa no tiene esa relación molar, tiene una relación molar menor a 1, por lo que no se considera válido para el reactor FT.

Esa relación se debe a que el gas de síntesis tiene defecto de hidrógeno, lo que provoca que los moles de CO sean, en este caso, 1.5 veces más que los moles de hidrógeno.

Esta situación es la que obliga a reajustar la relación antes del reactor. Se puede hacer de varias maneras:

- Mediante la instalación de un reactor de RWGS, donde ocurriría una reacción de desplazamiento del gas de agua, por la cual reaccionaría el CO con el vapor de agua para producir hidrógeno y dióxido de carbono, reduciendo por tanto los moles de monóxido de carbono al consumirlos y aumentando los moles de hidrógeno al producirlos. Esta reacción ocurre a una temperatura relativamente alta, de 250 grados aproximadamente. Sin embargo, esta tecnología aún no está probada a nivel industrial, solo a escala laboratorio.
 - Mediante una inyección directa de hidrógeno, donde la cantidad de monóxido de carbono no disminuye. En este caso, esta es la alternativa elegida, debido a que con esta alternativa no es necesario instalar un reactor, reduciendo por tanto los costes de instalación y mantenimiento de equipos, así como los costes energéticos debidos a mantener la temperatura del reactor y a la refrigeración necesaria debida a la reacción exotérmica. Además, con esta alternativa es posible el uso de hidrógeno verde, haciendo más sostenible el proceso.
2. Por otro lado, uno de los principales problemas de la integración de la línea de recirculación es la temperatura. El cambio de temperatura de 30 (temperatura de operación del absorbedor) a 70°C (temperatura de entrada del hidrógeno verde) es asumible, pero, sin embargo, el reactor ATR trabaja a una temperatura de 500°C, por lo que requiere una serie de integración energética mucho mayor que la que supone la integración de la sección de absorción. En el siguiente apartado, se procederá a la descripción de estos equipos.
3. En relación con el metano necesario para el ATR, debido a la baja fracción molar que entra con el gas de síntesis, además de la posible variación de la composición del gas de síntesis, debido a cambio de la biomasa que se gasifica, por ejemplo, hace que no se pueda asegurar una producción constante en el reactor. Es por ello por lo que se propone una entrada de biometano, procedente, por ejemplo, de lodos de depuradora, con el objetivo de que flexibilizar la entrada de materias primas al proceso y mantener una entrada constante de metano al reactor ATR.

9.3 Descripción de equipos

En la siguiente tabla, se muestran todos los equipos que se proceden a describir en este apartado.

A continuación, se procede a la explicación individual de cada una de las unidades.

- **Columna T-101:** se trata de una columna de absorción cuyo objetivo es la eliminación de gases ácidos del proceso, que pueden dañar y degradar el catalizador del reactor FT. También, sirve para la eliminación y la recuperación controlada de CO₂, consiguiendo que el proceso sea más sostenible y respetable con el medio ambiente al no verterlo a la atmósfera.
El diseño detallado de la unidad se encuentra en el *Anexo II. Cálculos justificativos. Parte A: columna de absorción T-101*. Opera a 25 bar y 30°C. El diseño del equipo se realiza mediante el código ASME BPV Sec. VIII y se construye usando acero inoxidable 304.
- **Columna de stripping T-102:** es un equipo complementario a la columna T-101 y el objetivo es la recuperación del disolvente limpio, de forma que se pueda recircular a la entrada de la T-101, reduciendo los costes por la obtención constante de disolvente.
- **Válvulas VLV-101 y VLV-102:** para la separación del disolvente con los gases absorbidos, es necesario invertir las condiciones de equilibrio. Es por ello por lo que se instalan dos válvulas de reducción de la presión de la corriente, con el objetivo de bajar la presión hasta la atmosférica. La VLV-101 reduce de 25 a 10 bar y la VLV-102 reduce de 10 bar a la presión atmosférica, 1 bar.
- **Intercambiador E-101:** al igual que se baja la presión, para invertir las condiciones de equilibrio también es importante el aumento de la temperatura de 30 a 70°C, objetivo final de este intercambiador.
- **Intercambiador E-102:** una vez que se consigue la recuperación del disolvente limpio, es importante llevar la corriente a las condiciones de operación iniciales de T-101, para que se repita el proceso de forma constante. Por ello, el objetivo final de este intercambiador es la bajada de la temperatura de la corriente de disolvente de 70 a 30°C.
- **Bomba P-101:** al igual que pasa con el intercambiador, el objetivo de esta bomba es el aumento de la presión de 1 bar a 25 bar del disolvente limpio para la recuperación de las condiciones de equilibrio del absorbedor.
- **Intercambiador E-201:** el objetivo final de este intercambiador es la subida de temperatura de la corriente 12 de 30 a 70°C, de manera que pueda llegar a la temperatura de introducción del hidrógeno verde.
- **Intercambiador E-202:** este intercambiador nace de la necesidad de aumentar la temperatura de la corriente 15, ya que es necesario para la entrada del reactor R-201. Esto se consigue con el intercambio de calor con otra corriente de proceso 18, que necesita ser enfriada. El objetivo del intercambio es el enfriamiento de la corriente 18 de 216°C a 133°C y el calentamiento de la corriente 15 de 70°C a 180°C

- **Reactor R-201:** este equipo es uno de los más importantes en el proceso, ya que es el que sintetizará el gas limpio y la recirculación de nuevo a la mezcla de hidrocarburos necesaria para la separación y la venta de crudo sintético para la obtención de SAF en una refinería externa. Se operará un reactor multitubular isotérmico, que requiere refrigeración para mantener la temperatura 216°C.
- **Intercambiador E-202:** a pesar de que la salida del FT ya se enfrió con la integración energética, es necesario enfriar más la corriente 19. Este equipo tiene el objetivo de la bajada de temperatura de la corriente hasta la temperatura de operación de la columna de separación del crudo sintético, 40°C.
- **Columna de separación V-201:** tiene el objetivo de la separación del crudo sintético y el metano, de forma que el metano se recircula al reactor R-301 y el crudo sintético sale de la planta para tratamiento externo en una refinería, donde se separará en la fracción de hidrocarburos necesaria para el SAF (C₈-C₁₆). Opera a 40 °C y 22 bar.
- **Intercambiador E-301:** este intercambiador tiene el objetivo del aumento de la temperatura de la corriente en 20°C, hasta llegar a la temperatura de operación de la columna T-301.
- **Columna T-301:** es un PSA (Pressure Swing Adsorption), un equipo por el cual se separará el hidrógeno gaseoso que no puede entrar en el reactor R-301. Funciona de manera que se adsorben en el lecho todos los gases que entraron en el equipo, menos el hidrógeno.
- **Intercambiador E-302:** se instala un intercambiador previo al horno, para aumentar la temperatura de la corriente de 60 a 230°C, pudiendo reducir el requerimiento posterior de gas natural como combustible.
- **Horno H-301:** el objetivo del horno es aumentar la temperatura de la corriente 26 hasta la temperatura de operación del reactor R-301. Se instala un horno porque es el único equipo de proceso capaz de llegar a los 500° C o superior.
- **Reactor R-301:** es un reactor autotérmico de lecho fijo en el cual tiene lugar la combustión parcial del metano en la sección superior y la reacción de reformado con vapor de agua en el lecho para la obtención de gas de síntesis a recircular al proceso. Al igual que el reactor R-201, es uno de los equipos más importantes del proceso de producción global.

El diseño detallado de la unidad se encuentra en el *Anexo II. Cálculos justificativos. Parte B: reactor autotérmico R-301*. Opera a 20 bar y 500°C. El diseño del equipo se realiza mediante el código ASME BPV Sec. VIII y se construye usando un revestimiento refractario interior y una carcasa de presión de acero de baja aleación.

- **Intercambiador E-303:** es un recuperador de calor, cuyo objetivo es la recuperación de calor de una corriente, debido a su enfriamiento, al mismo tiempo que, con ese calor, es capaz de generar vapor de alta presión, que se puede usar posteriormente en el mismo proceso o exportar.

- **Compresor C-301:** se hace necesario el uso de un compresor de gases, cuya finalidad es la del aumento de la presión de la corriente de 20 a 23 bar para la reintroducción del gas en el proceso y en el reactor FT.

10. Viabilidad técnica

En la presente sección se hará un análisis de la disponibilidad de recursos para llevar a cabo el proyecto planteado. Se asume que la planta de producción cuenta con un reactor *Fischer-Tropsch* como eje de producción y la destilación fraccionada y purificación del producto final estará disponible por el acople y co-procesamiento con refinería de petróleo cercana.

Se desean evaluar los principales factores técnicos requeridos para la modificación planteada como será la disponibilidad de materias primas, de tecnología, de los internos y complementos operativos para cada nuevo equipo planteado, las utilidades, la mano de obra, el espacio, la gestión de residuos y el cumplimiento de normativa.

Una parte de la gestión de residuos, eficiencia energética y emisiones será analizada con más detalle en *Documento III. Estudios con entidad propia: estudio de impacto ambiental* del presente proyecto.

10.2 Disponibilidad de materias primas

Se debe asegurar el suministro de materias primas para alimentar al proceso y garantizar la capacidad de producción fijada en 20.000 toneladas/año. La ubicación de la instalación es clave y se ha seleccionado estratégicamente para reducir costes de transporte. Se priorizará el suministro local y se estudian las posibles importaciones.

El principal objetivo del proyecto es flexibilizar al máximo la producción de combustibles sostenibles a partir del proceso *Fischer-Tropsch* convencional. Para conseguirlo, se plantea un aporte combinado de materias primas al proceso: gasificación de biomasa vegetal, hidrógeno y biometano. Además, al realizar una integración entre gasificación e inyección de hidrógeno y biometano se espera que la operación se ajuste a la disponibilidad y el aporte de cada elemento se balancee. En la situación de disponibilidad actual, la alimentación principal será la biomasa gasificada, pero se estudia el estado del resto de las materias primas.

10.2.1 Disponibilidad de materia prima principal: gas de síntesis

Para hablar de la disponibilidad de la materia prima principal se debe tener en cuenta la selección del agente gasificante. Entran en juego varios factores, el primero es la calidad del gas de síntesis y el segundo los costes y los requerimientos energéticos. Al emplear aire como agente gasificante el 50% del gas de síntesis producido es nitrógeno, esta materia prima es apropiada para alimentar motores de combustión interna, pero para la síntesis de combustibles sintéticos, es un gas pobre. (83) Por eso idealmente se requiere gasificación de biomasa con oxígeno puro.

Para ello se debe disponer en la planta de gasificación de una unidad de separación criogénica de aire, ASU. De esta manera, se dispone de oxígeno para la gasificación y también de nitrógeno, componente requerido en la instalación como agente inerte.

Actualmente en España solo existen pruebas a escala piloto de gasificación con oxígeno puro y una planta de gasificación con oxígeno puro y vapor de agua en Navarra con la tecnología de INERCO, por lo que el suministro local no será suficiente (84). Es por eso por lo que se dispondrá de materia prima a partir de la gasificación de biomasa con aire enriquecido. Para ello se asume suministro de materia prima en España dado que existen 7 plantas de gasificación. (85)

10.2.2 Disponibilidad de biometano

Para el suministro de biometano se pone como ejemplo la planta puesta en marcha por *Enagás* desde 2021 en Burgos en la que se lleva a cabo el proceso de purificación, *upgrading*, del biogás a partir de residuos de materia orgánica hasta la obtención de biometano 100% renovable. (86)

En España existen más de 5 plantas de producción de biometano y se espera que para 2026 estén en marcha más de 64. Por otra parte, en Francia y Alemania están en marcha más de una centena de plantas que podrían abastecer de biometano a la instalación (87). El suministro de biometano está asegurado gracias a la red existente y se pronostica que aumenten los proveedores en los próximos años. Compañías como *Naturgy* han lanzado proyectos para la construcción de al menos 20 plantas de biometano en España. (88)

10.2.3 Disponibilidad de hidrógeno verde

La disponibilidad de hidrógeno verde actualmente sigue siendo limitada y la red de transporte está en desarrollo. Sin embargo, existen plantas de producción de hidrógeno verde en España y se espera un despegue de la tecnología en los próximos años para poder ampliar el suministro.

Actualmente, el único suministro de hidrógeno viable será por combinación de varias vías. La principal será por la producción de la planta de hidrógeno verde para industria en Puertollano por la multinacional Iberdrola con capacidad de producción de 3000 toneladas H₂/año (89) Pero, no será suficiente por lo que se necesitarán aportes complementarios. Esto último se plantea para poder alimentar al proceso actualmente con hidrógeno suficiente, pero la idea del proyecto nace con el objetivo de un suministro 100% renovable.

Para las vías complementarias se propone hidrógeno rosa, generado a partir de electricidad de energía nuclear, o azul, generado a partir de procesos convencionales en los que se incorpora captura de carbono, por ser los que presentan menos emisiones de CO₂. (90)

10.2.4 Disponibilidad de oxígeno

Para disponer del oxígeno necesario para alimentar al reactor autotérmico se propone la extracción a partir de un electrolizador sólido, SOEC, que opera a temperatura elevadas entre 500 y 1000°C (91) para mejorar la eficiencia de la electrólisis. De esta manera, se conseguiría alimentar materia prima renovable y sostenible.

En España se toma como referencia el proyecto para la construcción de una planta de electrolizadores SOEC en Valencia: *ZEROHGREEN* en 2030. (92)

10.3 Disponibilidad de tecnología

En este apartado se hará una breve descripción de los proveedores de tecnología para los equipos de proceso. En general, el suministro de equipos de impulsión, de tuberías, del horno y de intercambiadores de calor se da por hecho dado que se trata de equipos genéricos que se emplean en todo proceso industrial y serán solicitados a proveedores de tecnología. No existe limitación tecnológica si se diseñan con medidas y materiales estandarizados.

11.2.1 Sección 100

En la sección de purificación se debe comprobar la disponibilidad de material absorbente y de relleno.

El disolvente empleado para la absorción física será suministrado por DOW, SELEXOL™. La tecnología ha sido respaldada por más de 1000 referencias en el mundo (93) por lo que se certifica su eficacia para la captura de carbono. (94)

El material de relleno será aportado por SULZER, con más de 50 años de experiencia en el suministro. Concretamente se selecciona el modelo *Mellapak 250Y*. (95)

Se dispondrá del resto de tecnología dado que se ha diseñado en dimensiones estandarizadas y los materiales seleccionados para la construcción también son estándares para este tipo de aplicación.

11.2.2 Sección 200

Para la síntesis *Fischer-Tropsch* se dispone de reactor catalítico, como referencia se presenta la tecnología patentada por *Sasol Chemicals* que se sitúa durante los últimos 70 años en líder en la investigación y desarrollo del proceso Fischer-Tropsch convencional. El elemento central de la oferta son los catalizadores *Cobalt Fischer-Tropsch* compatibles con tecnologías de lecho fijo. (96)

11.2.3 Sección 300

El reactor autotérmico podría ser una variable limitante dado que la operación industrial es más reciente. Sin embargo, TOPSOE™ comercializa un reactor con las características necesarias: quemador, catalizador y materiales para la cámara de combustión y la carcasa del reactor. La tecnología patentada por TOPSOE se denomina SynCOR™ cuenta con décadas de experiencia que asegura mejorar la economía de escala y maximizar la capacidad de producción en cada caso. (97)

11.2.4 Disponibilidad de utilidades

Se identifica como utilidad de proceso todo recurso que sea necesario para la correcta operación en planta y no sea una corriente de proceso. En este caso, se consideran principalmente las utilidades empleadas para intercambio de temperatura, material combustible e incluso alguna corriente de nitrógeno que actúa como inerte.

Sin embargo, también se incluye como utilidad todo servicio requerido para el funcionamiento de válvulas de control, de seguridad etc.

No existe limitación técnica para disponer de utilidades, puesto que la ubicación de la planta se ha seleccionado teniendo esto en cuenta y se encuentra en un polígono industrial en el que existen múltiples plantas del sector en activo. Por lo que se asegura un correcto suministro de las utilidades mencionadas.

11.2.5 Disponibilidad de tratamiento de residuos y transporte

Se estudiará con más detalle en *Documento III. Estudios con entidad propia: estudio de impacto ambiental*. Pero de nuevo, relacionado con las utilidades, el polígono en el que se ha ubicado la planta dispone de sistema de tratamiento de aguas industriales y una red de comunicación optimizada para favorecer la operación industrial por lo que la modificación planteada en el proceso convencional no supondrá problemas.

11.2.6 Disponibilidad de equipos de seguridad, control y tratamiento contra incendios

Los equipos para diseñar operan con la mayor parte de las corrientes en estado gas y gran cantidad de sustancias inflamables por lo que la posible presencia de fugas y/o incendio en la instalación suponen un gran riesgo. Para garantizar la viabilidad de la operación será necesario contar con los recursos necesarios conforme al Reglamento de Seguridad Contra Incendios en Establecimientos Industriales (RSCIEI). Se prevé la instalación de equipos de detección temprana y extinción automática. Dada la naturaleza inflamable de los productos manipulados en la instalación, se realizará una clasificación detallada de zonas con riesgo de explosión según la Directiva *ATEX* que define los requisitos para la seguridad. En esta parte, se incluirán medidas técnicas y organizativas para garantizar la seguridad, se seleccionarán materiales y equipos eléctricos certificados. Además de la instalación de antorchas y otros dispositivos que permitan llevar a la instalación a posición segura ante una parada de emergencia.

Además, se opera a alta presión lo que incrementa la necesidad de contar con dispositivos de seguridad adecuadamente diseñados y ubicados. Por otro lado, la complejidad operativa requiere un sistema de control robusto y para ello además de un buen diseño se debe disponer de instrumentación. Existen múltiples proveedores de válvulas de control e instrumentación como *SAMSON* o *Emerson*.

Aunque la operación sea peligrosa, existen múltiples plantas de producción que operan en condiciones drásticas controladas. Se asume que se dispone de los dispositivos de seguridad adecuados, que se instalará un correcto sistema contra incendios y que se dispondrá de un responsable y de una plantilla especializada en Prevención de Riesgos

Laborales (PRL) que se encargará de hacer cumplir las normas de seguridad y de perfeccionar el plan de prevención y evacuación.

Por todo ello, se concluye que se podrá operar con normalidad y se destinará gran parte de los recursos a la seguridad.

10.3.1 Recursos disponibles y rentabilidad del proyecto

Además de los recursos materiales, evaluados en la disponibilidad de materias primas, equipos y utilidades, se debe disponer de mano de obra cualificada. Para complementar el departamento de ingeniería implicado en la fase inicial de diseño, para la operación normal se necesitará personal de limpieza, mantenimiento, operarios de planta, técnicos, financieros, administrativos, responsables de sección etc. Por otra parte, para la fase de obra e instalación serán necesarios otros muchos perfiles. El proyecto debe contar con mano de obra directa e indirecta que será remunerada de acuerdo con el convenio de aplicación y cuyo coste se evaluará en el *Documento V. Presupuesto* del proyecto.

Todo ello es posible si se disponen de fondos para cumplir con el pago de los salarios y existe una correcta organización de los trabajadores en turnos que respeten los requerimientos en términos de seguridad y salud laboral impuestos por ley. Se debe consultar el convenio del sector y en base a él se dispondrán de los recursos humanos necesarios.

Disponer de recursos personales será viable al situar la instalación en un entorno industrial como Escombreras, un polígono consolidado en el ámbito energético y petroquímico. La ubicación es cercana a poblaciones con conexiones por autovía lo que facilita el movimiento de personas y la disponibilidad de personal. En cuanto al acceso a personal cualificado, se dispone del Centro Integrado de FP de Cartagena y de la Universidad Politécnica de Cartagena (UPCT) que ofrece formación en titulaciones como química industrial, energía o automatización.

10.3.2 Análisis económico preliminar:

El análisis se debería plantear con el nuevo aporte de materias primas, que afectarán al precio de SAF. Para lo que se incluye el hidrógeno verde como factor limitante, que incrementará el precio de comercialización. Al plantear los equipos de la recirculación y la sección de purificación no se observa un beneficio directo puesto que no se extrae ningún producto final independiente de ninguna de las secciones.

El coste de la materia prima es fluctuante y puede encarecerse al considerar el aporte de hidrógeno verde y biometano. Por otro lado, como se ha visto en el *estudio de mercado* el precio de venta de SAF también es cambiante pudiendo llegar incluso a los 5€/L para e-SAF.

En el *Anexo III: Estudio de viabilidad económica* se hace un análisis riguroso del coste total de producción, pero se sabe que el proyecto puede llegar a no ser rentable actualmente dado el elevado coste de materias primas renovables que encarecen el precio

del producto y deja de ser competitivo en el mercado de combustibles. Sin embargo, se fijan otro tipo de objetivos para el proyecto como el de cumplir con legislación ambiental futura.

11.Control

11.2 Introducción

El control de procesos es un aspecto clave para garantizar la operabilidad en estado estable de una instalación industrial, especialmente en operación continua, como es el caso. Un proceso es complejo e interconectado por lo que cualquier pequeña desviación en una variable operativa supone un riesgo. El diseño del sistema de control debe realizarse en paralelo al diseño de las unidades para comprender su funcionamiento e identificar claramente las variables críticas.

Se identifica como variable crítica toda variable que afecte a la operatividad del proceso y no se autorregule en la operación. Una vez reconocida, esta será la variable controlada y deberá diseñarse un lazo de control que asegure una corrección de la perturbación, actuando sobre la variable manipulada, adecuadamente seleccionada, y que devuelva al sistema a la operación normal.

Un riesgo de proceso no solo es un factor que afecte a la seguridad sino cualquier desviación de la situación de diseño que afecte a:

- ***Costes de operación y eficacia: evitar el consumo excesivo de utilidades de proceso, asegurar la conversión en reactores, etc.***
- ***Estabilidad del proceso.***
- ***Calidad del producto.***
- ***Balance de materia en cada unidad: garantizar la capacidad para la que se ha diseñado la planta.***
- ***Normativa ambiental.***

El origen de una perturbación es diverso, puede derivarse de factores externos tales como cambios en la temperatura del agua de refrigeración debido a cambios en la temperatura ambiente, variabilidad en la composición de la materia prima, etc. O también de factores internos, derivados de la propia operación: desgaste de equipos, desactivación por envejecimiento de catalizadores, etc. De manera genérica se habla de perturbaciones de carga que afectan a caudal, composición, temperatura o presión y alteran los balances de masa y energía. (98)

11.3 Selección de estrategia y algoritmo de control.

El objetivo de esta sección es reflejar la selección de las estrategias de control para cada caso. Además, también se indica el tipo de algoritmo de control seleccionado.

Para el proceso industrial objeto de estudio, se selecciona mayoritariamente un control básico. Al no haberse realizado un diseño riguroso de todas las unidades, el conocimiento de algunos equipos es básico por lo que la selección de una estrategia de

control básica se considera la mejor opción para esta primera fase. Además, de manera general, se selecciona el algoritmo de control PID por ser el más robusto y el que se implementa en más del 95% de los controladores de la industria. (99)

Por otra parte, se selecciona una estrategia avanzada cuando se tiene un mayor conocimiento del proceso y se justifica su implementación para mejorar la operación.

En ambos casos, se diseña el control continuo del proceso y en modo automático.

11.3.1 Estrategia de control básico: Feed-back

El lazo feed-back es la estrategia de control más extendida en la industria de proceso para el control de variables individuales en línea: entre 500 y 5000 controladores feed-back pueden llegar a implementarse en una planta para controlar variables de proceso como flujo, temperatura, presión o nivel de líquido. (100)

Es el más extendido debido a que es suficiente un conocimiento básico del proceso y de las variables que intervienen para definir la acción el controlador. En la Figura 21 se observa un esquema genérico para este tipo de lazo de control.

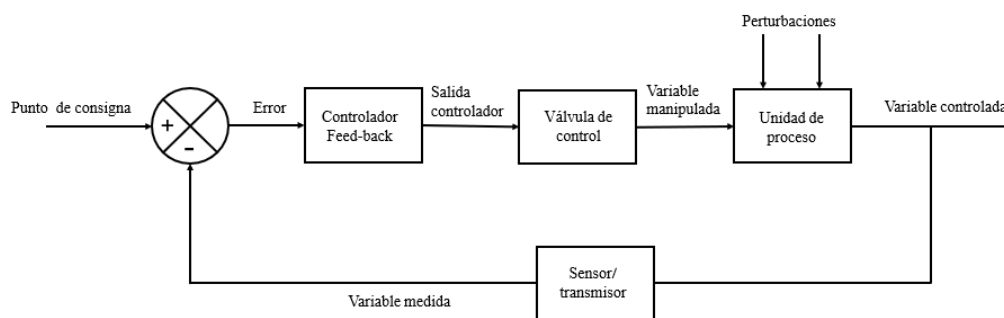


Figura 21. Diagrama de bloques de la estrategia de control feed-back

Como se puede observar, es un lazo de control cerrado en el que se compara una entrada medida, el valor de referencia y se ajusta la variable manipulada en función del resultado de esa comparación.

11.3.2 Estrategia de control avanzado: lazo en cascada

Es un lazo en el que participan dos controladores PID. Permite conectar dos variables, una primaria que envía señal al primer controlador y otra secundaria que envía señal al segundo controlador. De esta manera, la salida del primer controlador fija el punto de consigna del segundo controlador. Un esquema general de la estrategia se representa en Figura 22. Al introducir este algoritmo, se consigue una mayor estabilidad en el proceso.

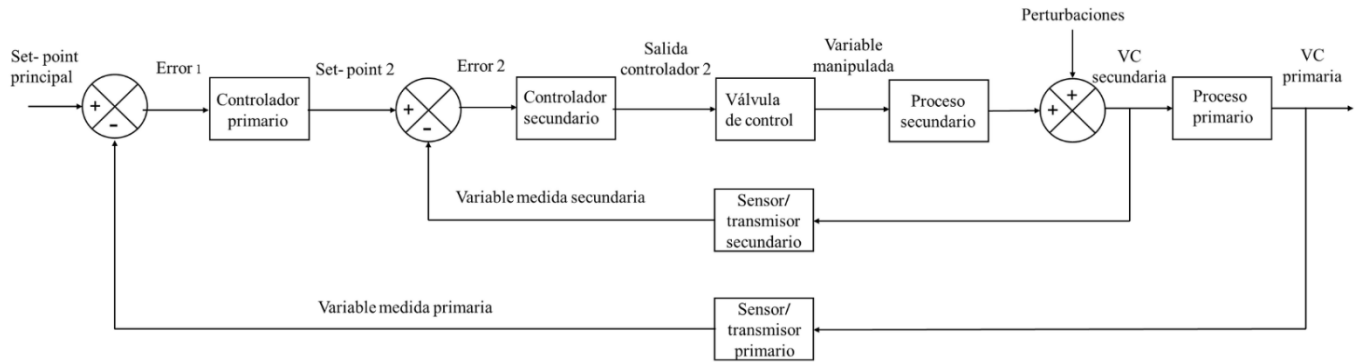


Figura 22. Diagrama de bloques de la estrategia de control en cascada.

11.4 Representación de los lazos de control y nomenclatura

Para la representación de los lazos de control descritos en la presente sección se sigue el estándar *ANSI/ISA 5.1* en el que se recoge la simbología general para la identificación de cada variable e instrumento de control en el *Documento V: plano P&D*

11.4.1 Representación de lazos de control

Además, en el estándar se indica por niveles de más a menos complejidad de detalle en simbología que debe incluirse en la representación de cada lazo según la fase de diseño del sistema de control. Para el nivel de este proyecto, se parte de la base del nivel 1 del estándar.

11.4.2 Descripción e importancia de nomenclatura estándar

El procedimiento y la simbología empleada para la representación sigue el estándar mencionado anteriormente, cuya simbología de señales y elementos de control se recoge en la Tabla 8 y código alfanumérico y secuencia en la Tabla 9.

Tabla 7. Simbología de señales y elementos

ELEMENTOS	SEÑALES
Válvula de control	———— Línea de operación
Válvula de alivio	----- Línea de señal
Válvula de actuador manual	Línea neumática
Válvula genérica	
Válvula de drenaje/venteo	

Tabla 8. Código alfanumérico y secuencia


PRIMERA LETRA (A)		LETRAS SUCESIVAS (BB)	
F	Flujo	C	Control
T	Temperatura	Y	Transductor
P	Presión	V	Válvula
L	Nivel	S	Interruptor
		A	Alarma
		T	Transmisor
		I	Indicador
		H	Alto
		L	Bajo

Para la numeración, existen dos formas de seguirla. Número de lazo según la variable controlada o número de lazo de control global en la sección. En este caso, se ha seleccionado la numeración por número de lazo general en cada sección.

11.5 Diseño de lazos de control

De manera general se identifica en la Tabla 10 la función de cada elemento en el lazo de control.

Tabla 9. Función de cada elemento en el lazo de control

	Identificación	Elemento	Función
	XT-ABB	Transmisor	Medir y transmitir
	XIC-ABB	Controlador indicador	Evaluar el error entre variable controlada y set-point y enviar señal al actuador (válvula)
	XY-ABB	Transductor	Convertir señal, generalmente de eléctrica a neumática
	XCV-ABB	Válvula de control	Regular el flujo, ajustando su apertura/cierre

Para determinar la acción de controlador se simplificará a acción directa del instrumento de medida, acción directa de la válvula de control y se observará la relación directa o indirecta del proceso. De tal forma que se sigue la siguiente secuencia:

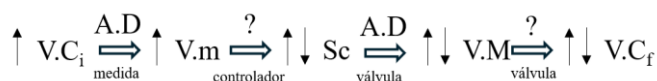


Figura 23. Esquema simplificado del comportamiento de lazo feed-back

Siendo

- V.C_i variable controlada inicial y V.C_f variable controlada final.
- V.m variable medida
- S_c salida del controlador
- V.M variable manipulada
- A.D acción directa

En cada caso se debe cumplir que, ante un aumento o disminución en la variable controlada inicial, el valor de la variable controlada a la salida debe comportarse a la inversa.

El primer paso para resolver el problema de control es la identificación de dos variables principales. (100)

- Variable controlada (VC): el objetivo principal del lazo de control, por diseño se conoce su valor deseado: *set-point* o punto de consigna.
- Variable manipulada (VM): se ajusta para mantener a la variable controlada entorno al valor de consigna.

En las Tabla 11, 12 y 13 se identifican los lazos de control principales y las variables para cada sección.

Tabla 10. Lazos de control y variables de la sección 100

Identificación	Unidad de proceso	Variable manipulada (VM)	Variable controlada (VC)
FIC-101	Corriente 1	Caudal de gas de síntesis ácido a T-101	Caudal de gas de síntesis ácido a T-101
FIC-102	Corriente 6	Caudal de gas inerte a T-102	Caudal de gas inerte a T-102
PIC-103	VLV-101	Caudal de paso	Presión en la corriente de entrada a E-101
TIC-104	E-101	Caudal de utilidad	Temperatura
PIC-105	VLV-102	Caudal de paso	Presión en la corriente de entrada a T-102
PIC-106	T-102	Caudal de salida gases ácidos	Presión en T-102
FIC-107	T-101	Caudal de líquido absorbente	Caudal de líquido absorbente
TIC-108	E-102	Caudal de utilidad de enfriamiento	Temperatura
PIC-109	T-101	Caudal de gas de síntesis limpio	Presión en torre absorción

Tabla 11. Lazos de control y variables para la sección 200

Identificación	Unidad de proceso	Variable manipulada (VM)	Variable controlada (VC)
TIC-201	E-201	Caudal de utilidad de calentamiento	Temperatura
FIC-202	Corriente 14	Caudal de entrada de hidrógeno	Caudal de entrada de hidrógeno
TIC-203	Corriente 15	Caudal de corriente caliente 18	Temperatura
TIC-204	R-201	Caudal de utilidad	Temperatura
TIC-205	R-201	Caudal de corriente recirculada 38	Temperatura
PIC-206	R-201	Caudal de producto gas salida	Presión en reactor
TIC-207	E-202	Caudal de utilidad de enfriamiento	Temperatura
PIC-208	V-201	Caudal de gas salida	Presión en tanque flash
LIC-209	V-201	Caudal de líquido salida	Nivel en tanque flash

Tabla 12. Lazos de control y variables para la sección 300

Identificación	Unidad de proceso	Variable manipulada (VM)	Variable controlada (VC)
TIC-301	E-301	Caudal de utilidad de calentamiento	Temperatura
FIC-302	Corriente 24	Caudal de biometano a proceso	Caudal de biometano a proceso
TIC-303	E-302	Caudal de utilidad de calentamiento	Temperatura
TIC-304	H-301	Caudal de gas combustible	Temperatura
FIC-305	Corriente 31	Caudal de vapor de agua a R-301	Caudal de vapor de agua a R-301
FIC-308	Corriente 30	Caudal de gas inerte a R-301	Caudal de gas inerte a R-301
TIC-306/FIC-307	R-301	Caudal de oxígeno	Temperatura
PIC-309	R-301	Caudal de gas salida	Presión en reactor
TIC-310	E-303	Caudal de utilidad de calentamiento	Temperatura
FIC-311	Corriente 38 de purga	Caudal de purga	Caudal de purga

11.6 Justificación e identificación de lazos de control.

El objetivo de esta sección es justificar la selección y el objetivo de todos los lazos de control incluidos en el proceso.

SECCIÓN 100

11.6.1 Unidades T-101 y T-102 y entorno

Se justifica la implementación de lazos de control a esta sección, dado que es la etapa de absorción en la que se purifica la materia prima, el gas de síntesis ácido. Ante fallos en la purificación del gas el catalizador del reactor principal podría envenenarse, lo que llevaría a fallos en la calidad del producto final, no poder cumplir con la capacidad de planta o incluso riesgo de reacción descontrolada.

11.1.6.1 Caudal

F-107

Lazo de control de caudal de entrada de absorbente en T-101. El objetivo del control es de calidad del proceso para garantizar que la entrada del absorbente es la de diseño y asegurar que será suficiente para arrastrar los contaminantes en el gas de entrada ácido.

F-101

Lazo de control de caudal de entrada de materia prima en T-101. El objetivo es garantizar que el caudal de entrada de materia prima sea el de diseño, para por un lado asegurar que se cumplirán los requisitos de purificación en la torre de absorción y, por otro lado, que la cantidad de materia prima es la requerida para cumplir con la capacidad de producción.

F-102

Lazo de control de caudal de entrada de gas de arrastre inerte en T-102. El objetivo es garantizar el caudal de entrada de gas de arrastre suficiente para cumplir con la separación en la T-201 para asegurar la calidad del disolvente que retorna a T-101. Además, se implican costes de proceso puesto que cuanto mayor purificación del disolvente mayor retorno a la columna y menor necesidad de aporte externo.

En los lazos F-101, F-102 y F-107, se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de ensuciamiento de tuberías, velocidad de suministro etc. La acción del proceso será directa, al ser la misma variable la manipulada y controlada. La acción de la válvula y el instrumento de medida directa implica acción del controlador inversa ante aumento del caudal debe cerrar válvula.

11.1.6.2 Presión

P-106

Lazo de control de presión en el interior de T-102. El objetivo es garantizar la operación a la presión de diseño. Este objetivo se divide en dos partes, la parte material para evitar colapso del recipiente y problemas de seguridad y la parte operativa ya que condiciona el grado de absorción.

P-109

Lazo de control de presión en el interior de T-101. El objetivo es garantizar la operación a la presión de diseño. Este objetivo se divide en dos partes, la parte material para evitar colapso del recipiente y problemas de seguridad y la parte operativa ya que condiciona el grado de absorción. Si se genera una sobrepresión, podría absorberse de más y provocar una saturación del sistema y si la presión cae el sistema se diluye y no se alcanza el grado de absorción.

Para los lazos P-106 y P-109, se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de incremento de gases en la unidad, ensuciamiento, aumento de caudal de entrada, aumento de temperatura en el interior que implica expansión del gas, etc. La variable controlada es la presión y la manipulada el caudal de salida de gas por lo que la acción del proceso es inversa, ya que, al aumentar el caudal de salida de gas, la presión en el interior del recipiente disminuye. Para acción directa de válvula e instrumento de medida, la acción del controlador será directa.

P-103

Lazo de control de presión tras VLV-101, controlando la apertura de la misma. El objetivo es mantener la operación en la presión deseada para evitar sobrecostos en la operación y mantener la corriente en la presión deseada por requerimientos de la separación en T-102.

P-105

Lazo de control de presión tras VLV-102. El objetivo es mantener la operación en la presión deseada para evitar sobrecostos en la operación y mantener la corriente en la presión deseada por requerimientos de la separación en T-102.

Para los lazos P-103 y P-105 se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia. La variable controlada es la presión y la manipulada el caudal de la corriente, por lo que el proceso es de acción directa, ya que, para reducir la presión de la corriente, sería necesario disminuir el caudal de esta. Para acción directa de válvula e instrumento de medida, la acción del controlador debe ser indirecta

11.1.6.3 Temperatura

T-104

Lazo de control de temperatura a la salida de E-101. El objetivo de control es mantener la temperatura de la corriente en el diseño por eficiencia energética y evitar sobreconsumo o defecto de la utilidad.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de alteraciones en la temperatura de la corriente auxiliar de vapor, alteraciones en el caudal por ensuciamiento de tuberías etc. La variable controlada es la temperatura y la variable manipulada el caudal de utilidad para calentamiento por lo que la acción del proceso es directa, si aumenta el caudal de auxiliar de calentamiento, aumenta la temperatura de salida del intercambiador. Ante acción directa de instrumento de medida y válvula la acción del controlador será inversa.

T-104

Lazo de control de temperatura a la salida de E-102. El objetivo de control es mantener la temperatura de la corriente en el diseño por eficiencia energética y evitar sobreconsumo o defecto de la utilidad.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de alteraciones en la temperatura de la corriente auxiliar de refrigeración, alteraciones en el caudal por ensuciamiento de tuberías etc. La variable controlada es la temperatura y la variable manipulada el caudal de utilidad para enfriamiento, por lo que la acción del proceso es inversa, si aumenta el caudal de auxiliar de refrigeración, disminuye la temperatura de salida del intercambiador. Ante acción directa de instrumento de medida y válvula la acción del controlador será directa.

SECCIÓN 200

Se incluye en esta sección el reactor principal del proceso (R-201) y la operación de separación de ligeros (V-201) que se introducen a la recirculación. El principal objetivo es conseguir la calidad del producto final y cumplir con la capacidad de producción.

11.6.2 Unidad R-201 y entorno

11.2.6.1 Caudal

F-201

Lazo de control de suministro de hidrógeno a la sección 200. El objetivo de control es garantizar que se cumple la relación molar H₂/CO requerida para la reacción en R-201. El objetivo es de calidad del producto final.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de ensuciamiento de tuberías, velocidad de suministro etc. La variable controlada y

manipulada es el caudal de hidrógeno, por lo que, la acción del proceso será directa, al ser la misma variable la manipulada y controlada. La acción de la válvula y el instrumento de medida directa implica acción del controlador inversa ante aumento del caudal debe cerrar válvula.

11.2.6.2 Temperatura

T-201

Lazo de control de temperatura de salida de E-201. El objetivo de control es mantener la temperatura de la corriente en el diseño por eficiencia energética y evitar sobreconsumo o defecto de la utilidad.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de alteraciones en la temperatura de la corriente auxiliar de vapor, alteraciones en el caudal por ensuciamiento de tuberías etc. La variable controlada es la temperatura y la variable manipulada el caudal de utilidad para calentamiento, por lo que, la acción del proceso es directa, al aumentar el caudal de auxiliar de calentamiento, aumenta la temperatura de salida del intercambiador. Ante acción directa de instrumento de medida y válvula la acción del controlador será inversa.

T-203

Lazo de control de temperatura tras la salida del E-202. El objetivo del control es mantener la temperatura en el valor de diseño. Al incluir una integración entre dos corrientes se debe comprobar que el caudal de corriente caliente sea suficiente para conseguir la temperatura deseada.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de alteraciones en el caudal por ensuciamiento de tuberías etc. La variable controlada es la temperatura de la corriente 16 y la variable manipulada el caudal de corriente caliente 18, por lo que, la acción del proceso es directa, ya que, si aumenta el caudal de la corriente 18, aumenta el calor intercambiado y, en consecuencia, la temperatura de la corriente 16. Ante acción directa de instrumento de medida y válvula la acción del controlador será inversa.

T-205

Lazo de control de temperatura tras la incorporación de la corriente de recirculación 38. Al incluir la recirculación a una mayor temperatura se aprovecha para el calentamiento de la mezcla reaccionante al R-201. El objetivo del lazo es de eficiencia energética al asegurar que el caudal de corriente recirculada es suficiente para alcanzar la temperatura objetivo.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de alteraciones en el caudal por ensuciamiento de tuberías etc. La variable controlada es la temperatura de la corriente 17 y la variable manipulada el caudal de la corriente 38 por lo que, la acción del proceso es directa, si aumenta el caudal de la corriente 38, aumenta la temperatura de la corriente 17. Ante acción directa de instrumento de medida y válvula la acción del controlador será inversa.

T-204

Lazo de control de temperatura de salida en R-201. El objetivo es el control de la temperatura a la salida, así se está garantizando que la reacción se ha llevado a término. En caso de que esté más caliente de lo esperado puede indicar el inicio del fenómeno run-away: especialmente importante en reactores que operan con reacciones exotérmicas. Por ello, se debe garantizar que el caudal de refrigerante es suficiente para enfriar y evitar la formación de puntos calientes.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo de control PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de cambios en la temperatura del agente refrigerante o en el suministro. La variable controlada es la temperatura de salida del reactor y la variable manipulada la de entrada de caudal refrigerante, por lo que la acción del proceso es inversa, a mayor caudal de refrigerante, disminuye la temperatura de la corriente de salida del reactor. Ante acción directa de instrumento de medida y válvula la acción del controlador será directa.

11.2.6.3 Presión

P-206

Lazo de control de presión en R-201. Objetivo de evitar sobrepresiones que puedan hacer fallar la estructura o alterar la seguridad de la operación. De igual manera, al reducir la presión también es un peligro porque el sistema se diluye.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de incremento de gases en la unidad por aumento de temperatura en el interior que implica expansión del gas, aumento inesperado del caudal de gas en la alimentación etc. La variable controlada es la presión en el interior del reactor y la manipulada el caudal de salida de gas, por lo que la acción del proceso es inversa, si aumenta el caudal de salida de gas, disminuye la presión en el interior del reactor. Para acción directa de válvula e instrumento de medida, la acción del controlador también será directa.

11.6.3 2. Unidad V-201 y entorno

11.3.6.1 1. Temperatura

T- 207

Lazo de control de temperatura a la entrada de V-201. Objetivo de garantizar que la temperatura se mantiene en el valor de diseño para asegurar la separación instantánea de las fases al entrar en la unidad.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de cambios puntuales en la temperatura de la corriente auxiliar de refrigeración, alteraciones en el caudal de suministro por ensuciamiento de tuberías etc. La variable controlada es la temperatura de salida y la variable manipulada el caudal de utilidad para enfriamiento, por lo que la acción del proceso es inversa, si aumenta el caudal de refrigerante, la temperatura de salida disminuye. Ante acción directa de instrumento de medida y válvula la acción del controlador será directa.

11.3.6.2 2. Presión

P-208

Lazo de control de presión en la unidad V-201. Objetivo de evitar fallos en la estructura y de garantizar que la presión se encuentra en valores de diseño para que se cumpla la separación.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de incremento de gases en la unidad por aumento de temperatura o mala distribución de las fases y sobreacumulación de vapores. La variable controlada es la presión y la manipulada el caudal de salida de gas por lo que la acción del proceso es inversa, si aumenta el caudal de salida de gas, disminuye la presión en el interior de V-201. Para acción directa de válvula e instrumento de medida, la acción del controlador también será directa

11.3.6.3 Nivel

L-209

Lazo de control de nivel en V-201. El objetivo es mantener el nivel de líquido entorno a valores seguros y de diseño para garantizar que el contacto entre las fases es el adecuado en el equipo y que se permitirá la separación. Además, una mayor proporción de líquido implicaría que una parte saldría con el vapor y perjudicaría la operación posterior.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de desvíos en el caudal de entrada y en la fracción líquida, aumentos de temperatura que alteran el contacto etc. La variable controlada es el nivel de líquido en el tanque y la variable manipulada el caudal de salida de líquido, por lo que la acción es inversa, si aumenta el

caudal de salida del líquido, disminuye el nivel. Para acción directa de válvula e instrumento de medida, la acción del controlador también será directa

SECCIÓN 300

El equipo principal de la sección es el reactor autotérmico que permite la recuperación del metano para la producción de gas de síntesis que se recirculará al sistema. Para permitir esta operación, se incluyen operaciones de precalentamiento y separación que ajustan las condiciones de la alimentación al reactor. Se requiere un control preciso para asegurar el comportamiento autotérmico.

11.3.6.4 Temperatura

T-301 y T-303

Lazo de control de temperatura de salida de E-301 y E-302 respectivamente. El objetivo de control es mantener la temperatura de la corriente en el diseño por eficiencia energética y evitar sobreconsumo o defecto de la utilidad.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de alteraciones en la temperatura de la corriente auxiliar de vapor, alteraciones en el caudal por ensuciamiento de tuberías etc. La variable controlada es la temperatura y la variable manipulada el caudal de utilidad para calentamiento, por lo que la acción del proceso es directa, si aumenta el caudal de auxiliar de calentamiento, aumenta la temperatura de salida. Ante acción directa de instrumento de medida y válvula la acción del controlador será inversa.

11.3.6.5 Caudal

F-302

Lazo de control de caudal de entrada de biometano. El objetivo de control es mantener el suministro de biometano en los valores de diseño para asegurar el retorno de materia prima al proceso y reducir costes en el suministro de materia prima principal.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de ensuciamiento de tuberías, velocidad de suministro etc. La variable manipulada y controlada es el caudal de la corriente 24, por lo que la acción del proceso será directa, al ser la misma variable la manipulada y controlada. La acción de la válvula y el instrumento de medida directa implica acción del controlador inversa.

11.3.6.6 Temperatura

T-304

Lazo de control de temperatura a la salida de H-301. Objetivo de garantizar que se cumple la temperatura de salida, para ello se debe disponer de suficiente material combustible capaz de propiciar el calor necesario. Además, al ser una unidad de precalentamiento será la temperatura de entrada al reactor R-302 por lo que es crucial

mantenerla en el valor de consigna para hacer cumplir el balance de energía en el reactor y la eficiencia en la cámara de combustión.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de alteraciones en la calidad o el suministro de combustible. La variable controlada es la temperatura de salida y la variable manipulada el caudal de combustible, por lo que la acción de proceso es directa, si aumenta el caudal de combustible, aumenta la temperatura de salida. La acción de la válvula y el instrumento de medida directa implica acción del controlador inversa.

11.6.4 Unidad R-302 y entorno

11.4.6.1 Caudal

F-305 y F-308

Lazos que controlan el suministro de caudal de vapor de agua y de gas inerte respectivamente, a R-302. Objetivo de garantizar que el suministro es el adecuado para cumplir el valor de diseño dado que una deficiencia afectaría a la formación de coque y a la seguridad y un exceso diluiría el sistema afectando a la conversión en el reactor.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de ensuciamiento de tuberías, velocidad de suministro etc. La variable controlada y manipulada es el caudal de paso, por lo que la acción del proceso será directa, al ser la misma variable la manipulada y controlada. La acción de la válvula y el instrumento de medida directa implica acción del controlador inversa.

F-307 y T-306

Lazo que controla el caudal de oxígeno de entrada a R-302 y la temperatura de entrada al lecho. Objetivo de garantizar que la temperatura de alimentación al lecho es la adecuada para no dañar el catalizador y cumplir con los objetivos de conversión. El suministro de oxígeno debe ser suficiente para asegurar el calor de combustión necesario para la operación en el lecho.

- VC: temperatura a la entrada al lecho en R-302
- VM: caudal de entrada de oxígeno a R-302
- Algoritmo: PID
- Estrategia de control avanzado: Cascada

La variable de proceso primaria, PID primario, es la temperatura y la variable de proceso secundaria, PID secundario, es el caudal de alimentación de oxígeno. De tal manera que, la medición de temperatura, fija el *set-point* del segundo controlador.

Se justifica la selección de una estrategia de control avanzado dado que existen dos variables interrelacionadas y una responde más rápidamente que la otra.

De esta manera, se asegura una mayor estabilidad operativa. La variable temperatura es una variable muy crítica de operación. Además, la temperatura responde más lentamente que el caudal que se ajusta directamente con la señal al actuador. Al implementar un lazo en cascada, se corrigen las posibles perturbaciones en el caudal de alimentación de oxígeno antes de que la temperatura se vea afectada.

F-311

Se introduce un lazo de caudal simple para el control de la corriente de salida de purga del sistema. Se ha interpretado que funciona como un lazo *feed-back* convencional, sin embargo, requiere de técnicas de control avanzadas especialmente para la puesta en marcha. Al inicio la acumulación en el sistema irá fluctuado hasta alcanzar el estado estacionario y esto debe estar contemplado en el diseño del sistema de control a la purga. A este nivel se asume operación en estado estacionario y se sitúa e identifica un lazo de control de caudal convencional, de acción directa de proceso e inversa de controlador.

11.4.6.2 Presión

P-309

Lazo de control de presión en R-301. Objetivo de evitar sobrepresiones que puedan hacer fallar la estructura o alterar la seguridad de la operación. De igual manera, al reducir la presión también es un peligro porque el sistema se diluye.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de incremento de gases en la unidad por aumento de temperatura en el interior que implica expansión del gas, aumento inesperado del caudal de gas en la alimentación etc. La variable controlada es la presión y la manipulada el caudal de salida de gas por lo que, la acción del proceso es inversa, al aumentar el caudal de salida de gas, disminuye la presión en el interior. Para acción directa de válvula e instrumento de medida, la acción del controlador también será directa.

11.4.6.3 Temperatura

T-310

Lazo de control de temperatura de salida de E-201. El objetivo de control es mantener la temperatura de la corriente en el diseño por eficiencia energética y garantizar la máxima generación de vapor de alta presión.

Se selecciona estrategia de control *feed-back* y algoritmo PID para mantener las variables en valores de referencia ante las posibles perturbaciones derivadas de alteraciones en la temperatura de la corriente auxiliar de agua para caldera, alteraciones en el caudal por ensuciamiento de tuberías etc. La variable controlada es la temperatura de salida y la variable manipulada el caudal de agua para caldera por lo que, la acción del proceso es inversa, si aumenta el caudal de agua para caldera, se genera más vapor,

haciendo que disminuya la temperatura de salida. Ante acción directa de instrumento de medida y válvula la acción del controlador será directa.

11.7 Selección de la instrumentación

El siguiente paso es la selección de los elementos físicos en el sistema.

- Elemento primario: sensor.
- Elemento final: actuador.

11.7.1 Sensores

Para poder realizar el control al estado de una variable esta debe ser medida. Para ello existen diferentes instrumentos según el tipo de variable y su ubicación en planta. A continuación, se hará una selección de instrumentación genérica para cada tipo de variable medida en (75) (101)(102)

Temperatura:

Los de mayor aplicación en el sector industrial son los Termopares (TCs). Se componen de dos cables metálicos que se unen en un extremo denominado unión de medición. Se caracterizan por su simpleza, robustez, rango de temperaturas amplio y coste relativamente bajo.

Algunos de los tipos que serían de aplicación son:

- TipoK (Cromel/alumel). Operativo hasta 1.372 °C
- Tipo B(Platino/rodio). Operativo hasta 1.820 °C

Además, se pueden proteger con recubrimientos cerámicos para resistir a ambientes de temperatura elevados. Se consideran suficientes para la aplicación en planta, se dispone de un horno y de un reactor con cámara de combustión, pero se espera que las temperaturas no superen los 1000°C excepto en la zona de llama en la que se podría instalar un pirómetro de radiación, aunque su coste es elevado.

Presión

Generalmente, se seleccionan transmisores de presión. Es un dispositivo electrónico que convierte la presión a una señal eléctrica (4-20mA) o digital, cuyo elemento principal es un diafragma. Existen diversos tipos de transmisores según la medición requerida. Para la operación en planta se seleccionan transmisores de presión manométrica que evalúan la presión comparándola y por diferencia con la presión atmosférica.

Caudal

Como mejor opción se presenta el medidor de turbina. Este dispositivo, permite la medición del flujo volumétrico de la corriente por relación con la velocidad de rotación de la turbina incorporada y que se sitúa en el interior de la conducción. Se emplea para

medir gases y líquidos, sin embargo, al disponer de partes móviles requiere un mantenimiento periódico y la vida útil se reduce por desgaste. Además, su precisión se altera ante cambios en la densidad o viscosidad del fluido.

Para evitar las partes móviles existe el medidor de Coriolis. El funcionamiento se basa en el paso del fluido por tubos vibratorios y detecta la fuerza de Coriolis que provoca una discontinuidad proporcional al caudal másico del fluido. Tienen ventajas operativas como la medición del flujo másico y la inferencia de otras propiedades como la densidad o la viscosidad. Son de aplicación para líquidos y algunos gases y su instalación en la industria *oil&gas* es extensa, sin embargo, requieren un coste de inversión inicial elevado.

Nivel de líquido

1. Transmisores de diferencia de presión. Se infiere el valor del nivel en el equipo por medición de la presión hidro-estática en la parte baja. Relaciona el valor del nivel según la medición de presión que realice y se debe ajustar para cada fluido según el valor de su gravedad específica.

Está ampliamente utilizado para medir el nivel en tanques de almacenamiento y recipientes de proceso como tanque flash. El sensor debe estar expuesto al contacto con la presión del fluido.

2. Sensores ultrasónicos y de radar de nivel: son aptos para fluidos no conductivos por lo que se pueden aplicar para hidrocarburos.

Los ultrasónicos, emplean ondas de sonido para detectar la distancia desde el sensor hasta la superficie del material. Es una tecnología que no necesita contacto con el líquido por lo que se evita ensuciamiento del equipo o interferencias en la calidad del fluido en proceso. Es ideal para aplicaciones en las que no existan cambios drásticos de temperatura o presión.

3. Sensores de radar de nivel. En este caso, emplean ondas electromagnéticas para evaluar la distancia entre el líquido y la superficie del material. No están afectados por temperatura, presión o vapor por lo que son más versátiles que los anteriores. De nuevo, no se requiere contacto directo con el fluido y son la mejor opción ante condiciones extremas de proceso.

Este tipo de medidores se instalan en partes de proceso en las que las condiciones de temperatura son normales por lo que podría seleccionarse cualquier tecnología.

11.7.2 Válvulas

Las válvulas de control se identifican como elementos que permiten manipular una variable de proceso. Existen otros elementos de control final, como resistencias, variadores de frecuencia, amortiguadores etc. Pero las válvulas de control son el estándar para la mayoría de las aplicaciones en las que se debe ajustar el flujo de un fluido.

Existen múltiples configuraciones de válvulas de control principalmente diferenciadas por el actuador, que proporciona la fuerza para abrir o cerrar la válvula:

eléctricas, neumáticas, hidráulicas... A este nivel de detalle se seleccionará una válvula de control genérica.

12. Indicadores

Los indicadores no tienen una función específica en el lazo de control. Simplemente se instalan para la gestión de la operación. Son útiles en planta para comprobar de manera rápida el funcionamiento y también para registrar valores. Se ha decidido instalarlos en equipos base como son bombas y compresores con el objetivo de evaluar el estado del equipo. Al instalar un indicador de variables como presión y temperatura se indica el grado de envejecimiento del equipo y orientar hacia acciones de mejora del proceso como la necesidad de mantenimiento de equipos etc. *Por otra parte, se instalan en equipos de producto final para servir de referencia de calidad.*

Tabla 13. Identificación de los identificadores en el sistema de control.

INDICADOR	VARIABLE	FUNCIÓN	OBJETIVO
PI-101 A/B	Presión	Indica la presión de salida de la bomba de impulsión P-101 del líquido disolvente.	Comprobar el estado del equipo de impulsión.
LI-202	Nivel	Indica el nivel de líquido en el tanque flash V-201.	Comprobar la calidad del producto final.
PI-303	Presión	Indica la presión de salida del compresor C-301	Comprobar el estado del equipo de impulsión.

13. Alarmas

Por encima del sistema de control, se decide instalar alarmas con el objetivo de detectar desviaciones operativas que el lazo de control no consigue paliar. (76)(103)

Con la instalación de una alarma se debe asegurar la actuación rápida del operador ante ella y su efectividad: la reacción debe ser rápida y estar estandarizada. En el caso de que una alarma no permita una actuación directa recogida en un plan de emergencia se debe recurrir a paradas de emergencia o dispositivos de alivio.

El diseño del sistema de alarmas en una instalación debe ser cuidadoso y selectivo dado que no se debe sobrecargar el panel de control de alarmas puesto que perderían utilidad. Existe normativa específica para seguir un criterio de priorización y de diseño.

Se incluyen alarmas para equipos que operan a alta presión, más de 10 bar, para operación a temperaturas extremas, más de 300°C, y en variables fundamentales para el proceso.

A continuación, en la Tabla 15 se describe el sistema de alarmas seleccionado y su objetivo.

Tabla 14. Sistemas de alarma y objetivo

ALARMA	VARIABLE	OBJETIVO
PAH 101	Presión alta en T-101	Alerta de una sobrepresión que no se está regulando
PAL 101	Presión baja en T-101	Alerta de una bajada de presión.
TAH 202	Temperatura alta	Alerta de una temperatura excesiva para la entrada al R-201 que podría dañar el catalizador y desestabilizar el sistema de reacción.
TAL 202	Temperatura baja	Alerta de temperatura demasiado baja a la entrada de R-201 y la reacción no se iniciará.
PAH 203	Presión alta	Presión excesiva en R-202 alerta fenómenos de sobrecalentamiento y generación excesiva de gases.
PAL 203	Presión baja	Presión baja en R-202 el sistema de reacción está diluido y no se cumplirá la conversión.
LAH 204	Nivel de líquido alto	Alerta de acumulación de líquido en el tanque flash, la calidad del producto final no será la esperada.
LAL 204	Nivel de líquido bajo	Alerta de que se está acumulando vapor en el sistema, la calidad del producto no se cumplirá y existe riesgo de colapso por aumento de presión.
TAH 305	Temperatura alta	Alerta de una temperatura excesiva a la salida del horno que dañará el catalizador y altera la seguridad en R-301
TAL 305	Temperatura baja	Alerta de temperatura baja a la salida del horno que impedirá el inicio de reacción en R-301.
TAH 306	Temperatura alta	Alerta de que la temperatura de entrada al lecho es excesiva, dañará el catalizador y la energía no será absorbida en la reacción: riesgo de formación de puntos calientes.
TAL 306	Temperatura baja	Alerta del defecto de temperatura de entrada al lecho, la reacción no llegará a la conversión.
PAH 307	Presión alta	Presión excesiva, el sistema colapsa y hay exceso de acumulación de gases.
PAL 307	Presión baja	Presión demasiado baja, el sistema está diluido y no se obtendrá la calidad del producto a recircular.

14.Seguridad

La seguridad es uno de los aspectos claves a la hora del diseño de una planta química industrial. Tanto las condiciones de temperatura y presión como los peligros

asociados a cada sustancia química utilizada en el proceso pueden suponer un riesgo tanto para bienes materiales como para personas, ya sean trabajadores o civiles.

Aunque existen muchas formas de clasificar un proceso en función de la seguridad que presenta el mismo, en este apartado se recogen los métodos más importantes de clasificación como la clasificación según la directiva SEVESO III, según el reglamento CLP, clasificación según los rombos de peligro NFPA, el cálculo del Índice DOW y del área de exposición. También es importante el dimensionamiento de dispositivos de alivio en caso de sobrepresión o estudiar los escenarios posibles en caso de fuga, con el objetivo de conocer la pérdida de compuesto que supondrían en un tiempo determinado.

14.2 Inventario de sustancias químicas

Antes de nada, para poder clasificar la planta industrial, es necesario realizar un inventario de todas las sustancias químicas que toman parte en la actividad del proceso.

De esta forma, en la siguiente tabla se recogen todas las sustancias, tanto materias primas como productos, así como las propiedades físicas más importantes de cada una, como temperatura de ebullición, fusión, autoignición, descomposición y los límites inferior y superior de explosividad.

**Como hay muchos hidrocarburos que salen del reactor FT, desde CH₄ hasta C₂₂H₄₈, se ha decidido que se cogerán los hidrocarburos medios, tal y como se hizo para realizar el balance de materia al reactor, disponible en el Anexo 1. Cálculos justificativos. Balances de materia y energía.*

Tabla 15. Propiedades físicas peligrosas de los compuestos de la planta







Compuesto	Ebullición	Fusión	Límites	Presión vapor	Punto flash	Autoignición
Hidrógeno	-252,8	-259,2	4-74,2	-	-	-
Monóxido de carbono	-191,5	-205	12,5-74	-	-	-
Dióxido de carbono	-	-78,5	-	57.249 hPa	-	--
Sulfuro de hidrógeno	-60	-85	4-46	17.369,8 hPa	-	-
Amoníaco	-33	-78	16-25	8.600 hPa	-	651
Nitrógeno	-196	-210	-	-	-	-
Agua	100	0	-	-	-	-
DEPG	>250	-	-	-	-	-
Metano	-161	-183	5-15	4.520 kPa	-	595
Propano	-42	-188	2,1-9,5	8.300 hPa	87	460
Tetradecano						
Oxígeno	-183	-219	-	-	-	-







14.3 Clasificación CLP

Uno de los métodos de clasificación es el llevado a cabo según la Regulación (EC) No 1272/2008, más conocido como reglamento CLP (Classification, Labelling and Packaging), por el cual se clasifican las sustancias químicas utilizadas en función de la peligrosidad que presenten, tanto peligrosidad química, como al medio ambiente o el peligro que supone estar en contacto directo con ellas.

En la siguiente tabla 17, se recogen los compuestos que forman parte del proceso productivo, así como sus pictogramas y las frases H (Hazard), que proporcionan información sobre los peligros asociados a la sustancia o mezcla en análisis.

Tabla 16. Pictogramas de cada una de las sustancias químicas presentes en la planta

Compuesto	Nº CAS	Pictogramas	Frases H*
H ₂	1333-74-0		H220 H280
CO	630-08-0		H220 H280 H331 H360D H372
CO ₂	124-38-9		H280
H ₂ S	7783-06-4		H220 H280 H330 H400
NH ₃	7664-41-7		H221 H280 H331 H314 H318 H400 H411
N ₂	7727-37-9		H280

H2O	7732-18-5	NA	NA
DEPG	24991-55-7	NA	NA
CH4	74-82-8	 	H220 H280
C3H8	74-98-6		H220 H280
C14H30	629-59-4		H304
O2	7782-44-7	 	H270 H280

*Explicación de frases H (Hazard):

- H220: gases extremadamente inflamables.
- H221: gases inflamables.
- H225: vapor y líquido altamente inflamable.
- H270: oxidante, puede causar o intensificar un incendio.
- H280: gases bajo presión, pueden explotar en caso de calentamiento.
- H304: mortal en caso de ingestión o penetración en las vías respiratorias.
- H314: causa severas quemaduras en la piel y daño ocular.
- H315: causa irritación cutánea.
- H318: causa serio daño ocular.
- H330: mortal si se inhala.
- H331: tóxico si se inhala.
- H360D: puede dañar al feto.
- H336: puede causar somnolencia o mareo.
- H372: causa daño a órganos por la prolongada o repetida exposición al ser inhalado.
- H400: muy tóxico para la vida acuática.
- H410: muy tóxico para la vida acuática con efectos de larga duración.
- H411: tóxico para la vida acuática con efectos de larga duración.

14.4 Clasificación NFPA

La clasificación NFPA (Norma para el Sistema de Identificación de Peligros de Materiales para Respuesta a Emergencias)(104) tiene el propósito de proporcionar una marca sencilla, de fácil comprensión y fácilmente reconocible sobre los peligros de una sustancia o material específico.



La marca que representa es un rombo o diamante, en donde clasifica a una sustancia con un valor cuantitativo (de 0 a 4) según una serie de peligros. El diamante se subdivide en otros 4 rombos, de forma que cada uno de ellos representa un peligro diferente con un color asociado, y será en esa subdivisión donde se coloquen los números clasificativos.








A continuación, se expone la explicación de cada uno de los subrombos, así como los diferentes peligros que representa cada uno de los números de clasificación:

- Color azul-peligro a la salud
 - 0: peligro mínimo
 - 1: peligro leve
 - 2: peligro moderado
 - 3: peligro grave
 - 4: peligro severo
- Color rojo-grado de inflamabilidad
 - 0: no se incendia
 - 1: tiene que precalentarse para que se incendie
 - 2: se incendia al calentarse moderadamente
 - 3: se enciende a temperaturas ambientes
 - 4: líquidos inflamables, volátiles y materiales pirofóricos
- Color amarillo-grado de inestabilidad
 - 0: normalmente estable
 - 1: normalmente estable pero puede convertirse en inestable si se calienta
 - 2: es posible un cambio químico violento a temperaturas y presiones elevadas
 - 3: capaz de detonación o explosión
 - 4: fácilmente capaz de detonación o explosión
- Color blanco-peligro especial
 - W: evite el uso de agua
 - OX: oxidante
 - SA: asfixiante simple

En la siguiente tabla resumen se recogen los diamantes NFPA de todas las sustancias de proceso.

Tabla 17. Rombo NFPA para cada una de las sustancias presentes en la planta

Compuesto	Diamante NFPA
Hidrógeno	
Monóxido de carbono	

Dióxido de carbono	-
Sulfuro de hidrógeno	
Amoníaco	
Nitrógeno	NA
Agua	NA
DEPG	NA
Metano	
Propano	
Octano	
Tetradecano	
Oxígeno	

*Fuente: cameo chemicals consultado el 8 de mayo de 2025

14.5 SEVESO

La directiva SEVESO III, traspuesta en el marco legal español como Real Decreto 840/2015, es una directiva que tiene como objetivo final clasificar la afectación de una planta química industrial según la peligrosidad intrínseca de las sustancias que participan en el proceso productivo. (105)

La directiva clasifica a las sustancias en las 4 categorías siguientes, según el Anexo I Parte 1 de la directiva, dependiendo de la clasificación de las frases H que estas reciban del reglamento CLP, disponible en las respectivas fichas de seguridad de los materiales.

- Peligro de salud (H)
- Peligro físico (P)
- Peligro al medio ambiente (E)
- Otros peligros (O)

A cada una de las categorías le corresponden dos cantidades umbral, umbral inferior y superior, que hacen referencia a las cantidades mínimas de una sustancia para que la planta industrial entre dentro de la clasificación SEVESO III.

Si la cantidad de sustancia supera el umbral inferior de la categoría correspondiente, se clasifica la planta como afectada por el nivel inferior. Si, además, la cantidad de sustancia supera el umbral superior de la categoría correspondiente, la planta química queda clasificada como afectada por el nivel superior. Si la cantidad de sustancia no supera ninguno de los dos umbrales, la planta química se clasifica como no afectada.

El análisis SEVESO se hace para todas las sustancias que están presentes a lo largo del proceso productivo, pero con que una de ellas supere el umbral inferior, la clasificación por nivel inferior es automática, al igual que si fuera por superar el umbral superior.

En caso de que ninguna sustancia superara el umbral inferior, se debe realizar la regla de la suma para el nivel inferior expuesta en la nota 4 de la directiva. Si esa regla de la suma resulta en un número mayor de 1, se debe realizar la regla de la suma para el nivel superior. Si se supera la regla de la suma para el nivel superior, la planta industrial queda clasificada como afectada por el nivel superior, en caso contrario, si solo supera la regla de la suma por el nivel inferior, la planta industrial queda clasificada como afectada por el nivel inferior.

Por otro lado, una sustancia puede clasificarse como sustancia nominada según la directiva. Son sustancias peligrosas que aparecen especificadas en el Anexo I Parte 2 de la directiva, y que cuentan con sus umbrales inferiores y superiores específicos, aunque puedan no coincidir con los umbrales debidos a la clasificación por peligros HPEO.

A continuación, se presenta una tabla con las sustancias del proceso productivo y la cantidad presente a tres días de la puesta en marcha de la planta:

Tabla 18. Cantidades acumulada en la planta de cada compuesto a 3 días de operación

Compuesto	N°CAS	Cantidad (t)
H₂	1333-74-0	221,84
CO	630-08-0	1342,38
CO₂	124-38-9	355,02
H₂S	7783-06-4	2,7
NH₃	7664-41-7	0,12
N₂	7727-37-9	501,96
H₂O	7732-18-5	426,21
DEPG	24991-55-7	17.053,11
CH₄	74-82-8	184,80
C₃H₈	74-98-6	45,39

C₁₄H₃₀	629-59-4	181,82
O₂	7782-44-7	150,01

Conocidas las sustancias, sus números de identificación y con las fichas de seguridad, se recogen en la siguiente tabla los peligros asociados de cada sustancia, además de los umbrales correspondientes según la directiva. Cabe destacar que en caso de ser una sustancia que aplica a varios umbrales, siempre se cogerá el menor de ellos para mayor seguridad.

Tabla 19. Peligros asociados a cada compuesto

Compuesto	Peligro	Nominada	Umbral inferior	Umbral superior
H₂	-	Si	5	50
CO	P2-gas inflamable categoría 1 H2-toxicidad aguda por inhalación categoría 3	No	10	50
CO₂	-	No	-	-
H₂S	-	Si	5	20
NH₃	P2-gas inflamable categoría 2 H2-toxicidad aguda por inhalación categoría 3 E1- peligro agudo de corta duración para el medio acuático categoría 1 E2-peligro crónico de larga duración para el medio acuático categoría 2	No	10	50
N₂	-	No	-	-
H₂O	-	No	-	-
DEPG	-	No	-	-
CH₄	P2-gas inflamable categoría 1	No	10	50
C₃H₈	-	Si	2500	25000
C₈H₁₈	-	Si	2500	25000
C₁₄H₃₀	-	Si	2500	25000
O₂	-	Si	200	2000

Por lo tanto, el último paso para conocer la afectación de la planta sería comparar los valores de cantidades en toneladas de cada sustancia (Tabla 19) con los valores de los umbrales de los materiales recientemente determinados (Tabla 20).

Tabla 20. Comparación de cantidades con umbrales SEVESO

Compuesto	Cantidad (t)	Umbral	Supera
H ₂	221,84	5-50	Nivel superior
CO	1342,38	10-50	Nivel superior
CO ₂	355,02	-	-
H ₂ S	2,7	5-20	NO
NH ₃	0,12	10-50	NO
N ₂	501,96	-	-
H ₂ O	426,21	-	-
DEPG	17.053,11	-	-
CH ₄	184,80	10-50	Nivel superior
C ₃ H ₈	45,39	2500-25000	NO
C ₁₄ H ₃₀	181,82	2500-25000	NO
O ₂	150,01	200-2000	NO

Según la reciente comparación, hay 3 sustancias que superan el umbral superior correspondiente, por lo tanto, teniendo en cuenta que solo es necesario que lo supere una sola para clasificar, la planta industrial queda clasificada como afectada por el nivel superior según la Directiva SEVESO III.

14.6 Índice DOW

El objetivo de este índice es evaluar cuantitativamente el peligro de un equipo de procesos debido a riesgos por fuegos y explosiones. Este índice evalúa el riesgo individual que un equipo tiene debido a fuegos o explosiones (106). Con la determinación de este índice es posible clasificar una planta química según el riesgo en 5 niveles:

Tabla 21. Clasificación de peligros

Clasificación	Índice fuego y explosión
Leve	1-60
Moderado	61-96
Intermedio	97-127
Grave	128-158
Severo	159+

Con la determinación del índice también se puede calcular un área y un radio de exposición en caso de explosión. El procedimiento de cálculo es el siguiente:

1. Selección del equipo de proceso que tendría un mayor impacto en caso de accidente.

2. Determinación del factor de material. Para determinar este factor, se usan los diamantes NFPA de las materias primas y productos del reactor.
3. Determinación de F1, factor de peligro general de proceso según la aplicación de penalidades presentes en la guía. La base del factor es 1.
4. Determinación de F2, factor de peligro especial de proceso según la aplicación de penalidades presentes en la guía, siendo la base del factor 1, como en el factor de peligro general.
5. Determinación de F3, que se define como un factor de peligro de unidad de proceso. Se calcula mediante la multiplicación de F1 y F2.
6. Determinación del índice de fuego y explosión mediante la multiplicación de F3 y FM, factor de material.
7. Determinación del radio, y, por consiguiente, el área de exposición en caso de explosión.
8. Por último, determinación del factor de daño FD, que representa el grado de pérdida por la exposición.

Es importante la elección del equipo adecuado en el momento de hacer el análisis. Se busca el equipo que presente mayor peligro o que pueda suponer un mayor impacto en la magnitud de un fuego o explosión potencial. Además, a la hora de elegir el equipo, también se tuvo en cuenta las cantidades de sustancias que trata, eligiendo la sustancia peligrosa que esté en mayor proporción.

Este sistema de análisis se puede implementar si el equipo propuesto maneja sustancias inflamables con un mínimo de 454 kg.

Por esas razones acabadas de presentar, y teniendo en cuenta que el análisis de seguridad que tiene sentido es considerando solo los equipos de la ampliación propuesta, el equipo final al que se hará el análisis es el reactor ATR.

En este caso, en el reactor ATR, el compuesto inflamable en mayor proporción es el monóxido de carbono, superando por mucho ese mínimo de 454 kg, con un valor de 10944,15 kg/h.

14.6.1 Factor de material

El factor de material es un valor básico para la determinación del índice de material. Es una medida del potencial intrínseco de liberación de energía del fuego o explosión producido por una combustión o una reacción química.

Existen dos maneras para determinar el factor de material, o bien con la siguiente tabla, o bien con el Anexo A de la guía de clasificación, anexo en el cual se recogen factores de material y ciertas propiedades físicas, como la temperatura de ebullición, de algunos de los compuestos típicos más usados.

Para la determinación del factor en base a la tabla, es necesario conocer los rombos NFPA de las sustancias a analizar, ya que serán necesarios los números de reactividad e inflamabilidad. Los rombos de casa una de las sustancias de proceso se puede ver en la tabla resumen del apartado de Clasificación NFPA.

Tabla 22. Números de reactividad e inflamabilidad

	$N_R=0$	$N_R=1$	$N_R=2$	$N_R=3$	$N_R=4$
$N_F=0$	1	14	24	29	40
$N_F=1$	4	14	24	29	40
$N_F=2$	10	14	24	29	40
$N_F=3$	16	16	24	29	40
$N_F=4$	21	21	24	29	40

Por lo tanto, para cada una de las distancias de proceso le corresponde un factor de material diferente. El factor de material final será el factor más grande haciendo una comparativa entre todos los factores de las sustancias. A continuación, se presenta una tabla con el factor por sustancia.

Tabla 23. Factor de material

Compuesto	Inestabilidad	Inflamabilidad	Factor de material
Hidrógeno	0	4	21
Monóxido de carbono	0	4	21
Dióxido de carbono	-	-	-
Nitrógeno	-	-	-
Agua	-	-	-
Metano	0	4	21
Propano	0	4	21
Tetradecano	-	-	-

Por lo tanto, según la tabla previamente presentada, el factor de material final es de 21.

14.6.2 Factor de peligros generales F1

En este apartado se procede a la explicación de las penalizaciones usadas para determinar el factor general de peligro de proceso. El factor base al que se le aplican estas penalizaciones es de 1.

- En el reactor ocurren tanto una reacción de hidrogenación como de polimerización, por ello, la penalización será la más alta. Se aplica una **penalización de 0,5** por la reacción de oxidación.
- Además de la reacción de oxidación parcial, también tiene lugar una SMR (reformado por vapor), por lo que se aplica una **penalización de 0,2** debido a la reacción endotérmica.
- Se aplica una **penalización de 0,5** por el manejo de carga y descarga de materiales inflamables de clase 1.
- No se aplica ninguna penalización por un acceso inadecuado a los equipos.

- Se supone una aplicación de una aplicación de **0,5** debido a que el reactor no cuenta con un área de contención del líquido en caso de fuga.

14.6.3 Factor de peligros especiales F2

Una vez evaluados los riesgos generales del proceso, se procede a la misma explicación de las penalizaciones debidas a los peligros especiales de proceso. Al igual que los peligros generales, el factor base al que se le aplican las penalizaciones es de 1.

- El monóxido de carbono tiene un factor de salud de 3 en su diamante NFPA, siendo la sustancia presente en el reactor que presenta un mayor factor de peligrosidad a la salud. Por lo tanto, la penalización de toxicidad será de **0,6**.
- No se aplica ninguna penalización por operación a vacío.
- Se aplica una penalización de **0,30** por la dependencia de la purga para que el inerte no supere la concentración límite inflamable. Por otro lado, el límite inferior de inflamabilidad de la mezcla es de 11%, que, multiplicando por el 21% de la composición de oxígeno en el aire, resulta que sería posible la explosividad de la mezcla con tan solo un 2,2% de oxígeno. Es por ello por lo que se añade una penalización adicional de **0,8**, debido a que la mezcla trabaja siempre cerca del límite de explosividad.
- No se aplica ninguna penalización por la presencia de polvo combustible.
- Se aplica una penalización debida a la presión de la mezcla presente en el reactor. La penalización correspondiente se usa la ecuación de la curva de la gráfica que está disponible en la guía de cálculo.

$$Y = 0,16109 + 1,61503 * \frac{X}{1000} - 1,42879 * \left(\frac{X}{1000}\right)^2 + 0,5172 * \left(\frac{X}{1000}\right)^3$$

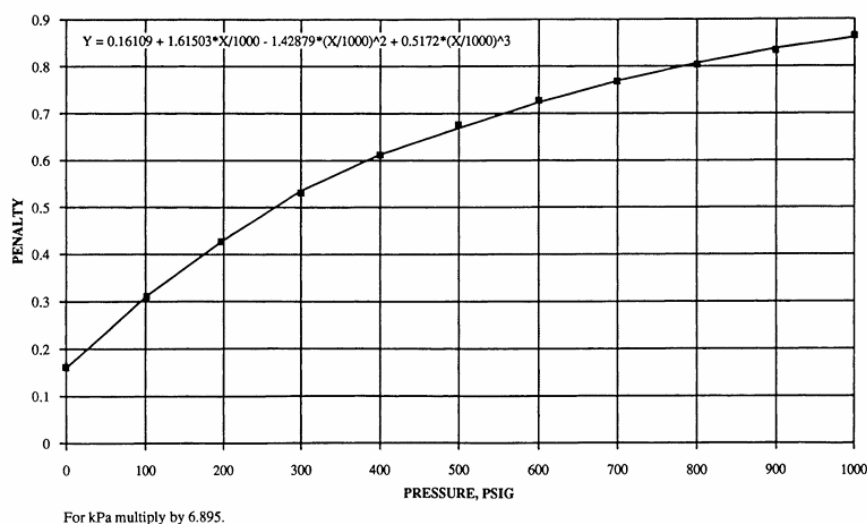


Figura 24. Penalización debida a la presión de operación del equipo

Por lo tanto, según la ecuación de la curva, con una presión de 275,4 psig (20 bar), la penalización correspondiente es de **0,51**.

- No se aplica ninguna penalización por bajas temperaturas, ya que el reactor opera a 250 grados.
- Para la aplicación de la penalización por gases inflamables en el proceso, se toma de referencia la siguiente gráfica disponible en la guía. Según la guía, este análisis se hace cuando el gas inflamable se eligió el material para la determinación del FM.

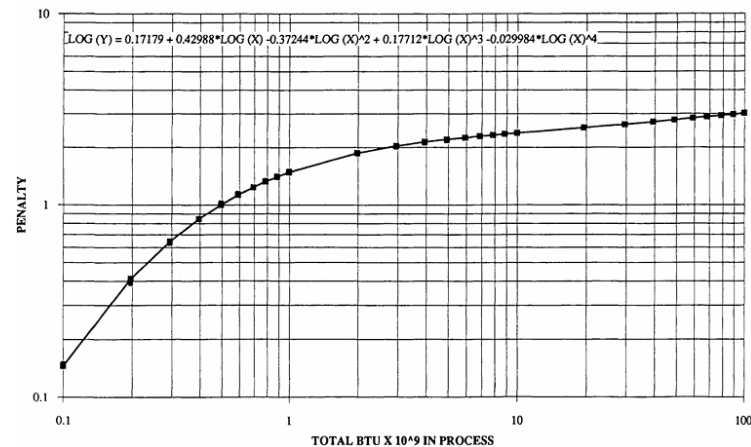


Figura 25. Penalización debida a los gases inflamables de proceso

$$\log(Y) = 0,17179 + 0,42988 * \log(X) - 0,37244 * \log(X)^2 + 0,177712 * \log(X)^3 - 0,029984 * \log(X)^4$$

Por ello, se necesita la entalpía de combustión del monóxido de carbono, que tiene un valor de 9.578 BTU/kg, que, multiplicando por 10944,15 kg/h de la corriente de entrada al reactor, resulta una entalpía de combustión de $0,1 * 10^9$ BTU. Sustituyendo este valor en la ecuación anteriormente expuesta, resulta una penalización de 0,15.

- No hay penalización por corrosión exterior.
- No se aplica ninguna penalización por fugas en juntas o uniones.
- No se aplica penalización por equipos antiincendios cercanos.
- No se aplica ninguna penalización por el uso de aceites térmicos.
- En el proceso, existe una bomba que supera los 75 hp, por ello, se aplica una penalización de **0,5**.

14.6.4 Índice de incendio y explosión

Teniendo en cuenta todas las penalizaciones y el factor de material determinado al principio del análisis, se puede determinar el índice de incendio y explosión, que resulta de un valor de 218,86, por lo que la clasificación es SEVERA. Puede verse el proceso de cálculo en la siguiente tabla.

14.6.5 Radio y área de exposición

A partir de ese índice, y según la siguiente gráfica disponible en la guía de DOW, el radio de exposición, y, por tanto, el área de exposición (sumiendo un área circular), se pueden calcular de la siguiente manera:

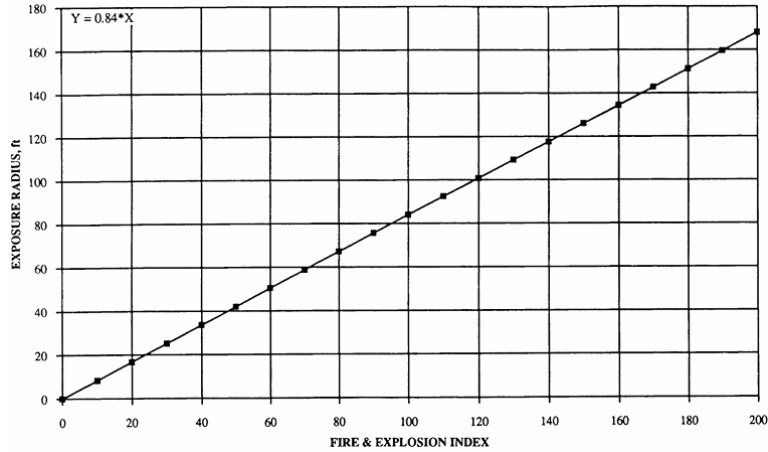


Figura 26. Determinación del factor de radio de daño por exposición

$$Y = 0,84 \cdot X$$

El radio de exposición es de 183,84 ft o 56,02 metros. Por otro lado, el área de exposición resultante es de 9.859,1 m².

14.6.6 Factor de daño

Por otro lado, a partir del factor de material y del F3, resultado de la multiplicación de F1 y F2, se puede determinar el factor de daño a partir de la siguiente gráfica:

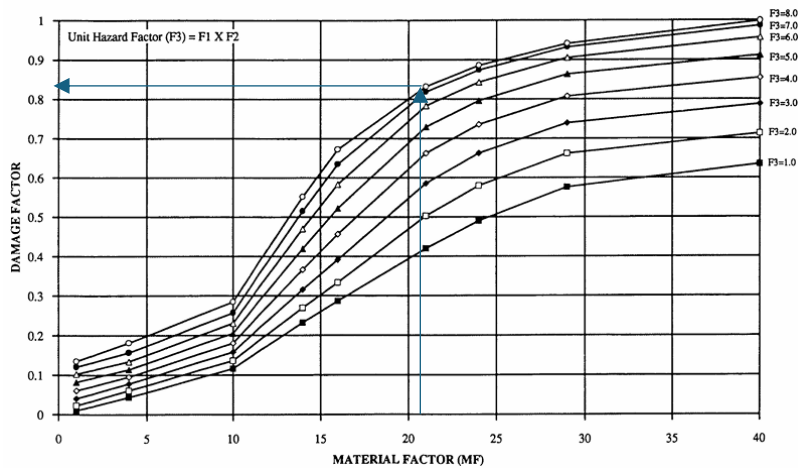


Figura 27. Determinación del factor de daño

Como se puede observar en la gráfica anterior, solo hay curvas disponibles hasta un F3 de 1. A pesar de que el F3 de este proceso es mayor, se va a considerar la curva de F3 igual a 8 por ser el mayor valor posible. Por lo tanto, el factor de daño correspondiente con un factor de material de 21 es de 0,81.

14.6.7 Resumen de resultados

A continuación, se presenta una tabla a modo resumen de los datos obtenidos en este análisis DOW.

Tabla 24. Tabla resumen de los datos obtenidos en el análisis

Campo	Valor
Índice de incendio y explosión	218,86
Radio de exposición	56,02 metros
Área de exposición ($\pi \cdot R^2$)	9.859,1 m ²
Factor de daño	0,81

Se podrían tomar medidas para la disminución de este factor de daño y del índice de explosión, proponiendo, por ejemplo, un adecuado sistema de drenaje, lo que podría reducir el factor F1 e un 0,5.

14.7 Distancias de seguridad

Se distinguen dos tipos de protecciones de seguridad en una planta química industrial, dependiendo de si toma parte activamente o no de la mitigación de un accidente químico. A continuación, se procede con la explicación, además de algunos ejemplos de medidas que se pueden llevar a cabo:

1. Protección pasiva: como su propio nombre indica, no participa activamente durante el evento o accidente, si no que se encarga de implementar medidas para reducir las consecuencias o los daños que puede causar ese accidente. Entre los elementos de protección pasiva, se encuentran los siguientes:
 - a. Distancias mínimas entre tanques e instalaciones.
 - b. Muros de contención de derrames y medios para la conducción de estos.
 - c. Muros protectores.
 - d. Aislamiento térmico e ignifugación.
 - e. Ventilación e inertización de espacios cerrados.
 - f. Vías de acceso y escape.
2. Protección activa: a diferencia de la anterior, se tratan de medidas de protección que buscan prevenir el impacto del accidente participando activamente durante el evento. Algunos ejemplos de elementos de protección activa son los siguientes:
 - a. Protección e instalación para la lucha contra incendios.
 - b. Cortinas de agua.
 - c. Pulverizadores.
 - d. Válvulas de corte.

En este apartado se analizarán las distancias mínimas de seguridad entre equipos y bloques, distancias necesarias para el correcto *layout* de la planta de producción. Para este cálculo de distancias se emplea la *GAPS (Guía de Servicios Globales de Protección de Activos)*. (107)

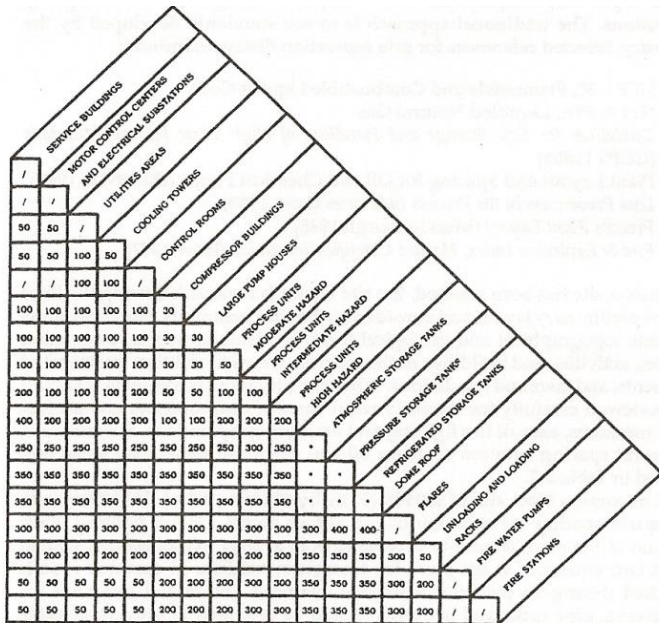


Figura 28. Distancia de seguridad mínimas entre bloques

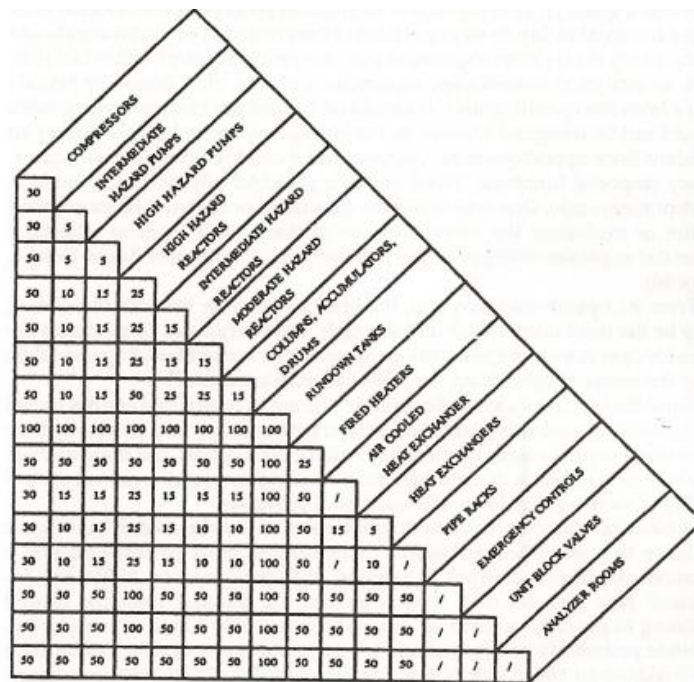


Figura 29. Distancias de seguridad mínimas entre equipos de proceso

Los reactores del proceso, debido a la exotermicidad de las reacciones que ocurren, se han considerado para este análisis como reactores de peligro alto. Por otro lado, las bombas y compresores se consideran de peligro intermedio, debido a las condiciones de presión de la planta. Por otro lado, como la columna de absorción no tiene reacción química, se considera como una unidad de peligrosidad moderada.

Tabla 25. Distancias mínimas de seguridad entre bloques aplicadas al proceso

	Servicio	Utilidades	Control	Moderada	Intermedia
Edificios de servicio	-				
Área de utilidades	15,25	-			
Sala de control	-	30,5	-		
Unidades de peligrosidad moderada	30,5	30,5	30,5	-	
Unidades de peligrosidad intermedia	61	30,5	61	30,5	-
Tanque de almacenamiento a presión	106,75	106,75	106,75	106,75	106,75

En cuanto a la distancia entre equipos:

Tabla 26. Distancias mínimas entre equipos aplicadas al proceso

	Compresor	Bomba peligro intermedio	Reactor peligro alto	Columna	Intercambiador	Válvula	Horno
Compresor	9,15						
Bombas peligro intermedio	9,15	1,525					
Reactor peligro alto	15,25	3,05	7,625				
Columna	15,25	3,05	15,25	4,575			
intercambiador	9,15	3,05	7,625	3,05	1,525		
Válvula	15,25	15,25	30,5	15,25	15,25	-	
Horno	15,25	15,25	15,25	15,25	15,25	15,25	7,625

*Para pasar las distancias de pies a metros se utilizó la equivalencia de 1ft=0,305m.

14.8 Matriz de compatibilidad

Existen compuestos químicos que no son compatibles entre sí, pudiendo generar reacciones descontroladas y peligrosas o gases que aumenten la presurización. Es por ello

por lo que se necesita estudiar la compatibilidad de las sustancias tratadas en una planta química, de forma que se pueda conocer las sustancias que son totalmente incompatibles.

Una forma de medir la compatibilidad de dos sustancias químicas es mediante una matriz de compatibilidad generada por CRW4 ('chemical reactivity worksheet'), un software que estudia la reactividad química de miles de compuestos peligrosos, siendo capaz de clasificar cada pareja de sustancias entre totalmente incompatibles, peligrosa bajo ciertas condiciones, compatible, o autorreactiva.

NFPA			Fischer-Tropsch Compatibility Chart											
Health	Flammability	Instability	Special	AMMONIA, ANHYDROUS	CARBON DIOXIDE	CARBON MONOXIDE	HYDROGEN	HYDROGEN SULFIDE	METHANE	N-TETRADECANE	NITROGEN	OXYGEN	PROPANE	WATER
3	1	0		AMMONIA, ANHYDROUS										
				CARBON DIOXIDE	Y									
3	4	0		CARBON MONOXIDE	Y	Y								
0	4	0		HYDROGEN	Y	Y	Y							
4	4	0		HYDROGEN SULFIDE	Y	Y	Y	Y						
2	4	0		METHANE	Y	Y	Y	Y	Y					
1	1	0		N-TETRADECANE	Y	Y	Y	Y	Y	Y				
				NITROGEN	Y	Y	Y	Y	Y	Y	Y			
3	0	0	OH	OXYGEN	N	Y	N	N	N	N	N	Y		
2	4	0		PROPANE	Y	Y	Y	Y	Y	Y	Y	Y	N	
				WATER	C	Y	Y	Y	N	Y	Y	Y	N	Y

Figura 30. Matriz de compatibilidad entre todos los compuestos

*Explicación de la incompatibilidad de las parejas de sustancias:

- **Oxígeno-amoniaco:** incompatibles. La reacción entre los compuestos puede liberar gases que causen presurización, además de ser una reacción potencialmente violenta, intensa y explosiva. Nunca entran en contacto porque el amoniaco se separa en el absorbedor inicial.
- **Oxígeno-monóxido de carbono:** incompatibles. Los productos debidos a la reacción entre los compuestos pueden ser explosivos o sensibles a shock/fricción e inflamables, además de que puede liberar productos gaseosos que causan presurización. Es una reacción exotérmica a temperatura ambiente y puede ser potencialmente intensa violenta o explosiva. Por último, los productos de la reacción pueden ser inestables a temperaturas superiores a la temperatura ambiente.
- **Oxígeno-hidrógeno:** incompatibles. Los productos debidos a la reacción entre los compuestos pueden ser explosivos o sensibles a shock/fricción e inflamables,

además de que puede liberar productos gaseosos que causan presurización. Es una reacción exotérmica a temperatura ambiente y puede ser potencialmente intensa violenta o explosiva. Por último, los productos de la reacción pueden ser inestables a temperaturas superiores a la temperatura ambiente.

- **Oxígeno-sulfuro de hidrógeno:** incompatibles. Los productos de la reacción pueden ser inflamables o tóxicos. La reacción puede ser potencialmente intensa, violenta o explosiva, además de liberar productos gaseosos que pueden causar presurización. Nunca entran en contacto porque el sulfuro de hidrógeno se separa en el absorbedor inicial.
- **Oxígeno-metano:** incompatibles. Los productos de la reacción pueden ser inflamables y tóxicos. La reacción es exotérmica a temperatura ambiente, pudiendo ser particularmente intensa, violenta o explosiva, además de liberar productos gaseosos que pueden causar presurización.
- **Oxígeno-tetradecano:** incompatibles. Los productos de la reacción pueden ser inflamables y liberar productos gaseosos que pueden causar presurización. Es una reacción exotérmica en condiciones ambientes, pudiendo ser particularmente violenta, intensa o explosiva. Los productos generados por la reacción pueden ser tóxicos. Nunca entran en contacto porque el tetradecano se separa antes que el reactor ATR.
- **Oxígeno-propano:** incompatibles. Los productos de la reacción pueden ser inflamables y tóxicos. La reacción es exotérmica a temperatura ambiente, pudiendo ser particularmente intensa, violenta o explosiva, además de liberar productos gaseosos que pueden causar presurización. Nunca entran en contacto porque el propano se separa antes del reactor ATR.
- **Agua-amoniaco:** precaución. Reacción exotérmica a temperatura ambiente. Nunca entran en contacto porque el amoniaco se separa en el equipo inicial del proceso.
- **Agua-sulfuro de hidrógeno:** incompatibles. Los productos de la reacción pueden ser corrosivos, inflamables y tóxicos. La reacción es exotérmica a temperatura ambiente, además de liberar productos gaseosos que pueden causar presurización. Sin embargo, estas sustancias nunca entran en contacto, porque el H₂S se separa en el equipo inicial del proceso.
- **Agua-oxígeno:** incompatibles. Los productos de la reacción pueden ser corrosivos y tóxicos. La reacción es exotérmica a temperatura ambiente y libera productos gaseosos que pueden causar presurización.

14.9 Dispositivos de alivio

Las válvulas de alivio son una de las medidas de seguridad más importante en los equipos de proceso a presión. Su función empieza cuando la presión de un equipo de proceso supera el límite establecido, de forma que se abre protegiendo el sistema de sobrepresiones y permitiendo que la presión sea liberada de manera controlada al exterior. Es un dispositivo que está normalmente cerrado y funciona como un sistema de protección de los equipos ayudando a prevenir accidentes.

A pesar de estar diseñadas para la seguridad de los equipos, no solo se dañan los equipos en una sobrepresión, si no que pueden suceder accidentes, como una explosión por sobrepresión, que causen daños a personas o al medio ambiente, si las sustancias que albergaba el equipo eran dañinas y tóxicas.

Su funcionamiento, según las partes que se pueden ver en la imagen BZK, es el siguiente:

1. La presión del sistema, en condiciones normales, actúa en la parte inferior del disco. Normalmente, la válvula se mantiene cerrada debido a que el resorte ejerce una fuerza sobre el vástago y el disco, manteniéndolos cerrados contra la boquilla. También, es posible ajustar la presión a la que se abriría la válvula mediante los tornillos de ajuste.
2. Cuando la presión del sistema aumenta lo suficiente, superando la fuerza de empuje del resorte, la presión empuja al disco hacia arriba, lo que levanta el vástago. Este movimiento permite que el disco se separe de la boquilla, abriéndose un paso que permite que la sobrepresión salga del sistema.
3. La cantidad de fluido que se escape dependerá de cuánto se levante el disco.
4. Cuando la presión del sistema vuelve a las condiciones normales de operación, el resorte vuelve a bajar y ejercer fuerza sobre el disco y el vástago, cerrando de nuevo la boquilla.

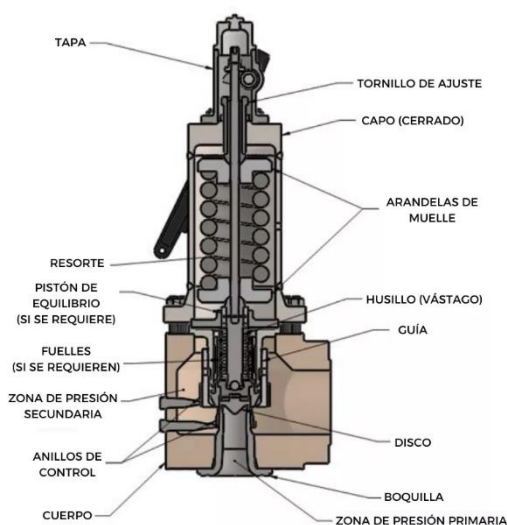


Figura 31. Partes de una válvula de alivio

14.9.1 Dimensionamiento

Todos los equipos que estén diseñados en base a la norma *ASME Section VIII Div.1* deben contar con una válvula de alivio (108). En este apartado se mostrará el proceso de cálculo justificativo para el dimensionamiento de la válvula de alivio de los equipos diseñados en esta memoria.

Se procede a explicar el proceso de cálculo del dimensionado, ya que es común para los dos equipos, y los resultados se mostrarán en forma de tabla.

El área de una válvula de alivio se calcula con la siguiente ecuación, debido a tratarse de flujos gaseosos:

$$A = \frac{13160 \cdot W}{C \cdot k_d \cdot P_1 \cdot k_b \cdot k_c} \cdot \sqrt{\frac{T \cdot Z}{M}}$$

Siendo:

- W: caudal másico de gas.
- M: masa molar del gas.
- T: temperatura de operación:
- P1: suma de la presión de diseño y la sobrepresión considerada.
- Z: factor de compresibilidad.
- kd, kb, kc: constantes determinadas.
- C: constante calculada en función de la relación Cv/Cp.

El primer paso en el dimensionamiento es la determinación de la presión de diseño a la que está diseñado el equipo concreto. Se puede calcular de dos formas, aplicando un 10% sobre la presión de operación o sumando 25 psi a la presión de operación. La presión de diseño final será el mayor resultado de esas dos operaciones.

Por lo tanto, P1, o la presión de descarga, se calcula como la suma de la presión de diseño, la sobrepresión (10% sobre la presión de diseño) y la suma de la presión atmosférica, para convertirla en presión absoluta. Con esa presión P1 y la relación Cv/Cp de la mezcla gaseosa que se vaya a ventear, se puede calcular la presión crítica con la siguiente ecuación:

$$P_{cf} = P_1 \cdot \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}}$$

Si el valor de P_{cf} supera a la contrapresión, que no existe en este caso, ya que la presión exterior es la atmosférica.

Para el cálculo de la constante C, se usa la siguiente ecuación:

$$C = 520 \cdot \sqrt{\gamma \cdot \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma + 1}{\gamma - 1}}}$$

Por último, se explicará la determinación de los valores de las constantes kd, kb, kc:

- k_d : depende de la fase del fluido que se ventea. Es una constante determinada por el código *ASME Code Sect. VIII*. Hay dos tipos de k_d , la efectiva y la real.

Tabla 27. Determinación de k_d

Medio	API RP 520	ASME Code Sect. VIII LESER API Series 526
	$k_{efectiva}$	k_{real}
Gas o vapor	0,975	0,455 (orificio D) 0,801 (orificio E-T)
Líquido	0,65	0,343 (orificio D) 0,579 (orificio E-T)
Flujos bifásicos	0,85	-

Teniendo en cuenta el flujo de entrada, los valores se corresponden con los de medio gaseoso.

- k_b : se determina mediante la relación de la presión de disparo con la contrapresión. Como ya se ha mencionado, se considera que no hay contrapresión existente, por lo que la constante toma un valor de 1.
- k_c : depende de la presencia de disco de ruptura. Como en este caso no se considera su existencia, el valor de la constante es igual a 1.

En la siguiente tabla se recogen los datos y el resultado final para el área de descarga:

Tabla 28. Resultado del área de la válvula de alivio para la columna T-101 y el reactor R-301

Parámetro	T-101	R-301	Unidades
$P_{diseño}$	27,5	22	bar
Sobrepresión	2,78	2,2	bar
P_1	31,25	24,2	bar
P_{cf}	16,5	12,78	bar
T	303	773	K
M	21,9	11,08	g/mol
γ	1,4	1,4	
W	16.361,66	21.849,28	kg/h
Z	0,967	1	
C	356,06	356,06	
k_d	0,975 o 0,801	0,975 o 0,801	
k_b	1	1	
k_c	1	1	
Ad (k_d efectiva)	725,97	2858,70	mm ²
Ad (k_d real)	883,69	3479,7	mm ²

Con esos valores de áreas de descarga, a partir del código se pueden determinar el tipo de válvula de alivio que es necesario usar, recogidas en la siguiente tabla.

Tabla 29. Selección de orificios para cada válvula de alivio

	Orificio	Área	Unidades
T-101	J	1018	mm ²
R-301	P	5026	mm ²

La selección del tipo de válvula viene determinada por que el tipo de válvula supere el área de descarga que se calculó como necesaria.

15. Marco legal

En este apartado se recoge la legislación a aplicar en el contexto del proyecto, así como los códigos, normas y estándares que se han considerado para el diseño y estructuración del proyecto.

15.2 Legislación general

Ley 21/1992 de 16 de julio, de Industria (BOE 23/07/92) regula la seguridad industrial, el control y la autorización de las actividades industriales.

Ley 25/2009, de 22 de diciembre, de modificación de diversas leyes para su adaptación a la Ley sobre el libre acceso a las actividades de servicios y su ejercicio. (BOE 23/12/09)

Real Decreto 2200/1995, de 28 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de la infraestructura para la Calidad y la Seguridad Industrial (BOE 06/02/96)

Ley 19/2013, de 9 de diciembre, de transparencia, acceso a la información pública y buen gobierno.

Real Decreto 1072/2015, de 27 de noviembre, por el que se modifica el Real Decreto 2200/1995, de 28 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de la Infraestructura para la Calidad y la Seguridad Industrial. (BOE 14/12/15)

Real Decreto 145/2023, de 28 de febrero, por el que se modifican diversas normas reglamentarias en materia de seguridad industrial para su adaptación al principio de reconocimiento mutuo.

Real Decreto 559/2010, de 7 de mayo, por el que se aprueba el Reglamento del Registro Integrado Industrial (BOE 22/05/10)

Real Decreto 314/2006, de 17 de marzo, por el que se aprueba el Código Técnico de la Edificación.

- Normativa ambiental

Ley 26/2007, de 23 de octubre, de Responsabilidad Medioambiental.

Ley 7/2007, de 9 de julio de Gestión Integrada de la Calidad Ambiental

Ley 34/2007, de 15 de noviembre, de calidad del aire y protección de la atmósfera.

Ley 7/2022, de 8 de abril, de residuos y suelos contaminados para una economía circular.

Ley 21/2013, de 9 de diciembre, de evaluación ambiental.

Real Decreto 105/2008, de 1 de febrero, por el que se regula la producción y gestión de los residuos de construcción y demolición.

Resolución de 20 de enero de 2009, de la Secretaría de Estado de Cambio Climático, por la que se publica el Acuerdo del Consejo de ministros por el que se aprueba el Plan Nacional Integrado de Residuos para el período 2008-2015.

Ley 37/2003, de 17 de noviembre, del Ruido.

Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas.

- Seguridad y salud laboral (NIST)

Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales.

Ley 33/2011, de 4 de octubre, General de Salud Pública.

Real Decreto Legislativo 8/2015, de 30 de octubre, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley General de la Seguridad Social.

Real Decreto 681/2003, de 12 de junio, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores expuestos a los riesgos derivados de atmósferas explosivas en el lugar de trabajo.

Real Decreto 485/1997, de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo.

Real Decreto 374/2001, de 6 de abril, sobre la protección de la salud y seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con los agentes químicos durante el trabajo.

- Seguridad en la instalación

Real Decreto 164/2025, de 4 de marzo, por el que se aprueba el Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales.

Real Decreto 842/2002, de 2 de agosto, por el que se aprueba el Reglamento electrotécnico para baja tensión

Real Decreto 337/2014, de 9 de mayo, por el que se aprueban el Reglamento sobre condiciones técnicas y garantías de seguridad en instalaciones eléctricas de alta tensión y sus Instrucciones Técnicas Complementarias ITC-RAT 01 a 23 (BOE 09/06/14)

- Específica del sector químico

Ley 8/2010 por la que se establece el régimen sancionador previsto en los Reglamentos REACH y CLP.

Reglamento (CE) nº 1272/2008 de 16 de diciembre de 2008, sobre clasificación, etiquetado y envasado de sustancias y mezclas, y por el que se modifican y derogan las Directivas 67/548/CEE y 1999/45/CE y se modifica el Reglamento (CE) nº 1907/2006.

Reglamento Delegado (UE) 2020/11 de la Comisión de 29 de octubre de 2019 que modifica el Reglamento (CE) n.o 1272/2008 del Parlamento Europeo y del Consejo sobre clasificación, etiquetado y envasado de sustancias y mezclas en cuanto a la información relativa a la respuesta sanitaria en caso de urgencia

Reglamento (CE) nº 1907/2006 del Parlamento Europeo y del Consejo, de 18 de diciembre de 2006, relativo al registro, la evaluación, la autorización y la restricción de las sustancias y preparados químicos (REACH), por el que se crea la Agencia Europea de Sustancias y Preparados Químicos, se modifica la Directiva 1999/45/CE y se derogan el Reglamento (CEE) nº 793/93 del Consejo y el Reglamento (CE) nº 1488/94 de la Comisión así como la Directiva 76/769/CEE del Consejo y las Directivas 91/155/CEE, 93/67/CEE, 93/105/CE y 2000/21/CE de la Comisión.

Real Decreto 840/2015, de 21 de septiembre, por el que se aprueban medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas.

Real Decreto 809/2021, de 21 de septiembre, por el que se aprueba el Reglamento de equipos a presión y sus instrucciones técnicas complementarias.

- Códigos de diseño y estándares

ASME BVP

ASME Code Sect. VIII LESER API Series 526

Normas UNE

Normas ISO

ANSI/ISA-S5.1

Normas DIN

16. Bibliografía

1. GREENALIA. *Greenalia Y P2X-Europe.* , 2023. Disponible en <https://greenalia.es/noticia/greenalia-y-p2x-europe-solicitan-que-su-proyecto-breogan-para-producir-efuels-neutros-en-co2-en-galicia-sea-clasificado-como-iniciativa-empresarial-prioritaria/>
2. EAS BARCELONA. *Combustible Para Aviones: Tipos Y Características*, 2023. Disponible en <https://easbcn.com/combustible-para-aviones-tipos-y-caracteristicas/>
3. SHELL ESPAÑA. *Ficha De Datos De Seguridad.* , 1999. Disponible en <https://www.ecosmep.com/cabecera/upload/fichas/4903.pdf>
4. REPSOL. *¿Qué Es El Octanaje O Índice De Octano De La Gasolina?* s.f. Disponible en <https://www.repsol.es/particulares/asesoramiento-consumo/octanaje-octano/>
5. Javier Pollos and Brais Armiño. *El Sector De La Aviación Con Ignacio Bilbao.* Nov 24, 2024. Disponible en <https://www.atlanthy.com/podcast/aviacion/>
6. SimpliFlying. *Pathways to Sustainable Aviation Fuel (North America Edition).* Agosto 13, 2024. Disponible en <https://simpliflying.com/reports/pathways-to-sustainable-aviation-fuel-north-america/>
7. EASA Pro. *State of the EU SAF Market in 2023.* Dic 05, 2024. Disponible en <https://www.easa.europa.eu/en/document-library/general-publications/state-eu-saf-market-2023>
8. DATA BRIDGE Market Research. *North America Sustainable Aviation Fuel Market - Industry Trends and Forecast to 2029.* abril, 2022. Disponible en <https://www.databridgemarketresearch.com/reports/north-america-sustainable-aviation-fuel-market?srsId=AfmBOorE7hBJ39tZPcx11kR8fiFxHMBdeqP7nZzHCKmmEch2NEg69N0L>
9. Abhinav kumar. *Asia Pacific Sustainable Aviation Fuel (SAF) Market Outlook to 2030.* Dic, 2024. Disponible en <https://www.kenresearch.com/industry-reports/asia-pacific-sustainable-aviation-fuel-saf-market>
10. TOPSOE. *The Outlook of SAF.* , 2025. Disponible en <https://www.topsoe.com/sustainable-aviation-fuel/saf-outlook>
11. S. BOSE. *U.S Sustainable Aviation Fuel Production Target Faces Cost, Margin Challenges.* Nov 1, 2023. Disponible en <https://www.reuters.com/sustainability/us-sustainable-aviation-fuel-production-target-faces-cost-margin-challenges-2023-11-01/>
12. AtlanHy. *ReFuelEU Aviation: La Llave Al Mercado Del SAF*, 2025. Disponible en <https://www.atlanthy.com/refueleu-aviation/>
13. TOPSOE. *The Fuel for Thought Podcast - Episodio 2.* , 2025. Disponible en <https://renewables.topsoe.com/podcast>
14. TOPSOE. *The Fuel for Thought Podcast - Episodio 1.* , 2025. Disponible en <https://renewables.topsoe.com/podcast>
15. S. NIKHIL, et al. *SAF - the Time is Now.* Feb 18, 2025. Disponible en https://reports.weforum.org/docs/WEF_Global_Aviation_Sustainability_Outlook_2025.pdf
16. Consejo Europeo. *Pacto Verde Europeo.* Disponible en <https://www.consilium.europa.eu/es/policies/european-green-deal/>
17. Consejo europeo. *Objetivo 55.* Disponible en <https://www.consilium.europa.eu/es/policies/fit-for-55/>

18. Asociación de líneas aéreas. *Las Compañías Aéreas Pagarán Un Sobrecoste De Más De 234 Millones De Euros Por El Uso De SAF En España En 2025*. enero 2, 2025. Disponible en <https://www.alaspain.com/las-companias-aereas-pagaran-un-sobrecoste-de-mas-de-234-millones-de-euros-por-el-uso-de-saf-en-espana-en-2025/>
19. Matthey. *The Price of Sustainable Aviation Fuel (SAF)*. octubre 30, 2024. Disponible en <https://matthey.com/media/expert-insights/the-price-of-sustainable-aviation-fuel>
20. REPSOL. *Combustibles Sostenibles De Aviación*. , 2024 Disponible en: https://plataforma-aeroespacial.es/wp-content/uploads/2024/01/REPSOL_JAVIER-DIAZ.pdf.
21. EUROPEAN COMMISSION. *Communication from the Commission to the European Parliament, the Council, the European Economic and Social Committee and the Committee of the Regions Empty*. , 2021 Disponible en: <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/EN/TXT/?uri=CELEX:52021DC0550>.
22. Farai, et al. Cost-Effective Sustainable Aviation Fuel: Insights from a Techno-Economic and Logistics Analysis. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, March, 2025. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1364032124008839> DOI <https://doi.org/10.1016/j.rser.2024.115157>.
23. CARBONCLICK. *Exploring the Real Costs of Sustainable Aviation Fuels*. 1 January, 2023. Disponible en <https://www.carbonclick.com/news-views/exploring-the-real-costs-of-sustainable-aviation-fuels>
24. AIR BP. *How all Sustainable Aviation Fuel (SAF) Feedstocks and Production Technologies can Play a Role in Decarbonizing Aviation*. April, 2023. Disponible en https://www.bp.com/en/global/air-bp/news-and-views/views/how_all_sustainable_aviation_fuel_SAF_feedstocks_and_production_technologies_can_play_a_role_in_decarbonising_aviation.html
25. IATA. *Sustainable Aviation Fuel: Technical Certification*. s.f. Disponible en: <https://www.iata.org/contentassets/d13875e9ed784f75bac90f000760e998/saf-technical-certifications.pdf>.
26. JUAN CARLOS LÓPEZ. *Las Biorrefinerías, Una Apuesta Firme Hacia La (Bio)Economía Circular*. , 2020. Disponible en <https://www.ainia.com/ainia-news/biorrefinerias-apuesta-firme-bioeconomia-circular/>
27. EUBIA. *Biomass Processing Technologies*. s.f. Disponible en <https://www.eubia.org/cms/wiki-biomass/biomass-processing-technologies/>
28. U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY, &. and NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY. *State Bioenergy Primer*. , 2009 Disponible en: <https://docs.nrel.gov/docs/fy10osti/44688.pdf>.
29. Dr. Birgit Kamm, Dr. Patrick R. Gruber and Michael Kamm. *Biorefineries-Industrial Processes and Products: Status Quo and Future Directions*. , 2005 ISBN 9783527310272. DOI 10.1002/9783527619849.
30. J.S.D.S. JAIME SANTILLANA. *Blending & Refinería Conchan De Petroperu*. , 2019 Disponible en <https://www.ssecoconsulting.com/blending-en-refinacion-petroleo.html> .
31. Miaojia, et al. Hydroprocessing of Lipids: An Effective Production Process for Sustainable Aviation Fuel. *Energy. ScienceDirect*, 15 November, 2023. Disponible en: https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S036054422302501X?fr=RR-2&ref=pdf_download&rr=9170f9ccced0eca1 DOI <https://doi.org/10.1016/j.energy.2023.129107>.

32. SKYNRG. *Technology Basics*. s.f. Disponible en <https://skynrg.com/sustainable-aviation-fuel/technology-basics/>
33. NESTE. *Neste MY Sustainable Aviation Fuel – an Easy Leap Towards Sustainable Aviation*. s.f. Disponible en <https://www.neste.com/products-and-innovation/sustainable-aviation/sustainable-aviation-fuel>
34. FERNANDO NICOLÁS VELA GARCÍA. *Biojet Fuel Production Via Alternative Thermochemical Routes: Thermo-economic, Life Cycle and Flight Performance Analysis*. UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE MADRID, 2021. Disponible en <https://oa.upm.es/68667/>
35. Dimitrios-Sotirios, et al. Life Cycle Assessment of an Innovative Alcohol-to-Jet Process: The Case for Retrofitting a Bioethanol Plant for Sustainable Aviation Fuel Production. *Renewable Energy. ScienceDirect*, July, 2024. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960148124005779> DOI <https://doi.org/10.1016/j.renene.2024.120512> Get rights and content.
36. ICAO ENVIRONMENT. *Sustainable Aviation Fuels Guide*. , 2017 Disponible en: [https://www.icao.int/environmental-protection/knowledge-sharing/Docs/SustainableDisponibile en20AviationDisponibile en20FuelsDisponibile en20Guide_vf.pdf](https://www.icao.int/environmental-protection/knowledge-sharing/Docs/SustainableDisponibile%20AviationDisponibile%20FuelsDisponibile%20Guide_vf.pdf).
37. Ronaldo Gonçalves dos and Santos. Biomass-Derived Syngas Production Via Gasification Process and its Catalytic Conversion into Fuels by Fischer Tropsch Synthesis: A Review. *International Journal of Hydrogen Energy. ScienceDirect*, 17 July, 2020. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0360319919327090> DOI <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.07.133>.
38. Hilal Ezgi Toraman. *Proceso Fischer-Tropsch Para Generar Combustibles Líquidos*. s.f. Disponible en https://espanol.libretexts.org/Ingenieria/Ingenieria_Biologica/Combustibles_alternativos_a_partir_de_fuentes_de_biomasa
39. Lingyun Zhang a b f, et al. Sustainable Jet Fuel from Municipal Solid waste–Investigation of Carbon Negativity and Affordability Claims. *Resources, Conservation and Recycling. ScienceDirect*, November, 2024. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0921344924004129> DOI <https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2024.107819>.
40. D.T. Pio a c, et al. Decarbonizing the Aviation Sector with Electro Sustainable Aviation Fuel (eSAF) from Biogenic CO₂ Captured at Pulp Mills. *Chemical Engineering Journal. ScienceDirect*, 1 May, 2023. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1385894723010483> DOI <https://doi.org/10.1016/j.cej.2023.142317>.
41. David A. Wood a, Chikezie Nwaoha b and Brian F. Towler c. Gas-to-Liquids (GTL): A Review of an Industry Offering several Routes for Monetizing Natural Gas. *Journal of Natural Gas Science and Engineering. ScienceDirect*, November, 2012. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1875510012000947> DOI <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2012.07.001>.
42. JOHNSON MATTHEY. *JM and Bp's Innovative FT CANS Technology Successfully Produces Product for Fulcrum's Sierra Waste-to-Fuels Plant*. 11 January, 2023. Disponible en <https://matthey.com/en/fulcrum-sierra-23>
43. AIR BP. *What is eSAF?* December, 2021. Disponible en <https://www.bp.com/en/global/air-bp/news-and-views/what-is-esaf.html>
44. GEVO. *Low-Carbon, Bio-Based Sustainable Aviation Fuel*. s.f. Disponible en <https://gevo.com/product/sustainable-aviation-fuel/>

45. EASA. *Estándares Globalmente Aceptados*. 02-05 Abril, 2024 Disponible en: https://www.icao.int/SAM/Documents/2024-ENV-PROTECT-MEASURES/08Disponible en2020240402_EASA_EU-LAC-APPDisponible en20IIDisponible en20_4aSAF_estandares.pdf.
46. ATAG. *Begginer's Guide to Sustainable Aviation Fuel*. 4, April, 2023 Disponible en: <https://aviationbenefits.org/media/168027/atag-beginners-guide-to-saf-edition-2023.pdf>.
47. Fan Yang a, and Yuan Yao a b. Sustainable Aviation Fuel Pathways: Emissions, Costs and Uncertainty. *Resources, Conservation and Recycling*. ScienceDirect, April, 2025. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0921344925000035> DOI <https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2025.108124>.
48. NATIONAL ENERGY TECHNOLOGY LABORATORY. *Commercial use of Fischer-Tropsch Synthesis*. s.f.Disponible en <https://www.netl.doe.gov/research/carbon-management/energy-systems/gasification/gasifipedia/sasol>
49. ÓSCAR SALAZAR. *¿Qué Es La Escala De Madurez Tecnológica (TRL)?* s.f. Disponible en <https://euro-funding.com/es/blog/que-es-la-escala-de-madurez-tecnologica-trl/>
50. Coal-to-Liquids, s.f. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/topics/engineering/coal-to-liquids>.
- 50₁ IFP/Axens *GTL Technology*. Disponible en: <https://www.osti.gov/etdeweb/servlets/purl/20840759>
- 50₂ 3. THOMAS G. KREUTZ, ERIC D. LARSON, GUANGJIAN LIU, ROBERT H. WILLIAMS. Fischer-Tropsch Fuels from Coal and Biomass. , 2008 Disponible en: <https://acee.princeton.edu/wp-content/uploads/2016/10/Kreutz-et-al-PCC-2008-10-7-08.pdf>.
51. ESTHER MEDINA RUIZ. *Diseño De Un Proceso Para La Obtención De Petróleo Sintético Mediante La Síntesis De Fischer-Tropsch. Parte 1: Unidad De Absorción*. Universidad de Cádiz, julio, 2015 DOI <https://rodin.uca.es/bitstream/handle/10498/17713/TFG-EstherDisponible en20MedinaDisponible en20Ruiz.pdf;jsessionid=E5E071BF9B07BF2CA4835B32CFBC257F?sequence=1>.
52. Mariano Martín Martín. Chapter 5. *Industrial Chemical Process Analysis and Design*, 2016. pp. 199–297. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com.ezbusc.usc.gal/science/article/pii/B9780081010938000057> DOI <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-101093-8.00005-7>.
53. Petros Gkotsis, Panagiotis Kougiass, Manassis Mitrakas and Anastasios Zoubilis. Biogas Upgrading Technologies – Recent Advances in Membrane-Based Processes. *International Journal of Hydrogen Energy*, febrero 1, 2023. pp. 3965–3993. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0360319922050418> DOI <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.10.228>.
54. Arthur Kohl and Richard Nielsen. *Gas Purification*. 5th ed. Gulf Publishing Company, 1997 ISBN 978-0-88415-220-0.
55. NAtional Energy Technology Laboratory. *Acid Gas Removal (AGR)*. Disponible en <https://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/agr>
56. Rafael M.Siqueira, et al. CarbonDioxide Capture by Pressure Swing Adsorption. *Energy Pocedia*, julio, 2017. pp. 2182–2192. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1876610217315382> DOI <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.1355>.

57. Todo En Polímeros. *Separación De Gases*. mayo 26, 2017. Disponible en <https://todoenpolimeros.com/2017/05/26/membranas-para-separacion-de-gases/>
58. G.d.E. CSIC. *Nueva Tecnología Para La Separación De Gases Mediante Membranas*. noviembre 3, 2014. Disponible en <https://www.csic.es/es/actualidad-del-csic/nueva-tecnologia-para-la-separacion-de-gases-mediante-membranas>
59. Carl ROTH. *Ficha De Seguridad Metanol*. junio 11, 2025.
60. Carl ROTH. *Ficha De Seguridad De Monoetanolamina*. Septiembre 18, 2024.
61. Surajudeen Sikiru a c, et al. Hydrogen-Powered Horizons: Transformative Technologies in Clean Energy Generation, Distribution, and Storage for Sustainable Innovation. *International Journal of Hydrogen Energy. ScienceDirect*, 22 February, 2024. Disponible en: https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360319923064868?fr=RR-2&ref=pdf_download&rr=953b38b6899d8678 DOI <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2023.12.186>.
62. KE LIU, C.S., VELU SUBRAMANI. *Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies*. , 2009 ISBN 978-0-471-71975-5.
63. HYDROGEN NEWSLETTER. *What is Steam Methane Reforming (SMR)?* May 19, 2022. Disponible en <https://www.hydrogennewsletter.com/what-is-steam-methane-reforming-smr/>
64. DAVID MANN. *Autothermal Reforming of Natural Gas to Synthesis Gas: Reference: KBR Paper #2031*. 01 abril, 2007 Disponible en: <https://www.osti.gov/biblio/912649> DOI <https://doi.org/10.2172/912649>.
65. Ann M. De Groote, and Gilbert F. Froment. Simulation of the Catalytic Partial Oxidation of Methane to Synthesis Gas. *Applied Catalysis A: General. ScienceDirect*, 9 May, 1996. Disponible en: https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0926860X95002995?ref=pdf_download&fr=RR-2&rr=953b400eba558678 DOI [https://doi.org/10.1016/0926-860X\(95\)00299-5](https://doi.org/10.1016/0926-860X(95)00299-5).
66. Elisabeth Mary Rubio Fuenmayor, Jeannette Josefina Zárraga Colina, Alexander José Moronta Cuicas, Dora Margarita Finol, Jorge Luis Sánchez Arrieta, Victor José Ferrer Villasmil. *Oxidación Parcial De Metano En Catalizadores De Pd Soportados Sobre CexZr1-xO2/SiO2: Efecto De Los Ciclos Continuos De Reacción*. 01 Septiembre, 2020 Disponible en: <https://www.redalyc.org/journal/6057/605766264008/html/>.
67. Lingcong Li Nazmul H. MD Dostagir Abhijit Shrotri Atsushi Fukuoka Hirokazu Kobayashi*. *Partial Oxidation of Methane to Syngas Via Formate Intermediate found for a Ruthenium–Rhenium Bimetallic Catalyst*. March 11, 2021. Disponible en [Partial Oxidation of Methane to Syngas via Formate Intermediate Found for a Ruthenium–Rhenium Bimetallic Catalyst | ACS Catalysis](https://doi.org/10.1021/acs.catal.1c00007)
68. CHEMPEDIA. *Big Chemical Encyclopedia*. s.f. Disponible en https://chempedia.info/info/autothermal_reforming/
69. MARIANO MARTÍN MARTÍN. Chapter 5 - Syngas. *Industrial Chemical Process Analysis and Design. ScienceDirect*, 2016. Disponible en: https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780081010938000057?fr=RR-2&ref=pdf_download&rr=926ff4f25e08cfe0 DOI <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-101093-8.00005-7>.
70. ASHRAF AMIN. Review of Autothermal Reactors: Catalysis, Reactor Design, and Processes. *International Journal of Hydrogen Energy. ScienceDirect*, 2 May, 2024. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com.ezbusc.usc.gal/science/article/pii/S0360319924012461> DOI <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2024.03.372>.

71. TOPSOE. *SynCOR™ - A Best-in-Class Technology*. s.f. Disponible en <https://www.topsoe.com/our-resources/knowledge/our-products/process-licensing/syncortm-a-best-in-class-technology>
72. TOPSOE. *SynCOR™ CTS™ Burner*. s.f. Disponible en <https://www.topsoe.com/our-resources/knowledge/our-products/equipment/syncortm-ctstm-burner>
73. Javier Jurado a, et al. A Comprehensive Analysis of Kinetic Models for Methane Autothermal Reforming Reactions. *Fuel. ScienceDirect*, 15 April, 2025. Disponible en: [https://www.sciencedirect.com.ezbusc.usc.gal/science/article/pii/S0016236124032873?viaDisponible en3Dihub](https://www.sciencedirect.com.ezbusc.usc.gal/science/article/pii/S0016236124032873?viaDisponible%20en%3D%20Dihub) DOI <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2024.134136>.
74. REPSOL. *Avance Obras Planta Biocombustibles Avanzados*. , 2025. Disponible en <https://cartagena.repsol.es/es/actualidad/parada-20211/index.cshtml>
75. *Sede Del Catastro Español*. , 2025. Disponible en <https://www.sedecatastro.gob.es/Accesos/SECAccvr.aspx>
76. REPSOL. *Toda Una Vida En El Valle De Escombreras*. , 2025. Disponible en <https://cartagena.repsol.es/es/index.cshtml>
77. AEVE. *Valle De Escombreras - Historia*, 2025. <https://aeve.org/>
78. F. J. Roldán García (IGME) and F. Nozal Martín (IGME). *Mapa Geologico De España - Cartagena*. Disponible en <https://info.igme.es/catalogo/resource.aspx?portal=1&catalog=1&ctt=1&lang=spa&dlang=eng&llt=dropdown&master=infoigme&resource=8956>
79. aveBiom. *Cómo Hacer Realidad Un Proyecto De Gasificación De Biomasa Sólida En España*. septiembre 30, 2022. Disponible en <https://www.avebiom.org/biomasanews/avebiom/como-hacer-realidad-un-proyecto-de-gasificacion-de-biomasa-solida-en-espana>
80. NEREA SEIJAS. *El Mapa De Las Centrales Eléctricas De España*. 15 mayo, 2025. Disponible en <https://elordenmundial.com/mapas-y-graficos/mapa-centrales-electricas-espana/>
81. tedagua. *Planta Desaladora De Escombreras*, 2025. Disponible en <https://www.tedagua.com/es/project/planta-desaladora-de-escombreras>
82. Gobierno de España - Mancomunidad de los canales del Taibilla. *Depósitos - Tentegorra*. , 2025. Disponible en https://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-B-2025-24176
83. IDAE. *Biomasa: Gasificación*. , 2007 Disponible en: https://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_10737_Biomasa_gasificacion_07_d2adcf3b.pdf.
84. CENER. *Centro De Biorrefinería Y Bioenergía (BIO2C)*. s.f. Disponible en <https://www.cener.com/areas-de-investigacion/biomasa/centro-biorrefineria-y-bioenergia/>
85. AVEBIOM. *Gasificación De Biomasa Sólida En España: ¿Qué Puede Solucionar Esta Tecnología?* Abril, 2023. Disponible en <https://www.avebiom.org/biomasanews/biogas/gasificacion-de-biomasa-solida-en-espana-que-puede-solucionar-esta-tecnologia>
86. ENAGAS. *Biometano*. s.f. Disponible en <https://www.enagas.es/es/transicion-energetica/red-gasista/infraestructuras-gasistas/biometano/>
87. SEDIGAS. *Plantas De Biometano Operativas En España*. , 2023 Disponible en: <https://estudio-biometano.sedigas.es/wp-content/uploads/2023/12/mapa-biometano-espana-2023.pdf>.

88. NATURGY. *Naturgy Liderará Una Alianza Estratégica Para Desarrollar Hasta 30 Plantas De Biometano En España.* , 2025. Disponible en <https://www.naturgy.com/notas-de-prensa/naturgy-liderara-una-alianza-estrategica-para-desarrollar-hasta-30-plantas-de-biometano-en-espana/>
89. IBERDROLA. *Planta De Hidrógeno Verde De Puertollano.* s.f. Disponible en <https://www.iberdrola.com/conocenos/nuestra-actividad/hidrogeno-verde/puertollano-plantas-hidrogeno-verde>
90. MITECO. *Sitio Web Del Hidrógeno.* s.f. Disponible en <https://www.miteco.gob.es/es/energia/hidrocarburos-nuevos-combustibles/hidrogeno.html>
91. REPSOL. *Electrolizador: ¿Qué Es Y Qué Tipos Hay?* , 2023. Disponible en <https://www.repsol.com/es/energia-futuro/futuro-planeta/electrolizador/index.cshtml>
92. FRANCISCO GONZÁLEZ. *ZEROHGREEN: Una Planta De Electrolizadores SOEC En España.* , 2025. Disponible en <https://eshidrogeno.com/planta-de-electrolizadores-soec/#:~:text=ZEROHGREEN>
93. DOW. *Eliminación De Gas Ácido Para El Proceso De Refinería.* s.f. Disponible en <https://www.dow.com/es-es/market/mkt-oil-gas-mining/sub-ogm-oil-gas-refining/app-ogm-ogrefining-agr.html>
94. DOW. *SELEXOL™ Solvent.* s.f. Disponible en https://www.dow.com/en-us/pdp/selexol-solvent.85633z.html?utm_source
95. SULZER. *Structured Packings.* s.f. Disponible en <https://www.sulzer.com/en/products/separation-technology/structured-packings>
96. SASOL. *Fischer-Tropsch Catalysts.* s.f. Disponible en <https://chemicals.sasol.com/applications/fischertropschcatalysts>
97. TOPSOE. *SynCOR™ - Autothermal Reformer (ATR).* s.f. Disponible en <https://www.topsoe.com/our-resources/knowledge/our-products/equipment/syncortm-autothermal-reformer-atr>
<https://www.topsoe.com/processes/syngas/reforming>
98. KAMRAN M., ZEESHAN HAIDER ALI KHAN, WILLIAM HAMILTON. *¿Cuáles Son Los Tipos De Perturbaciones Más Comunes En Los Procesos Químicos Y Cómo Se Pueden Mitigar?* s.f. Disponible en <https://www.linkedin.com/advice/0/what-most-common-types-disturbances-chemical-ugpec?lang=es&lang=es&originalSubdomain=es>
99. UMAR WASEEM. *PID Controller & Loops: A Comprehensive Guide to Understanding and Implementation.* 21 Jun, 2023. Disponible en <https://www.wevolver.com/article/pid-loops-a-comprehensive-guide-to-understanding-and-implementation>
100. GEORGE BUCKBEE. *Process Control Basics.* , 2022 ISBN 978-1-64331-130-2.
101. INTERNATIONAL SOCIETY OF AUTOMATION. *InTech Focus Introduction.* s.f.
102. INTERNATIONAL SOCIETY OF AUTOMATION. *InTech Focus: Flow and Level.* , 2022.
103. INTERNATIONAL SOCIETY OF AUTOMATION. *ANSI/ISA-18.2-2016, Management of Alarm Systems for the Process Industries.* , 2016.
104. Jonathan Hart. *Identificación De Materiales Peligrosos.* noviembre 5, 2021.

105. Boletín oficial del Estado. *DIRECTIVA 2012/18/UE DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO*
De 4 De Julio De 2012
Relativa Al Control De Los Riesgos Inherentes a Los Accidentes Graves En Los Que Intervengan Sustancias Peligrosas Y Por La Que Se Modifica Y Ulteriormente Deroga La Directiva 96/82/CE. , julio 4
Disponble en: <https://DIRECTIVA 2012/18/UE DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO de 4 de julio de 2012 relativa al control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas y por la que se modifica y ulteriormente deroga la Directiva 96/82/CE>.
106. American Institute of Chemical Engineers (AIChE). *Dow's Chemical Exposure Index Guide.* , 2010
ISBN 9780470935293.
107. GAP.2.5.2. *GAPS GUIDELINES. Oil and Chemical Plant Layout and Spacing.* , 2015.
108. ASME VIII / API 520. *Dimensionamiento De Válvulas De Alivio.*

ANEXO I:
BALANCES DE
MATERIA Y
ENERGÍA

ÍNDICE

1.	Balance de materia	1
1.1	Balance global.....	1
1.3	Balance de materia por equipos	2
	Alimentación.....	3
	Sección 100.....	3
1.3.1	Balance de materia a columna T-101.....	3
1.3.2	Balance de materia a columna T-102.....	4
	Sección 200	6
1.3.3	Balance de materia a reactor R-201	6
1.3.4	Balance de materia a flash V-201	8
	Sección 300.....	9
1.3.5	Balance de materia a torre de adsorción (PSA) T-301	9
1.3.6	Balance de materia a reactor R-301	10
	Integración sección 200 y 300	11
	Diseño de la corriente de purga	12
2.	Balance de energía	14
2.1	Equipos de proceso	14
2.1.1	Columna T-101	14
2.1.2	Reactor R-201	15
2.1.3	Reactor R-301	17
2.1.4	Columna T-102	17
2.2	Intercambiadores de calor	17
2.2.1	E-201	18
2.2.2	E-202.....	19
2.2.3	Mezcla de corrientes	19
2.2.4	E-203.....	20
2.2.5	E-301	20
2.2.6	E-302.....	21
2.2.7	H-301	21
2.2.8	E-303.....	22
2.2.9	E-101.....	23

2.2.10 E-102.....	23
2.2.11 C-301.....	24
2.2.12 Bomba P-101	25
3. Bibliografía	27

1. Balance de materia

El balance de materia es la herramienta básica y fundamental para el análisis y diseño de todo proceso químico. El objetivo de este anexo es recoger la distribución de corrientes a lo largo del proceso y en cada equipo. A partir de ellos se inicia el diseño riguroso de los equipos y sirven de base para los balances de energía y el resto de los estudios.

A continuación, se recogen los diferentes reactivos y productos que intervienen en el proceso y se explican todas las consideraciones realizadas para alcanzar la operación en estado estacionario.

La ecuación de aplicación general es la que rige todo balance de materia.

$$\textit{Entrada} - \textit{Salida} \pm \textit{Generación} = \textit{Acumulación} \quad [1]$$

Al operar en estado estacionario la acumulación será 0

$$\textit{Entrada} - \textit{Salida} \pm \textit{Generación} = 0 \quad [2]$$

Cuando no hay reacción química se debe cumplir.

$$\textit{Entrada} = \textit{Salida} \quad [3]$$

1.1 Balance global

La capacidad de la planta se ha fijado en 20.000 t/año de crudo sintético con el objetivo de refinarlo hacia SAF. Para ello y dada la operación continua de la planta durante 330 días al año las 24 horas se debe obtener una producción de crudo sintético a la salida del reactor R-201 de 2525,25 kg/h. Este es el objetivo para conseguir y la referencia para el cálculo de la cantidad de materia prima necesaria y la evaluación de la recirculación.

El balance global de materia en estado estacionario debe cumplir que todas las entradas de materia al proceso sean igual a las salidas.

A continuación, en la Figura 1 se contempla la totalidad de entradas y salidas del proceso y la referencia a cada unidad que permite ubicar el cálculo. A partir de ello, se obtiene la igualdad objetivo del proceso en la Ecuación 4.

$$E1 + E2 + E3 + E4 + E5 + E6 + E7 + E8 = S1 + S2 + S3 + S4 \quad [4]$$

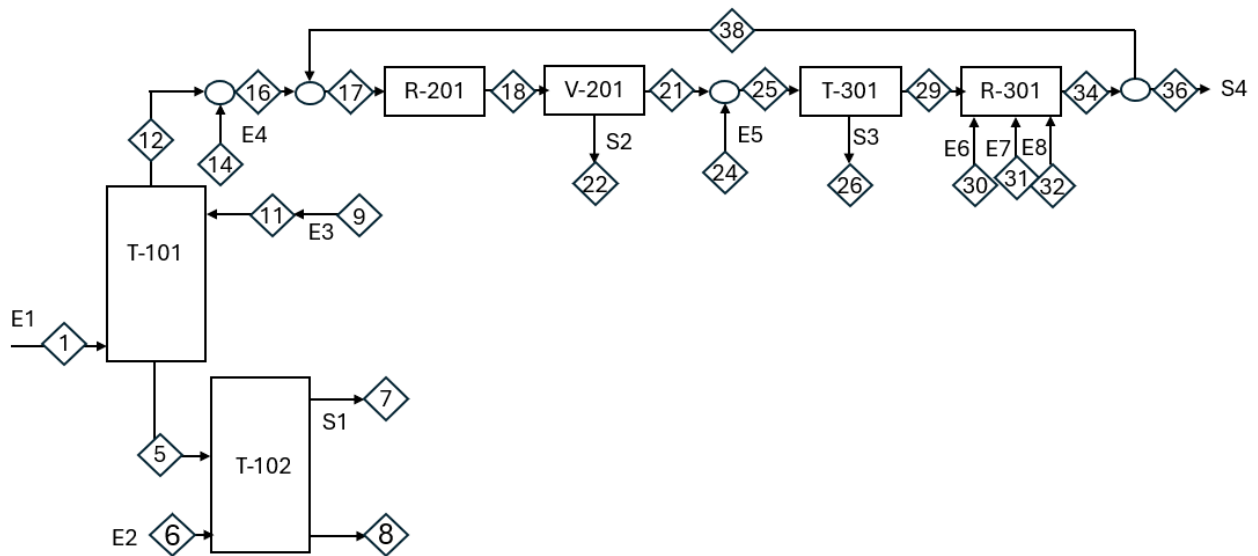


Figura 1. Esquema de bloques del proceso simplificado para el balance de materia.

En la Tabla 1, se recoge y comprueba el cierre de balance.

Tabla 1. Cierre de balance global.

ENTRADAS	VALOR	SALIDA	VALOR
E1 (kg/h)	16.361,66	S1 (kg/h)	11.211,46
E2 (kg/h)	6.971,69	S2 (kg/h)	9.075,22
E3 (kg/h)	9,38	S3 (kg/h)	1.627,76
E4 (kg/h)	2.151,47	S4 (kg/h)	8.811,15
E5(kg/h)	1.202,33		
E6(kg/h)	71,43		
E7(kg/h)	1.874,12		
E8(kg/h)	2.083,49		
TOTAL(kg/h)	30.725,58		30.725,58

1.1 Balance de materia por equipos

Para comprobar el balance de materia y dada la presencia de reacción química en ciertos equipos serán necesarios los pesos moleculares de cada compuesto que se recogen en la Tabla 2

Tabla 2. Peso molar de los compuestos.

Compuesto	Valor (kg/kmol)
H ₂	2,016
H ₂ O	18,015
CO	28,009
CO ₂	44,008
CH ₄	16,042
C ₃ H ₈	44,094
C _{13,5} H ₂₉	191,367
O ₂	31,998
N ₂	28,0134
H ₂ S	34,082
NH ₃	17,031
DEPG	253,8

Alimentación

La alimentación al proceso se obtiene de una unidad de gasificación que emplea oxígeno puro. Se parte de una composición típica de gas de síntesis a partir de biomasa (1). En la Tabla 3 se describe la composición másica y molar de la corriente de alimentación.

Se calcula la cantidad de materia prima inicial según el requerimiento de CO a alimentar en R-201. El hidrógeno es necesario para la producción del crudo sintético objetivo pero la relación molar no se obtiene a partir del gas de síntesis, por lo que se necesita una inyección de hidrógeno verde que se calcula por diferencia de lo aportado por la corriente de materia prima y lo requerido para alimentar al reactor.

Tabla 3. Composición de entrada de la alimentación.

Componente	Fracción másica	Fracción molar
H ₂	0,03	0,32
CO	0,61	0,48
CO ₂	0,30	0,15
CH ₄	0,01	0,02
N ₂	0,04	0,03
H ₂ S	2,3E-3	1,4E-3
NH ₃	1,1E-4	1,4E-4
TOTAL	1	1

Sección 100

En esta sección no existe reacción química, ya que el objetivo es la purificación del gas de síntesis, reduciendo la cantidad de gases ácidos (H₂S y NH₃) para reducir el envenenamiento del catalizador en la unidad R-201, además de la captura del CO₂ que acompaña al gas de síntesis, con el fin de conseguir hacer un proceso más sostenible con el medio ambiente.

1.3.1 Balance de materia a columna T-101

Se ha tomado como referencia el proceso Selexol, cuyos derechos pertenecen a UOP Honeywell. En este proceso, se lleva a cabo una absorción física por medio de un disolvente orgánico, dimetil éter de polietilenglicol (DEPG), en la cual se absorben esos componentes ácidos a unas condiciones de operación de elevadas presiones y temperaturas relativamente bajas, para favorecer la solubilidad de los gases por el disolvente orgánico.

De esta forma, se obtiene una corriente de gas de síntesis limpia que puede continuar hacia la sección 200 del proceso.

Al no tener lugar generación ni acumulación el balance de materia se cumple según la Ecuación 3.

Para conocer la relación de equilibrio de los gases con el disolvente, se usó el simulador *Aspen Hysys V.14*, con el paquete termodinámico específico Acid Gas-Physical Solvents. Gracias a este simulador, se sabe que para la eliminación requerida del 85% del CO₂, los otros gases se eliminan en su totalidad, por lo que se puede asumir un equilibrio

binario DEPG-CO₂. La ecuación de equilibrio, así como la ecuación de operación, se determinan más adelante en el *Anexo II. Cálculos justificativos (Parte A. Columna T-101)*.

Tras un análisis global del proceso, se decide que no se integrará la recirculación de nuevo a la columna, ya que, en términos de rendimiento energético, supondría una gran pérdida de calor, siendo la eficiencia energética muy baja. Aunque los componentes que pueda contener la recirculación diluyan el sistema, esta dilución se ajusta con la alimentación de gas de síntesis.

Para la realización del balance de materia a la sección se establece como objetivo, como ya se ha mencionado, la purificación del 85% del CO₂ presente en la corriente de alimentación y, consecuentemente, la totalidad del H₂S y NH₃. El resultado del balance de materia a la unidad se recoge en la tabla 4.

Tabla 4. Resultados del balance de materia a la unidad T-101.

COMPUESTOS	ENTRADAS				SALIDAS			
	1		11		2		12	
	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h
H ₂	481,88	239,03	0,00	0,00	0,00	0,00	481,88	239,03
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	10.042,37	358,54	0,00	0,00	0,00	0,00	10.042,37	358,54
CO ₂	4.930,83	112,04	0,00	0,00	4.191,21	95,24	739,62	16,81
CH ₄	239,65	14,94	0,00	0,00	0,00	0,00	239,65	14,94
C ₃ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C _{13,5} H ₂₉	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	627,75	22,41	0,00	0,00	0,00	0,00	627,75	22,41
H ₂ S	37,44	1,10	0,00	0,00	37,44	1,10	0,00	0,00
NH ₃	1,74	0,10	0,00	0,00	1,74	0,10	0,00	0,00
DEPG	0,00	0,00	236.848,70	933,21	236.848,70	933,21	0,00	0,00
TOTAL	16.361,66	748,16	236.848,70	933,21	241.079,09	1.029,65	12.131,27	651,72
COMPROBACIÓN CIERRE		253.210,36				253.210,36		

Una vez obtenida la corriente purificada de gas de síntesis, esta continua a la sección 200, mientras que la salida líquida con los gases absorbidos se dirige a una válvula de expansión VLV-101, con el objetivo de bajar la presión de la corriente antes de la entrada a la columna de stripping T-102.

1.3.2 Balance de materia a columna T-102

Para la columna T-102, se decide emplear una corriente de N₂ como gas de arrastre, que tiene el objetivo de recuperar los gases absorbidos por el DEPG. Para ello, las condiciones de operación son las contrarias a la columna T-101, es decir, alta temperatura y presión baja, con el objetivo de invertir el equilibrio y reducir la solubilidad de los gases absorbidos con el DEPG.

Para ello, se ha incluido una serie de equipos, como son dos válvulas con un intercambiador de calor intermedio, resultando en una corriente de 70°C y 1 bar.

Al igual que con la columna T-101, se ha simulado este sistema en *Aspen Hysys v.14*, de forma que se consigue la relación de equilibrio. Gracias a esta simulación, se conoce que el componente que limita la separación es el amoníaco, por lo que se sacó el equilibrio N₂-

NH₃, sabiendo que los otros gases de desorberán en su totalidad. La relación de equilibrio se puede ver en la Figura 2.

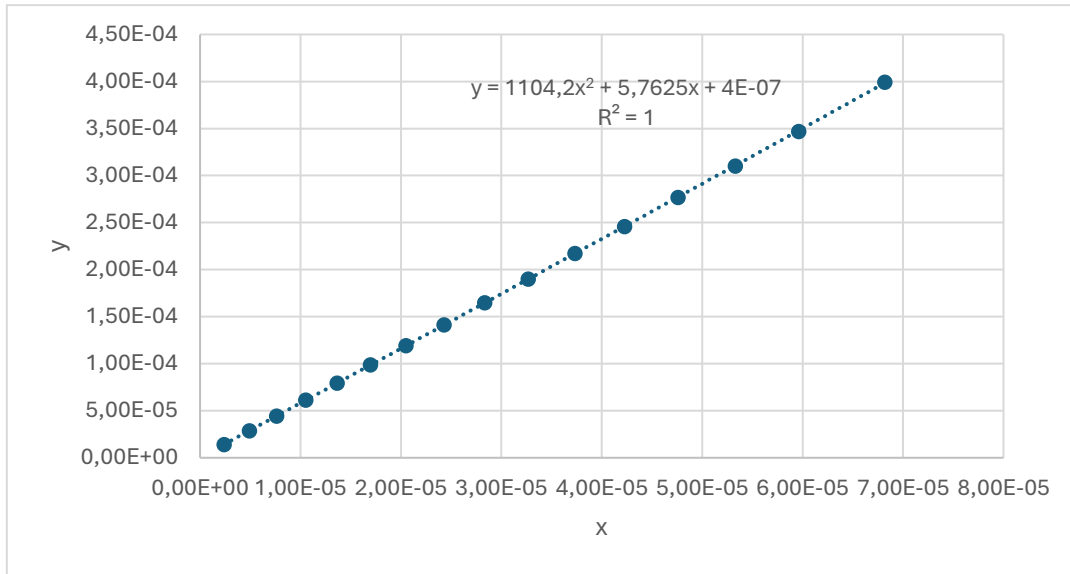


Figura 2. Relación de equilibrio en la T-102, entre N₂ y NH₃.

Conociendo el equilibrio, se puede calcular la fracción molar de vapor que está en equilibrio con la fracción molar de líquido de NH₃ que entra en la columna. Después, se calcula la pendiente de la recta de operación como la pendiente de una recta $\frac{\Delta y}{\Delta x}$ para conocer la relación (L/G) min. Como se conoce la cantidad de líquido que entra en la columna, se puede conocer la cantidad mínima de gas necesaria para la desorción. A esa cantidad de gas se le aplica un 20% de sobredimensionamiento, resultando en un valor de 148,88 kmol/h. El balance de materia total a la unidad se recoge en la Tabla 5.

Tabla 5. Resultados del balance de materia a la unidad T-202.

COMPUESTOS	ENTRADAS				SALIDAS			
	5		6		7		8	
	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	4.191,21	95,24	0,00	0,00	4.191,21	95,24	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C _{13,5} H ₂₉	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00	6.971,69	248,87	6.971,69	248,87	0,00	0,00
H ₂ S	37,44	1,10	0,00	0,00	37,44	1,10	0,00	0,00
NH ₃	1,74	0,10	0,00	0,00	1,74	0,10	0,00	0,00
DEPG	236.848,70	933,21	0,00	0,00	9,38	0,04	236.839,32	933,17
TOTAL	241.079,09	1.029,65	6.971,69	248,87	11.211,46	345,35	236.839,32	933,17
COMPROBACIÓN CIERRE			248.050,78				248.050,78	

Sección 200

Esta sección está compuesta por la unidad principal R-201. Sin embargo, el reactor Fischer Tropsch no es objeto de diseño con detalle. En el proyecto se ha supuesto que se dispone de una planta con un reactor Fischer-Tropsch instalado en el que se van a fijar las condiciones para la producción de hidrocarburos sintéticos compatibles para su procesamiento posterior en biorrefinería hacia SAF y se propone el diseño de la recirculación para reducir las emisiones de metano.

Todo ello justifica la simplificación a la hora de realizar el balance en el R-201. Es un reactor de polimerización en el que se producen múltiples compuestos, sin embargo, a partir de bibliografía (2), se ha tomado la reacción global y la selectividad hacia las principales cadenas de hidrocarburos lineales.

Por otra parte, al generarse una distribución de hidrocarburos extensa para calcular el balance al reactor se construye un compuesto teórico equivalente que agrupa el número de carbonos medio en la distribución.

En el caso del producto, se toma un compuesto teórico de 13,5 carbonos dado que la selectividad se dispone para la fracción genérica C5+ por lo que se ha hecho la media entre C5 y C22 y además es un buen rango para representar el SAF que se compone de las fracciones de C8 a C16.

Para cada compuesto teórico se calcula el peso molecular medio, ecuación 5. Siendo n el valor equivalente de carbonos en cada caso.

$$\overline{P.M}(C_nH_{2n+2}) = n \cdot PM(C) + (2n + 2) \cdot PM(H) \quad [5]$$

1.3.3 Balance de materia a reactor R-201

Se obtiene una conversión (X) por paso de CO de 41,30% y se aplican las correspondientes selectividades (S) recogidas en la Tabla 6 para la producción de cada compuesto.

Tabla 6. Selectividades para cada compuesto en la reacción 5.

Compuesto	Selectividades
CH_4	19,60%
C_3H_8	15,60%
$C_{13,5}H_{29}$	64,80%
TOTAL	100,00%

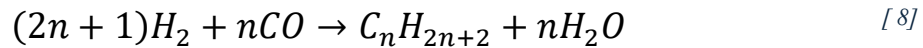
La conversión por paso, X, y la selectividad, S, se definen según las Ecuaciones 6 y 7.

$$X = \frac{\text{mol CO convertido}}{\text{mol CO alimentado}} \quad [6]$$

$$S = \frac{\text{mol hidrocarburo}}{\text{mol CO convertido}} \quad [7]$$

Un parámetro necesario el reactor es la relación molar H₂/CO cuyo valor mínimo es dos. Al aumentar esta relación, se favorece la formación de metano y al disminuirla la producción de coque. Para el sistema planteado se calcula la relación necesaria y se obtiene un valor de 2,3.

La reacción que se toma como base para el balance es la ecuación 8.



Se parte de la cantidad molar de C_{13,5}H₂₉ objetivo, se obtiene la cantidad de CO convertida necesaria y aplicando la conversión por paso de CO se obtiene la cantidad a alimentar. A continuación, se aplican las selectividades para cada componente y se obtiene la relación H₂/CO necesaria.

$$n_{CO_{alimentado}} = n_{C_{13,5}H_{29}} \cdot \frac{13,5 \text{ mol CO}}{X \cdot S} \quad [9]$$

$$n_{CO_{convertido}} = n_{CO_{alimentado}} \cdot X \quad [10]$$

$$n_{C_nH_{2n+2}} = \frac{n_{CO_{convertido}} \cdot S}{n} \quad [11]$$

$$n_{H_2O} = n_{CO_{convertido}} \quad [12]$$

Para la obtención de la relación molar de H₂/CO se calculan los hidrocarburos producidos a partir de la conversión de CO y se obtiene el valor de H₂ empleado que es la suma del presente en los hidrocarburos y en el agua producidos dado que esta relación se debe mantener constante a la entrada y a la salida.

Tabla 7. Cálculo de la relación molar requerida en el reactor R-201.

Compuesto	mol producido	H ₂ Empleado	CO convertido
CH ₄	53,88	107,77	
C ₃ H ₈	14,30	57,18	
C _{13,5} H ₂₉	13,20	191,34	
H ₂ O	274,91	274,91	
TOTAL	356,29	631,20	274,91
H₂/CO	2,30		

Los resultados en la Tabla 8 representan el balance de materia, sin incluir la recirculación ni compuestos intermedios, puesto que la generación en R-201 será constante.

Tabla 8. Balance de materia a la reacción en R-201.

COMPUESTO	ENTRADA		SALIDA		GENERACIÓN
	flujo molar kmol/h	flujo másico kg/h	flujo molar kmol/h	flujo másico kg/h	flujo másico kg/h
H ₂	1528,33	3081,12	897,13	1808,62	-1272,50
H ₂ O	0,00	0,00	274,91	4952,57	4952,57
CO	665,65	18644,21	390,74	10944,15	-7700,06
CH ₄	0,00	0,00	53,88	864,39	864,39
C ₃ H ₈	0,00	0,00	14,30	630,35	630,35
C _{13,5} H ₂₉	0,00	0,00	13,20	2525,25	2525,25
TOTAL	2193,99	21725,34	1644,16	21725,34	0,00

Al incluir la recirculación y compuestos intermedios el balance se cumple de igual forma y las corrientes finales se recogen en la

Tabla 9. Resultados balance de materia a la unidad R-201.

COMPUESTOS	ENTRADA		SALIDA	
	17		18	
	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h
H ₂	3.081,12	1.528,33	1.808,62	897,13
H ₂ O	967,05	53,68	5.919,62	328,59
CO	18.644,21	665,65	10.944,15	390,74
CO ₂	2.630,56	59,77	2.630,56	59,77
CH ₄	500,00	31,17	1.364,39	85,05
C ₃ H ₈	0,00	0,00	630,35	14,30
C _{13,5} H ₂₉	0,00	0,00	2.525,25	13,20
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	1.676,52	59,85	1.676,52	59,85
H ₂ S	0,00	0,00	0,00	0,00
NH ₃	0,00	0,00	0,00	0,00
DEPG	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL	27.499,46	2.398,45	27.499,46	1.848,63
COMPROBACIÓN CIERRE				0,00

1.3.4 Balance de materia a flash V-201

Este equipo se selecciona para la separación de la corriente de hidrocarburos en componentes ligeros y pesados. Los componentes ligeros son los gases incondensables que se separan en la fase gas y los pesados se separan en la fase líquida e irán a la unidad de biorrefinería en la que se obtendrá SAF por *blending* y tratamiento de la corriente.

Para la realización del balance a esta unidad se ha calculado la temperatura de ebullición del propano a 23 bar y se ha enfriado la corriente por debajo de esta para favorecer la separación súbita entre las fases al entrar en el tanque flash. Además, se soporta la operación a 23bar y 40°C por la unidad de separación de ligeros propuesta por una planta piloto de referencia. (3)

Dado que en el componente estipulado como propano también recoge las fracciones C4 y C5 se asume que todo se separará en la corriente líquida y el metano y el resto de los ligeros irán a la sección 300.

El balance de materia a la unidad se recoge en la Tabla 10.

Tabla 10. Resultado del balance de materia a la unidad V-201.

COMPUESTOS	ENTRADAS		SALIDAS			
	20		21		22	
	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h
H ₂	1.808,62	897,13	1.808,62	897,13	0,00	0,00
H ₂ O	5.919,62	328,59	0,00	0,00	5.919,62	328,59
CO	10.944,15	390,74	10.944,15	390,74	0,00	0,00
CO ₂	2.630,56	59,77	2.630,56	59,77	0,00	0,00
CH ₄	1.364,39	85,05	1.364,39	85,05	0,00	0,00
C ₃ H ₈	630,35	14,30	0,00	0,00	630,35	14,30
C _{13,5} H ₂₉	2.525,25	13,20	0,00	0,00	2.525,25	13,20
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	1.676,52	59,85	1.676,52	59,85	0,00	0,00
H ₂ S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NH ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DEPG	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL	27.499,46	1.848,63	18.424,24	1.492,54	9.075,22	356,09
COMPROBACIÓN CIERRE	27.499,46		27.499,46			

Sección 300

1.3.5 Balance de materia a torre de adsorción (PSA) T-301

Se asume que para las condiciones fijadas en el proceso la separación es eficaz al 90%. Por lo que el 90% del hidrógeno presente en la corriente es adsorbido y separado.

El balance de materia a la unidad se recoge en la Tabla 11.

Tabla 11. Resultados del balance de materia a la unidad T-301.

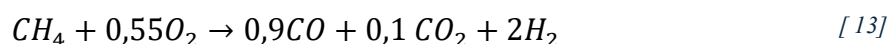
COMPUESTOS	ENTRADA		SALIDA			
	25		26		27	
	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h
H ₂	1.808,62	897,13	1.627,76	807,42	180,86	89,71
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	10.944,15	390,74	0,00	0,00	10.944,15	390,74
CO ₂	2.630,56	59,77	0,00	0,00	2.630,56	59,77
CH ₄	2.566,72	160,00	0,00	0,00	2.566,72	160,00
C ₃ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C _{13,5} H ₂₉	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	1.676,52	59,85	0,00	0,00	1.676,52	59,85
H ₂ S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NH ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DEPG	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL	19.626,57	1.567,49	1.627,76	807,42	17.998,82	760,07
COMPROBACIÓN CIERRE	19.626,57		19.626,57			

1.3.6 Balance de materia a reactor R-301

El reactor autotérmico está compuesto por dos secciones la de oxidación parcial y la de reformado catalítico de metano. La conversión de metano en cada sección depende del balance de energía para conseguir la autotermicidad en el equipo y se han combinado datos de bibliografía con hipótesis de cálculo, realizadas en el diseño del equipo, para obtener por equivalentes de metano, la relación H₂/CO de 2,3 requerida para alimentar la corriente al R-201. Los cálculos en detalle están recogidos en el *Anexo III. Cálculos justificativos (Parte B: reactor R-301)*

En líneas generales, la conversión por paso de metano en el equipo es de un 83%. Por otra parte, se ha supuesto que del metano alimentado el 74% se oxida por oxidación parcial hasta agotar el oxígeno disponible y el 26% restante pasa a la sección de reformado donde se convierte en un 35%. Además, se suministra el vapor de agua y oxígeno necesarios para la operación.

La Ecuación 13 rige el comportamiento de reacción en la sección de oxidación parcial.



La reacción de Ecuación 14 representa el reformado catalítico de metano.



Los resultados en la Tabla 12 representan el balance de materia, sin incluir la recirculación ni compuestos intermedios, puesto que la generación en R-301 será constante.

Tabla 12. Balance de materia a la reacción en R-301.

COMPUESTOS	ENTRADA		SALIDA		GENERACIÓN
	flujo molar kmol/h	flujo másico kg/h	flujo molar kmol/h	flujo másico kg/h	flujo másico kg/h
H ₂	0,00	0,00	280,47	565,42	565,42
H ₂ O vap.	104,03	1874,12	89,47	1611,75	-262,38
CO	0,00	0,00	121,11	3392,26	3392,26
CH ₄	160,00	2566,72	27,05	433,91	-2132,81
O ₂	65,11	2083,49	0,00	0,00	-2083,49
CO ₂	0,00	0,00	11,84	521,00	521,00
TOTAL	329,14	6524,33	529,93	6524,33	0,00

Al incluir la recirculación y compuestos intermedios el balance se cumple de igual forma y las corrientes finales se recogen en la Tabla 13.

Tabla 13. Resultados del balance de materia a la unidad R-301.

COMPUESTOS	ENTRADA								SALIDA	
	29		30		31		32		34	
	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h
H ₂	180,86	89,71	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	746,29	370,18
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	1.874,12	104,03	0,00	0,00	1.611,75	89,47
CO	10.944,15	390,74	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	14.336,41	511,85
CO ₂	2.630,56	59,77	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3.151,56	71,61
CH ₄	2.566,72	160,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	433,91	27,05
C ₃ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C _{13,3} H ₂₉	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2.083,49	65,11	0,00	0,00
N ₂	1.676,52	59,85	71,43	2,55	0,00	0,00	0,00	0,00	1.747,95	62,40
H ₂ S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NH ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DEPG	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL	17.998,82	760,07	71,43	2,55	1.874,12	104,03	2.083,49	65,11	22.027,86	1.132,56
COMPROBACIÓN CIERRE					22.027,86				22.027,86	

Integración sección 200 y 300

Una vez conocido el comportamiento de las especies en el sistema, se procede con la integración de la corriente de salida del R-301 a la línea de reacción para su alimentación a R-201. De igual forma, en las tablas de resultados del balance de materia a cada unidad recogidas en las secciones anteriores ya se recogen los resultados de la incorporación de ambas corrientes.

Este proceso debe ser iterativo puesto que se debe alimentar una cantidad de materia prima menor a la calculada inicialmente dado que una parte del metano generado se emplea para la producción de gas de síntesis. Para ello, se ha hecho un balance a componente en cada caso y se ha calculado la cantidad a recircular. Una vez conocida la corriente de recirculación, se ha calculado la cantidad de materia prima necesaria a alimentar según el CO requerido y su fracción másica en el gas de síntesis.

Para reducir el número de variables libres en el sistema se decide incorporar una inyección de biometano. De esta manera la generación en el reactor R-301 será constante y la iteración se simplifica. Además, con la incorporación de la inyección se contribuye al objetivo inicial del proyecto de flexibilizar la incorporación de materias primas renovables.

Para la evaluación de la recirculación se parte de los valores fijos en el sistema para cumplir con la producción. Esto es:

- H₂ requerido a la entrada de R-201
- CO requerido a la entrada de R-201
- CH₄ requerido a la entrada de R-301

A continuación, se calcula la corriente presente teórica de recirculación de cada componente.

$$H_{2R} = H_{2\text{requerido}} - H_{2R-201} - H_{2V-301} + H_{2R-301} \quad [15]$$

$$H_2O_R = H_2O_{R-201} - H_2O_{V-201} + H_2O_{vap.} - H_2O_{R-301} \quad [16]$$

$$CO_R = CO_{requerido} - CO_{R-201} + CO_{R-301} \quad [17]$$

$$CO_{2R} = CO_{2alimentado} + CO_{2R-301} \quad [18]$$

$$CH_{4R} = CH_{4requerido\ en\ R-301} - CH_{4R-301} \quad [19]$$

$$N_{2R} = N_{2alimentado} \quad [20]$$

Al plantear la recirculación teórica, se comprueba que, al tener presencia de un inerte en la alimentación, es necesario el diseño de una purga. El CO₂ presente y el N₂ nunca salen del sistema ni se consumen por lo que se acumulan. La acumulación sería infinita, por lo que dada la dificultad en la separación se plantea una corriente de purga en el sistema.

Diseño de la corriente de purga

El diseño de la corriente de purga en el sistema no es fácil y se requiere, de nuevo, un proceso iterativo. Para ello, se fija un porcentaje de corriente purgada constante, se calcula la cantidad de materia prima a alimentar para paliar la pérdida en la purga y se itera hasta conseguir el estado estacionario en el que la corriente de purga elimina la misma cantidad de N₂ alimentado y de CO₂ alimentado y generado, evitando la acumulación.

Por otra parte, se debe comprobar, para cada caso, que la corriente de purga presenta la misma composición que la corriente de salida del R-301.

En la Figura 3 se refleja el sistema de iteración ejecutado.

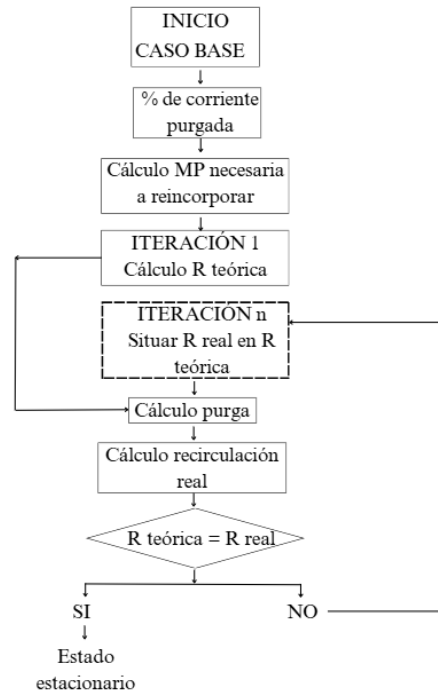


Figura 3. Organigrama de cálculo del proceso iterativo de la corriente de purga para alcanzar el estado estacionario en el sistema.

Se ha comprobado que, a un menor porcentaje de purga, mayores iteraciones necesarias para alcanzar el estado estacionario en el sistema algo que aumentaría la inseguridad en la operación. En la práctica, la purga estaría controlada en cada caso y se incluirían factores económicos para ajustar al óptimo el porcentaje de corriente purgada. A este nivel, se supone un porcentaje de purga del 40% y se cierra el balance de materia.

La corriente de purga final en el sistema planteado es la número 36 y la corriente de recirculación es la número 38. Todo ello se refleja en el Documento II Planos. Diagrama de Flujo.

De igual forma en la tabla 14 se refleja la corriente de purga resultante en comparación a la corriente de salida del R-301.

Tabla 14. Resultados del cálculo de la corriente de purga al sistema.

COMPUESTOS	SALIDA R-301		PURGA		RECIRCULACIÓN
	35	35	36	36	38
	kg/h	Fracción másica	kg/h	Fracción másica	kg/h
H ₂	746,29	0,03	298,51	0,03	447,77
H ₂ O	1611,75	0,07	644,70	0,07	967,05
CO	14336,41	0,65	5734,56	0,65	8601,85
CO ₂	3151,56	0,14	1260,62	0,14	1890,94
CH ₄	433,91	0,02	173,56	0,02	260,34
C ₃ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C _{13,5} H ₂₉	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	1747,95	0,08	699,18	0,08	1048,77
H ₂ S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NH ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DEPG	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL	22027,86	1,00	8811,15	1,00	13216,72
COMPROBACIÓN	22027,86		22027,86		

2. Balance de energía

Tan importante como el balance de materia del proceso global es el balance de energía a los equipos, porque este balance es el que permitirá conocer tanto los calores intercambiados entre las diferentes corrientes de proceso, como las temperaturas de las corrientes y las cantidades másicas de corrientes auxiliares, necesarias para el calentamiento o enfriamiento de éstas.

La ecuación principal para llevar al cabo el balance de energía es la siguiente:

$$\textit{Entrada} - \textit{Salida} + \textit{Generación} = \textit{Acumulación} \quad [21]$$

En ninguno de los equipos a los que se hace el balance tienen acumulación de energía ya que todos los equipos trabajan en continuo y en régimen estacionario, por lo tanto, ese término tendrá el valor de 0 durante todo este análisis. Es por ello por lo que la ecuación final será.

$$\textit{Entrada} + \textit{Generación} = \textit{Salida} \quad [22]$$

A continuación, se analizarán los equipos más relevantes del proceso, así como todos los intercambiadores de calor y compresores necesarios para llevar a cabo el proceso de forma segura. Como no todos los equipos son iguales ni realizan los mismos procesos, no todos cuentan con el término de generación de calor.

2.1 Equipos de proceso

2.1.1 Columna T-101

En este equipo se lleva a cabo la absorción de CO₂, H₂S y NH₃ para la limpieza de gas de síntesis de la alimentación, evitando la desactivación del catalizador del reactor R-201, así como la recuperación de estos gases ácidos para su aprovechamiento posterior, sin su emisión a la atmósfera, intentando conseguir un proceso más sostenible y respetuoso con el medio ambiente.

En esta columna T-101 no tiene lugar ninguna reacción química, por lo tanto, el término de la generación desaparece, convirtiéndose en 0. Pero a pesar de que la generación sea igual a 0, existe un término de calor, que hace referencia al calor intercambiado entre las corrientes de gas y el disolvente durante el proceso de absorción. La ecuación general, por lo tanto, resulta en:

$$\textit{Entrada} = \textit{Salida}$$

En términos cuantificables, esa ecuación general se traduce a:

$$\sum (m_e * \Delta H_e) + Q = \sum (m_s * \Delta H_s) \quad [23]$$

Donde:

- m_e y m_s : caudal másico de la corriente de entrada y salida, respectivamente.
- ΔH_e y ΔH_s : entalpías específicas másicas de las corrientes de entrada y salida, respectivamente.

- Q : calor intercambiado entre las corrientes de gas y líquido de la columna T-101. Este calor intercambiado se debe al cambio de fase que sufren los gases que se absorben en el disolvente.

Las entalpías de las corrientes se pudieron obtener gracias al simulador Aspen Hysys v.14. En la siguiente tabla, se recoge un resumen de las propiedades recién expuestas, así como del cálculo del calor intercambiado.

Tabla 15. Balance de energía T-101

Propiedad	Cantidad	Unidades
m_1	16.361,66	kg/h
m_{12}	12.131,27	kg/h
m_{11}	236.848,8	kg/h
m_2	241.079,19	kg/h
ΔH_1	-5.179	kJ/kg
ΔH_{12}	-3.887	kJ/kg
ΔH_{11}	-445,9	kJ/kg
ΔH_2	-598,1	kJ/kg
$Q_{\text{intercambiado}}$	-276,61	kW

Para el cálculo de la temperatura de salida de gas, habría que tener en cuenta el cambio de fase de los componentes gaseoso a líquido, además de las interacciones moleculares entre los gases y el disolvente, así como la solubilidad, etc.

Teniendo en cuenta el calor previamente calculado, además de la confirmación con el simulador Aspen Hysys v.14, se sabe que la temperatura, tanto de la corriente 12 como de la corriente 2, se mantienen en 30°C.

2.1.2 Reactor R-201

El calor intercambiado en un reactor de proceso viene determinado por la reacción química que tiene lugar en él. Por ello, el primer paso es el cálculo de la entalpía de reacción, para después multiplicarlo por la conversión y el número estequiométrico de la reacción global del reactivo limitante.

Por lo tanto, la entalpía de reacción se calcula según los siguientes pasos, determinados por la Ley de Hess:

1. Entalpía debida al enfriamiento de los reactivos, de 216°C a la temperatura de referencia, 25°C.

$$\Delta H_R^\circ = \sum_i^n \left(n_i * \int_T^{298} C_{pi} * dT \right) \quad [24]$$

2. Entalpía de reacción en las condiciones isotérmicas y a la temperatura de referencia, en condiciones estándar.

$$\Delta H_{298}^\circ = \left(\sum \Delta H_f \right)_{\text{PRODUCTOS}} - \left(\sum \Delta H_f \right)_{\text{REACTIVOS}} \quad [25]$$

3. Entalpía debida al calentamiento de los productos de la temperatura de referencia a la temperatura de operación del reactor.

$$\Delta H_P^\circ = \sum_i^n \left(n_i * \int_{298}^T C_{pi} * dT \right) \quad [26]$$

Siendo:

- n_i : flujo molar del compuesto i en la corriente.
- C_i : capacidad calorífica del compuesto i.

Finalmente, para la obtención de la entalpía de reacción a la temperatura de operación requerida, se deben sumar todas las contribuciones anteriores:

$$\Delta H = \Delta H_R^\circ + \Delta H_{298}^\circ + \Delta H_P^\circ \quad [27]$$

Además, para el cálculo posterior del calor intercambiado debido a esa reacción, se seguirá la siguiente ecuación:

$$Q = n_A * x_A * \Delta H \quad [28]$$

Siendo:

- n_A : coeficiente estequiométrico del reactivo limitante en la reacción global.
- x_A : conversión relativa al reactivo limitante.
- ΔH : entalpía final de calor de reacción.

A continuación, se recoge una tabla resumen con los valores resultantes:

Tabla 16. Balance de energía R-201

Parámetro	Valor	Unidades
ΔH_R°	-12.649.553	kJ/h
ΔH_{298}°	-3.787	kJ/h
ΔH_P°	4.695.889	kJ/h
ΔH	-7,96E06	kJ/h
n_A	17,5	
x_A	0,413	
Q	-5,75E07	kJ/h

Ese calor evidencia la necesidad de la instalación de una camisa de refrigeración, con el objetivo de mantener la temperatura constante a la entrada y a la salida del reactor. Para la refrigeración, se decidió usar una corriente de bfw (agua de ebullición), que absorberá el calor desprendido por la reacción, de forma que saldrá como vapor de media presión, ya que el vapor no podrá alcanzar los 250°C de un vapor de alta presión.

2.1.3 Reactor R-301

El balance de energía de esta unidad de proceso se explica con detalle en el *Anexo III. Cálculos justificativos (Parte B: reactor R-301)*, debido a la complejidad y a la dependencia con el balance de materia específico del reactor.

2.1.4 Columna T-102

El balance de energía de la columna T-102 se hace análogamente al balance de energía de la columna T-101, usando la misma ecuación para el cálculo del calor. A continuación, se presenta una tabla resumen con las entalpías de las corrientes, el flujo molar de las mismas, y el calor intercambiado entre ellas.

Tabla 17. Balance de energía T-102

Propiedad	Cantidad	Unidades
m_5	1029,6	kg/h
m_8	933,2	kg/h
m_6	248,9	kg/h
m_7	345,3	kg/h
ΔH_5	-1,5	kJ/kg
ΔH_8	-0,895	kJ/kg
ΔH_6	1,66	kJ/kg
ΔH_7	-101,91	kJ/kg
$Q_{\text{intercambiado}}$	-9,69	kW

Análogamente a la columna T-101, se comprobó con Aspen Hysys v.14 que la temperatura de salida de líquido es 70°C, no cambia.

2.2 Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor son un equipo fundamental en cualquier proceso químico, ya que son los encargados de variar la temperatura de una corriente para que entren en un equipo de proceso a la temperatura correcta. Por ejemplo, en el reactor R-201, se requiere que la corriente entre a 215 grados, como se verá a continuación, y eso solo se puede conseguir con un intercambiador de calor.

Para cambiar la temperatura de una corriente se necesita otra que esté a una temperatura mayor o menor, llamada corriente auxiliar. Normalmente, esa corriente auxiliar se corresponde con agua de refrigeración para el enfriamiento o vapor de agua para el calentamiento de la corriente.

Para hacer el balance energético a uno de estos equipos es importante saber si alguna de las corrientes que intercambian calor, también cambia de fase. Por ejemplo, en los intercambiadores de calor que usan vapor de agua (baja, media o alta presión), el calor intercambiado entre el auxiliar y la corriente de proceso se debe al cambio de fase del vapor de agua, de manera que el vapor de agua sale del intercambiador a la misma temperatura a la que entró, pero de forma condensada.

Por lo tanto, para llevar a cabo el primer paso del cálculo del calor necesario intercambiar para alcanzar la temperatura objetivo de la corriente de proceso se usa la siguiente ecuación:

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T \quad [29]$$

Siendo:

- m : flujo molar de la corriente de proceso (kmol/h)
- Cp : calor específico de la corriente de proceso (kJ/(kmol*K))
- ΔT : diferencia de temperaturas entre la entrada del intercambiador y la temperatura de salida objetivo (K)
- Q : calor intercambiado entre las corrientes (kJ/h)

Por otro lado, además de el calor necesario para el cambio de temperatura requerido, también es igual de necesario el cálculo del flujo másico o molar de corriente auxiliar que se necesita para llevar a cabo ese cambio de temperatura de la corriente. En el caso de que se utilice agua de refrigeración, se usa la ecuación previa para el cálculo del flujo másico, poniendo una temperatura límite de salida de la corriente auxiliar.

Sin embargo, para los casos de calentamiento de una corriente en los que se usa vapor que cambia de estado, se debe usar la siguiente ecuación para el cálculo del flujo másico, teniendo en cuenta la entalpía de cambio de fase del vapor concreto:

$$Q = m \cdot \lambda \quad [30]$$

Siendo:

- m : flujo másico de la corriente auxiliar (kg/h)
- λ : energía de cambio de fase de la corriente de auxiliar (kJ/kg)

Los resultados de todos los intercambiadores presentes en el proceso se muestran en los apartados siguientes.

2.2.1 E-201

Se he hecho una búsqueda de la disponibilidad de hidrógeno verde procedente de un electrolizador. La temperatura de salida se estimó en una media de 70°C y una presión media de 25 bar. Por lo tanto, el primer intercambiador de la planta será para subir la temperatura de la corriente 12 de salida de la columna T-101, de forma que se subirá la temperatura de 30 a 70°C.

Se decidió que, para esa subida de temperatura, se usará como auxiliar un vapor de agua de media presión, que está a una presión y temperatura de 2 bar y 120°C, respectivamente. En la siguiente tabla se recogen los valores calculados de calor intercambiado y masa de auxiliar necesaria:

Tabla 18. Balance de energía E-201

Parámetro	Valor	Unidad
T ₁₂	30	°C
T ₁₃	70	°C
C _p	30,1	kJ/(kmol*K)
m _{proceso}	651,72	kmol/h
Q	784.673,84	kJ/h
λ	2.202,6	kJ/kg
m _{auxiliar}	356,25	kg/h

2.2.2 E-202

Esa corriente de 70 grados es necesario calentarla hasta 220 para entrar en el reactor R-201. Para ello, se decidió que, con el objetivo de ahorrar en masa de auxiliar y, aprovechando que también hay que bajar la temperatura de la corriente de salida de salida de ese mismo reactor, la mejor opción era la de poner en contacto esas dos corrientes.

De esta forma, se pondrían en contacto la corriente 15 con la corriente 18, que está a una temperatura de 216°C. Adicionalmente, para este intercambio se fijó la temperatura de la corriente 16 en 180°C, de forma que lo que se calcularía con el calor intercambiado para subir la temperatura de 70 a 180°C será la temperatura de salida de la corriente 18. En la siguiente tabla se recogen el valor resultante.

Tabla 19. Balance de energía E-202

Parámetro	Valor	Unidad
T ₁₅	70	°C
T ₁₆	180	°C
C _p	29,11	kJ/(kmol*K)
m ₁₅	1.718,92	kmol/h
Q	5.504.156,28	kJ/h
T ₁₈	216	°C
T ₁₉	133	°C
C _p	36,03	kJ/(kmol*K)
m ₁₈	1.848,63	kmol/h

2.2.3 Mezcla de corrientes

Como se puede comprobar, no se ha alcanzado la temperatura necesaria para entrar en el reactor R-201. Esa temperatura se conseguirá mezclando la corriente 16 con la corriente 38 de recirculación, que está a 296°C.

Este cálculo de la temperatura final de la corriente resultante de la mezcla se hace en base a la ecuación general del calor intercambiado. De esta forma, la temperatura final se calcularía así:

$$T_f = \frac{m_1 * C_{p1} * T_1 + m_2 * C_{p2} * T_2}{m_1 * C_{p1} + m_2 * C_{p2}} \quad [31]$$

En la siguiente tabla se muestra el resultado de la temperatura final.

Tabla 20. Balance de energía de mezcla de corrientes

Parámetro	Valor	Unidad
T_{16}	180	°C
T_{38}	296	°C
C_{p16}	32,62	kJ/(kmol*K)
C_{p38}	29,11	kJ/(kmol*K)
m_{16}	1.718,92	kmol/h
m_{38}	679,53	kmol/h
T_f	216	°C

2.2.4 E-203

Este intercambiador existe por la necesidad de bajar la temperatura de la corriente 19. Aunque ya se ha bajado a 133°C gracias al intercambio de calor con la corriente 15, es necesario llegar a una temperatura de 40°C, que será la corriente 20 de entrada al equipo V-201.

Para este intercambiador se usará como corriente auxiliar agua de refrigeración, de modo que entra a 26°C y se fijó la salida a una temperatura de 50°C, con el objetivo de evitar la ebullición.

Tabla 21. Balance de energía E-203

Parámetro	Valor	Unidad
T_{19}	133	°C
T_{20}	40	°C
C_p	39,02	kJ/(kmol*K)
m_{proceso}	1.848,63	kmol/h
Q	6.679.405,18	kJ/h
$T_{e, cw}$	26	°C
$T_{s, cw}$	50	°C
C_p	4,18	kJ/(kmol*K)
m_{cw}	66.581	kmol/h

2.2.5 E-301

La salida gaseosa de la columna V-201 se corresponde con la recirculación de proceso. Antes de entrar en que la corriente entre en la columna T-301, es necesario calentar la corriente 21 a la temperatura de operación de la columna, 60°C. Para ello, se utiliza un intercambiador que utilice vapor de baja presión a 2 bar y 120°C.

En la siguiente tabla se resumen los resultados del valor de la temperatura final de salida del intercambiador y el calor intercambiado para conseguirla:

Tabla 22. Balance de energía E-301

Parámetro	Valor	Unidad
T_{21}	40	°C
T_{23}	60	°C
C_p	30,08	kJ/(kmol*K)
m_{proceso}	1.492,54	kmol/h
Q	895.612,18	kJ/h
λ	2.202,6	kJ/kg
m_{auxiliar}	406,62	kg/h

2.2.6 E-302

Una vez sale de la columna T-301, se necesita aumentar la temperatura hasta 500°C, temperatura de operación del reactor R-301. Sin embargo, es necesario hacerlo en, mínimo, dos etapas, para reducir el consumo de auxiliar y porque no es posible conseguir una temperatura de corriente de 500°C con un intercambiador de calor y un auxiliar normal.

El primer paso, por tanto, será el aumento de la temperatura de 60 a 230°C, utilizando como auxiliar una corriente de vapor de agua de alta presión a 40 bar y 250°C. Los resultados se recogen en la tabla 23.

Tabla 23. Balance de energía E-302

Parámetro	Valor	Unidad
T_{27}	60	°C
T_{28}	230	°C
C_p	30,2	kJ/(kmol*K)
m_{proceso}	760,07	kmol/h
Q	30.902.199,4	kJ/h
λ	1.714,1	kJ/kg
m_{auxiliar}	2.276,53	kg/h

A la vez, se propone una integración, de forma que el vapor de alta presión generado por el intercambiador E-303 se podrá utilizar como auxiliar en este intercambiador de calor, ahorrando, por tanto, en el consumo de auxiliar y en costes.

2.2.7 H-301

Como se anticipó anteriormente, el segundo paso en este tren de intercambiadores de calor es un horno de proceso, que consiga elevar la temperatura de 230 a 500°C. Para ello, se decidió utilizar gas natural como corriente auxiliar para el calentamiento de la corriente gaseosa. Es importante tener en cuenta la eficiencia típica de un horno, que ronda el 85%. Por ese motivo, para calcular el calor que debe proporcionar el gas natural, es necesario aplicar ese porcentaje.

En la siguiente tabla se muestra el valor resultante del calor intercambiado en ese horno:

Tabla 24. Balance de energía H-301

Parámetro	Valor	Unidad
T ₂₈	230	°C
T ₂₉	500	°C
C _p	35,64	kJ/(kmol*K)
m _{proceso}	760,07	kmol/h
Q	7.314.001,6	kJ/h
η	0,85	
Q _{combustible}	8.604.707,8	kJ/h
PCI _{combustible}	38.988	kJ/m ³
ρ _{combustible}	0,737	kg/m ³
m _{combustible}	162,65	kg/m ³

Se hace necesario el uso de este horno porque, como ya se mencionó, no hay otro equipo de intercambio de calor capaz de llegar a una temperatura de 500°C o superior.

2.2.8 E-303

Para reintroducir la recirculación en el proceso, es necesario mezclarla con la corriente de salida de la columna T-101, corriente que está a 180°C. Es por eso por lo que es necesario bajar la temperatura primero, para evitar el choque térmico que resultaría de la mezcla de una corriente a 180 y otra a 500°C, ya que se trata de un ΔT demasiado grande.

Para este intercambio de calor, se propone un intercambiador HRSG (recuperación de calor y generador de vapor de alta presión) por el cual, como su propio nombre indica, se usará el calor intercambiado con motivo del enfriamiento de la corriente de 500°C para generar vapor de alta presión a 40 bar y 250°C, que se podrá usar en el E-302 que usa ese tipo de vapor como corriente auxiliar.

La temperatura de salida de la corriente gaseosa se fijó en la temperatura del vapor de alta presión más un ΔT de 20°C. En la siguiente tabla se muestra el calor intercambiado y el flujo másico de vapor de alta presión generado con este intercambiador.

Tabla 25. Balance de energía E-303

Parámetro	Valor	Unidad
T _{entrada,bfw}	105	°C
T _{entrada proceso}	500	°C
T _{saturación de vapor}	250,4	°C
h _g	2801,4	kJ/kg
h _{f agua alimentada}	440,17	kJ/kg
h _{transferencia*}	2361,23	kJ/kg
T _{salida gas}	270,4	°C
m _{proceso}	1.132,56	kmol/h
C _p	32,62	kJ/(kmol*K)
Q	8.434.597,6	kJ/kg
m _{vapor generado}	3.572,12	kg/h

* $h_{\text{transferencia}}$ se define como la energía necesaria para generar 1 kg de vapor a partir de 1 kg de agua de entrada a esa temperatura. Se calcula como la diferencia de h_g y $h_{f \text{ agua alimentada}}$.

2.2.9 E-101

Por otro lado, también será necesario instalar intercambiadores de calor en la corriente 2, con el objetivo de recuperar el disolvente limpio. Como ya se ha comentado, el objetivo final de subir la temperatura de esa corriente es la de invertir las condiciones de equilibrio de la columna T-101, haciendo más sencilla la separación en la columna T-102.

Dicho esto, será necesario un intercambiador de calor que caliente la corriente desde los 30°C de salida de la columna T-101 hasta los 70°C necesarios para llevar a cabo la desorción de los gases. Para este intercambio, se decidió que era adecuado el uso de una corriente auxiliar de vapor de media presión, a 120°C y 2 bar.

En la siguiente tabla se muestran los resultados del calor intercambiado y el flujo másico de vapor necesario para llevarlo a cabo:

Tabla 26. Balance de energía E-101

Parámetro	Valor	Unidad
T_3	30	°C
T_4	70	°C
C_p	579,1	kJ/(kmol*K)
m_{proceso}	1.029,65	kmol/h
Q	23.850.779,4	kJ/h
λ	2202,6	kJ/kg
m_{auxiliar}	10.828,47	kg/h

2.2.10 E-102

Igual que se subió la temperatura para facilitar la desorción, hay que volver a disminuirla para que entre a la temperatura de operación correspondiente la columna T-101.

Este intercambio de calor se puede conseguir usando una corriente auxiliar de agua de refrigeración, que entra a 26°C y se limita la temperatura de salida a 50°C, para evitar la ebullición del auxiliar. En la tabla 27 se muestran los resultados del calor intercambiado y del flujo molar de agua de refrigeración necesario para enfriar la corriente:

Tabla 27. Balance de energía E-102

Parámetro	Valor	Unidad
T_{10}	70	°C
T_{11}	30	°C
C_p	606,95	kJ/(kmol*K)
m_{proceso}	933,21	kmol/h
Q	21.806.863,9	kJ/h
$T_{e, cw}$	26	°C
$T_{s, cw}$	50	°C
C_p	4,18	kJ/(kmol*K)
m_{cw}	217.373,05	kg/h

2.2.11 C-301

Los compresores juegan un papel muy importante en el balance energético de una planta química. Al contrario que los líquidos, los gases son fluidos compresibles, y, siguiendo la ecuación de los gases ideales, una reducción del volumen del gas provoca, por consiguiente, un aumento en la temperatura del mismo.

Ese aumento de temperatura hay que tenerlo en cuenta, tanto para los intercambiadores que tenga a continuación, como para entradas a equipos con una temperatura de operación fijada o en mezclas de corrientes, para determinar la temperatura final de la mezcla.

Este proceso cuenta con dos compresores, uno situado después del intercambiador de generación de vapor de alta presión, y otro situado después del flash que separa el producto principal, con el objetivo de suplir la pérdida de presión debida a los equipos y al flujo por la tubería.

En este apartado se realizarán dos cálculos diferenciados, por una parte, la potencia necesaria del compresor para subir la presión y, por otra, el aumento de temperatura que supondría ese aumento.

La potencia de los compresores se puede calcular con la siguiente ecuación, teniendo en cuenta que se trata de trabajo isentrópico:

$$W = \frac{k * R * T_1}{k - 1} * \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right)$$

Siendo:

- K: relación de compresión Cv/Cp.
- T1: temperatura de entrada de la corriente de proceso. (K)
- R: constante específica de los gases ideales, calculada como 8,314/PM, siendo PM el peso molar de la corriente gaseosa. (J/(kg*K))
- P: presiones de entrada (1) y salida (2). (bar)
- W: potencia del compresor. (kW)

Por otro lado, la ecuación para calcular la temperatura de salida ideal, en caso de que la eficiencia del compresor fuera del 100%:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

Si se tiene en cuenta la eficiencia del compresor, supuesta del 85% (valor típico), la temperatura real de salida se calcularía como:

$$T_{2, real} = T_1 + \frac{T_{2, ideal} - T_1}{\eta_{isentrópica}}$$

A continuación, se presentan los resultados del balance de energía del compresor de proceso en la tabla 28.

Tabla 28. Balance de energía de C-301

Parámetro	C-301	Unidades
k	1,4	
PM	22,38	kg/kmol
R	371,49	J/(kg*K)
T1	544	K
P2	23	bar
P1	20	bar
W'	28.792,43	J/kg
m	13216,7	Kg/h
Ws	124,35	kW
η	0,85	
T2, ideal	566	K
T2, real	570	K
ΔT	26	°C

Como se puede comprobar, y resulta obvio, para un mismo fluido, cuanto mayor sea la diferencia de presión, mayor será la diferencia de temperatura entre la entrada y la salida.

2.2.12 Bomba P-101

La única bomba de impulsión de líquido que se considera en la planta es la bomba de recirculación para el disolvente. Esa bomba debe proporcionar una potencia suficiente para subir la presión del disolvente desde la presión atmosférica a la presión de operación de la columna T-101 de gases, 25 bar.

Sin embargo, al tratarse de un líquido incompresible, no aumenta la temperatura con el aumento de la presión. La potencia necesaria de la bomba de impulsión se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$P = \frac{(P_2 - P_1) * m}{\rho}$$

Siendo:

- P: presión de entrada (1) y salida (2). (Pa)
- ρ : densidad del líquido. (kg/m³)
- m: flujo másico de la corriente líquida. (kg/h)
- P: potencia de la bomba de impulsión. (kW)

AL no ser una bomba ideal, se supone un valor de eficiencia del 80%. Por lo tanto, la potencia real será:

$$P_{real} = \eta * P$$

A continuación, se recogen los valores resultantes en una tabla:

Tabla 29. Balance de energía a P-101

Propiedad	Valor	Unidades
P_{real}	184.807,11	kW
η	0,8	
P	147.845,69	kW
m	236.839,3	Kg/s
P₁	100.000	Pa
P₂	2.500.000	Pa
ρ	1068	kg/m ³

Por otro lado, a lo largo de la sección 200 y 300, se asume una caída de presión de 1 bar por cada equipo principal de proceso, de forma que puede llegar a disminuir de 23 bar en la R-201 a 20 bar en el R-301.

3. Bibliografía

1. Birgit Kamm and Michael Kamm. *Biorefineries Industrial Processes and Products: Status Quo and Future Directions*. 2005: ISBN Impreso: 9783527310272 , Online: 9783527619849. DOI 10.1002/9783527619849.

2. MARYAM ARSALANFAR, &., ALI AKBAR MIRZAEI, &., HAMID REZA BOZORGZADEH, & and Abdolreza Samimi. A Review of Fischer-Tropsch Synthesis on the Cobalt Based Catalysts. *Physical Chemistry Research*, 2014. Available from: https://www.researchgate.net/publication/318888282_A_review_of_fischer-tropsch_synthesis_on_the_cobalt_based_catalysts DOI 10.22036/pcr.2014.5786.

3. THOMAS G. KREUTZ, ERIC D. LARSON, GUANGJIAN LIU, ROBERT H. WILLIAMS. *Fischer-Tropsch Fuels from Coal and Biomass*. , 2008 Available from: <https://acee.princeton.edu/wp-content/uploads/2016/10/Kreutz-et-al-PCC-2008-10-7-08.pdf>.

ANEXO II:
CÁLCULOS
JUSTIFICATIVOS

ÍNDICE GENERAL

- **PARTE A: Columna T.101**
- **PARTE B: Reactor R-301**
- **PARTE C: Dimensionamiento Básico de Equipos**

PARTE A:
COLUMNA DE
ABSORCIÓN T-101

ÍNDICE

1.	Objetivo	1
2.	Tipo.....	1
3.	Diseño químico.....	2
3.1	Equilibrio	2
3.2	Línea de operación.....	3
4.	Diseño hidrodinámico	4
4.1	Diámetro de la columna.....	4
4.2	Altura de la columna.....	6
4.2.1	Altura de una unidad de transferencia	6
4.2.2	Número de unidades de transferencia de materia	11
4.2.3	Altura final de la columna	12
5.	Caída de presión	14
6.	Diseño mecánico.....	15
6.1	Selección de material.....	16
6.2	Espesores de pared.....	17
6.2.1	Esfuerzo máximo permisible	18
6.2.2	Eficacia de la unión soldada	19
6.2.3	Cálculo de espesores radial y longitudinal	20
6.3	Cabezales	21
6.3.1	Cálculo de espesores de cabezal.....	21
6.3.2	Justificación de la elección	22
7.	Cargas y esfuerzos	24
7.1	Cargas por viento	24
7.2	Esfuerzos longitudinales y circunferenciales	26
7.3	Cargas por peso	26
7.4	Esfuerzos totales, principales y permisibles	27
7.5	Esfuerzo crítico de pandeo	27
8.	Hoja de especificaciones	29
9.	Bibliografía.....	30

1. Objetivo

La columna T-101 presentada nace de la necesidad de eliminar los gases ácidos contenidos en el gas de síntesis procedente de gasificación externa. Además de ayudar a descarbonizar el proceso, eliminando el 85% del CO₂, esta columna T-101 también es imprescindible para la eliminación de ácidos como el sulfuro de hidrógeno, que no puede entrar en el reactor principal FT por la desactivación del catalizador, o el amoníaco.

2. Tipo

La columna T-101 que se diseñó consiste en una columna de relleno, debido a los siguientes aspectos:

- El flujo másico de disolvente es muy elevado, haciendo por tanto más adecuada una columna de relleno.
- Algunos de los componentes del gas de síntesis, como el CO₂ y el H₂S, son corrosivos. En ambientes corrosivos también es más adecuada una columna de relleno.
- Normalmente, es menor la caída de presión por etapa de equilibrio en las columnas de relleno en comparación con las columnas de platos.
- Con un flujo másico de líquido tan elevado es conveniente el uso de columnas de absorción de relleno.

Una vez decidido el tipo de columna, se procede a elegir el tipo de relleno. El relleno se diferencia en dos tipos: estructurado y aleatorio.

La elección se basó en la página web de *Sulzer* (1), empresa líder global en ingeniería, que se dedica al diseño y fabricación de equipos de proceso. En su catálogo se pueden encontrar diferentes tipos de relleno ampliamente usados en la industria.

En este caso, se optó por la utilización de un relleno estructurado llamado Mellapak 250Y, relleno estructurado ampliamente utilizado en la industria por su uso en columna T-101es de limpieza de CO₂ de corrientes de gas natural.



Los parámetros específicos de este relleno se recogen en la tabla 1. (2)(3)

Tabla 1. Propiedades del relleno

Tamaño (mm)	Densidad (kg/m ³)	a (m ² /m ³)	Fp (m-1)
32	385	250	66

3. Diseño químico

Antes de diseñar el equipo, es muy importante conocer el comportamiento del sistema. Esto es posible con el cálculo del equilibrio y de la línea de operación del sistema.

3.1 Equilibrio

Para el cálculo del equilibrio, se decidió que la mejor estrategia era la simulación en Aspen Hysys v.14, por lo que se simuló el equipo T-101 en el simulador a las condiciones específicas de operación.

Gracias a esta simulación, se obtuvo que para la eliminación requerida del 85% del CO₂ de la corriente de alimentación, el H₂S y el NH₃ ya se eliminaban en su totalidad, siendo posible, por tanto, tratar al sistema como un sistema binario DEPG-CO₂, y esa es la curva de equilibrio que se obtuvo.

Resultó una curva de equilibrio cuadrática, con los siguientes datos de equilibrio de la fase vapor y líquida del CO₂:

Tabla 2. Datos de equilibrio

x	y
1,71E-02	2,56E-02
3,24E-02	4,93E-02
4,58E-02	7,07E-02
5,72E-02	8,93E-02
6,65E-02	0,10484005
7,40E-02	0,11750256
7,99E-02	0,12757723

8,45E-02	0,13545778
8,80E-02	0,14154245
9,08E-02	0,14617799

3.2 Línea de operación

Para la determinación de la línea de operación, es imprescindible el cálculo de flujo de disolvente necesario, que se puede calcular con la siguiente ecuación, derivada del balance de materia a componente.

$$L' = \frac{G' * (Y_{n+1} - Y_1)}{X_n - X_o} \quad [1]$$

Siendo;

- G' : cantidad del componente inerte del gas que asciende a través de la columna. Se puede calcular a partir del flujo molar de gas de entrada en la columna y de la fracción molar de CO₂ en dicha corriente.

$$G' = G_{n+1} * (1 - y_{n+1}) \quad [2]$$

- Y_{n+1} : relación molar de CO₂ en la corriente de entrada de la columna.
- Y_1 : relación molar de CO₂ a la salida de gas de la columna.
- X_n : relación molar de CO₂ en la corriente líquida a la salida.
- X_o : relación molar de CO₂ en la corriente líquida de entrada. Como el disolvente entra totalmente limpio, este valor es igual a 0.

A continuación, se presenta una tabla en la que se pueden ver los respectivos valores de las variables, para el cálculo de la cantidad de disolvente:

Tabla 3. Datos de la línea de operación. Elaboración propia

Variable	Valor	Unidades
X_n	0,121	
X_o	0	
Y_1	0,0258	
Y_{n+1}	0,176	
G_{n+1}	748,16	kmol/h
G'	616,13	kmol/h
L'	933,21	kmol/h

Para calcular la cantidad real de disolvente, es necesario pasar L' (cantidad de componente inerte que desciende por la columna) a L_0 (cantidad total de líquido que desciende por la columna. Eso se puede calcular gracias a la siguiente ecuación, dependiente de la fracción molar de CO₂ en a corriente líquida de entrada de disolvente:

$$L' = L_0 * (1 - x_o) \quad [3]$$

Como se determinó que el disolvente entra completamente limpio, se puede determinar también que $L'=L_0$, por lo que la cantidad total de disolvente que desciende por la columna desde el punto de entrada es de **236.848,8 kg/h**.

Con esa cantidad L' , ya se puede calcular la pendiente de la línea de operación, de forma que se divide L'/G' , resultando un valor de 1,51.

Por otro lado, la línea de operación sigue la siguiente ecuación:

$$Y = \frac{L'}{G'} * X + Y_1 - \frac{L'}{G'} * X_0 \quad [4]$$

A partir de la ecuación anterior, es posible calcular la ordenada en el origen, de forma que, teniendo en cuenta los valores de la tabla anterior, el valor de la ordenada en el origen es de 0,0258.

Por lo tanto, resumiendo, la recta de operación final es igual a la siguiente ecuación:

$$Y = 1,51 * X + 0,0258 \quad [5]$$

En el Anexo I. Balances de materia y energía, es posible ver el cálculo de la salida de líquido, que se corresponde con la corriente 2, y resulta en un valor de 241.079,19 kg/h.

4. Diseño hidrodinámico

El segundo paso en el diseño de un equipo es el diseño hidrodinámico, de forma que se conozca la interacción entre los diferentes fluidos y su comportamiento.

4.1 Diámetro de la columna

El primer cálculo que se debe llevar a cabo es el del diámetro y el área requerida de la columna, ya que de estos parámetros dependerán luego los caudales por unidad de área para el cálculo de la altura de la columna.

Para el cálculo del diámetro se siguió el procedimiento de diseño disponible en *Chemical Engineering Design*, por el cual, con los caudales másicos usados de gas de entrada y líquido disolvente, con sus respectivas densidades de corriente, relacionando esos parámetros según la ecuación 6(2), y gracias a la determinación del parámetro K_4 , disponible en la gráfica de la figura 1, se puede calcular un flujo másico de vapor por unidad de área teórico.

$$Flv = \frac{Lw}{Vw} * \sqrt{\frac{\rho v}{\rho l}} \quad [6]$$

El valor resultante de Flv de 2,89, con unos flujos máxicos de vapor y líquido de 4,54 kg/s y 65,79 kg/s, respectivamente, y densidad de vapor de 42,59 kg/m³ y de líquido de 1068,37 kg/m³, se procede a la determinación de K4.

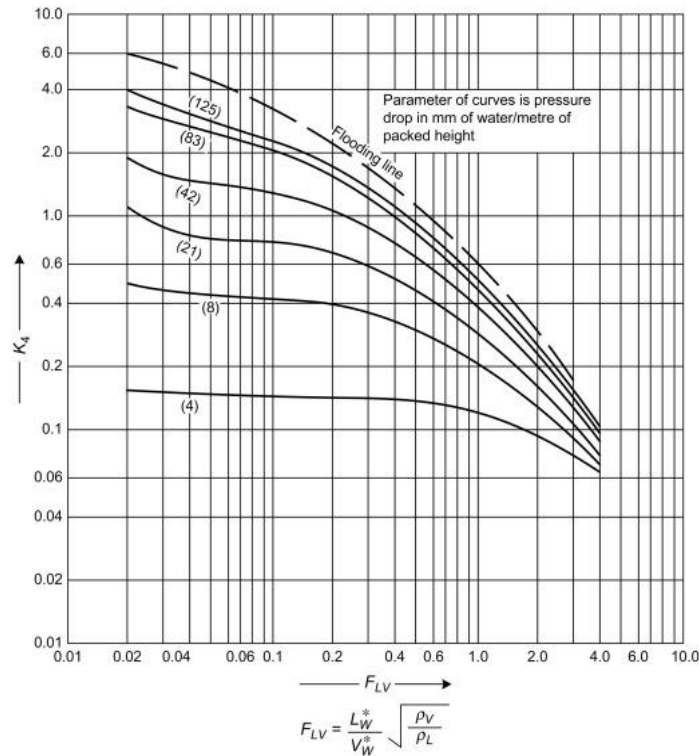


Figura 1. Determinación de K4

Diseñando la columna T-101 para una caída de presión equivalente a 21 mm de agua por metro, el valor resultante de K4 es de 0,12, siendo de 0,2 para las condiciones de inundación. Realizando la raíz cuadrada de la división de k4/k4flooding, el resultado es el porcentaje de inundación del sistema, en este caso, 77%.

Con ese valor de K4 se puede calcular el caudal máxico de vapor por unidad de área teórico mediante la ecuación 7 (2), resultando en un valor de 4,43 kg/(m²*s).

$$K4 = \frac{13,1 * V_W * F_p * \left(\frac{\mu l}{\rho l}\right)^{0,1}}{\rho v * (\rho l - \rho v)} \tag{7}$$

Dividiendo el primer valor de Vw (4,54 kg/s) entre este valor teórico recién calculado, el resultado es el área de la columna necesaria para llevar a cabo la separación especificada, resultando en 1,03 m².

Aplicando la ecuación para el cálculo del área de un cilindro, se puede determinar finalmente el diámetro de la columna necesario, 1,14 metros.

4.2 Altura de la columna

Dentro de los parámetros críticos de diseño de una columna T-101 también está la altura total de la columna. A pesar de elegir relleno en vez de platos, la altura total dependerá de más factores, como la presencia de distribuidores de líquido y gas, o el soporte del relleno.

El relleno de la columna define el principal aporte para la altura total de la columna. Hay varias maneras de calcular la altura, pero el método elegido en este caso fue el método basado en las velocidades, cuya base es la teoría de la doble película de transferencia de materia.

Esta teoría describe la transferencia de materia entre dos fases diferentes gas-líquido que se encuentran en contacto directo, en donde se considera que existen en la interfase dos capas límite (una en cada fase) que presentan diferentes resistencias a la transferencia de materia. Esta resistencia a la transferencia se mide mediante velocidades, denominadas coeficientes de transferencia de materia, y existe uno para cada fase en contacto. Los inversos de estos coeficientes representan las resistencias en serie que presenta cada una de las fases.

La altura del relleno calculada según este método tiene dos componentes principales: la altura de una unidad de transferencia y el número de unidades de transferencia, por lo que, multiplicando esos parámetros, se obtiene la altura total de todas las unidades de transferencia, lo que es lo mismo que la altura necesaria de relleno para poder alcanzar la separación deseada.

4.2.1 Altura de una unidad de transferencia

La altura de una unidad de transferencia, H , se puede determinar en base a la fase gaseosa o en base a la fase líquida. Esta altura depende inversamente de los coeficientes de transferencia de materia de las distintas fases y directamente de los flujos molares de las distintas corrientes.

También, se diferencia entre la altura de una unidad de transferencia individual, H_l o H_g (dependiendo de si es en base a la fase líquida o a la fase gas), que es una medida de la resistencia individual a la transferencia de materia, y la altura de una unidad de transferencia global, H_{ol} u H_{og} , que representa la resistencia total a la transferencia de materia en la columna. Es posible calcular la altura de una unidad de transferencia global (H_{og} o H_{ol}) a partir de las individuales de las dos fases, la pendiente de la recta de equilibrio y la pendiente de la recta de operación. En este caso, cabe señalar que como el equilibrio no es lineal, si no que atiende a una ecuación de segundo grado, la pendiente de la recta que se usa es la integral de la derivada de la expresión del equilibrio entre los límites de fracción molar de CO_2 en el sistema.

Por otro lado, debido a que gas y líquido no ofrecen la misma resistencia a la transferencia de materia, los valores de H_{ol} y H_{og} serán distintos. Para un buen diseño de la columna T-101, se debe calcular la altura en base a la fase que suponga la mayor resistencia a la transferencia de materia, que, en este caso, es la fase líquida.

El primer paso para el cálculo de la altura de una unidad de transferencia individual es el cálculo de los coeficientes de transferencia de materia individuales para cada fase presente en la columna T-101.

Estos coeficientes de transferencia de materia se pueden calcular según las ecuaciones empíricas de Onda et al. disponibles en Sinnott Chemical Engineering Design. Para estas ecuaciones, son necesarias algunas propiedades de las corrientes, que se pueden determinar gracias al simulador Aspen Hysys v.14 o a otras correlaciones empíricas disponibles en, por ejemplo, Perry's Engineering Handbook.

Las correlaciones para el cálculo de los coeficientes relativos a las dos fases son las siguientes (2):

$$\frac{k_G}{a} * \frac{R * T}{D_v} = K_5 \left(\frac{V_w *}{a * \mu_v} \right)^{0,7} * \left(\frac{\mu_v}{\rho_v D_v} \right)^{\frac{1}{3}} * (a * d_p)^{-2} \quad [8]$$

Siendo:

- k_G : coeficiente individual de transferencia de materia de la fase gas. kmol/(m²*s*bar)
- a: parámetro específico del relleno, área superficial interfacial por unidad de volumen. m²/m³
- R: constante de los gases ideales.
- T: temperatura de operación del equipo.
- K₅: parámetro de valor 5,23 para un tamaño de partícula mayor a 15mm.
- V_w*: caudal másico de vapor por unidad de tiempo y área.
- μ_v : viscosidad de la fase vapor. Dato obtenido de hysys.
- ρ_v : densidad de la fase vapor. Dato obtenido de hysys.
- d_p : diámetro de partícula. Valor determinado en 32 mm.
- D_v : difusividad de las moléculas de CO₂ en la fase vapor. Esta propiedad, a su vez y como ya se ha mencionado, requiere de su propia correlación empírica para su cálculo. De todas las correlaciones disponibles en Perry's Handbook, se decidió que la más adecuada sería la de Chapman-Enskog, ya que proporciona una buena estimación en mezclas de gases de hasta 1000K y 70 atm (3).

$$D_{AB} = \frac{0,001858 * T^{\frac{3}{2}} * M_{AB}^{\frac{1}{2}}}{P * \sigma_{AB}^2 * \Omega_D} \quad [9]$$

Donde:

- T: temperatura de operación del equipo.
- M_{AB}: masa molecular entre las moléculas A y B, siendo B el soluto, en este caso el CO₂.
- P: presión de operación del equipo.

- Ω_D : factor de colisión
- σ_{AB} ; distancia intermolecular entre los núcleos del compuesto A y el compuesto B.

Para calcular la difusividad total de la corriente de vapor, se hace el sumatorio de la división de la fracción molar del componente gas entre la respectiva difusividad del gas con el CO₂.

En la siguiente tabla resumen, se presentan los valores de todas las propiedades anteriormente explicadas, así como el resultado del coeficiente de transferencia de materia de la fase vapor:

Tabla 4. Parámetros de cálculo para kg. Elaboración propia

Parámetro	Valor	Unidades
a	250	m ² /m ³
P	25	bar
V_w*	4,43	kg/(m ² *s)
μ_v	1,68E-05	kg/(m*s)
ρ_v	42,59	kg/m ³
T	303	K
R	0,08314	(bar*m ³)/(kmol*K)
d_p	0,032	m
K5	5,23	
D_v	2,06	m ² /s
k_G	1,26E-04	kmol/ (m ² *s*bar)

Por otro lado, el cálculo del coeficiente de transferencia de materia relativo a la fase líquida, la correlación se calcula como (2):

$$k_L * \left(\frac{\rho_L}{\mu_L * g} \right)^{\frac{1}{3}} = 0,0051 * \left(\frac{L_w^*}{a_w * \mu_L} \right)^{\frac{2}{3}} * \left(\frac{\mu_L}{\rho_L * D_L} \right)^{-\frac{1}{2}} * (a * d_p)^{0,4} \quad [10]$$

Y, el área efectiva necesaria tiene la siguiente expresión matemática (2):

$$\frac{a_w}{a} = 1 - \exp[-1,45 * \left(\frac{\sigma_c}{\sigma_l} \right)^{0,75} * \left(\frac{L_w^*}{a * \mu_L} \right)^{0,1} * \left(\frac{L_w^{*2}}{\rho_L^2 * g} \right)^{-0,05} * \left(\frac{L_w^{*2}}{\rho_L * \sigma_L * a} \right)^{0,2}] \quad [11]$$

Siendo:

- k_l : coeficiente de transferencia de materia de la fase líquida.
- a_w : área efectiva.
- ρ_l : densidad de la corriente líquida.
- μ_l : viscosidad de la corriente líquida.

- g : constante de gravedad.
- L_w^* : caudal másico de líquido por unidad de tiempo y área.
- D_l : difusividad de CO₂ en el disolvente líquido. A su vez, esta propiedad se calcula con su propia correlación empírica. De todas las correlaciones disponibles, se decidió el uso de la correlación de Siddiqi-lucas, que es la siguiente (3):

$$D_{AB}^{\circ} = \frac{9,89 * 10^{-8} * (V_B^{0,265}) * T}{V_A^{0,45} * \mu_B^{0,907}} \quad [12]$$

Donde:

- V_b : volumen molar del soluto, en este caso, el CO₂.
- V_a : volumen molar del componente gas distinto a CO₂.
- V_b : viscosidad del soluto.
- T : temperatura de operación del equipo.

Al igual que para la fase gas, a continuación, se presenta una tabla resumen con las propiedades, al igual que el valor referente al cálculo del coeficiente de transferencia de materia de la fase líquida.

Tabla 5. Parámetros de cálculo para kl. Elaboración propia

Parámetro	Valor	Unidades
a	250	m ² /m ³
P	25	bar
σc	0,075	N/m
σl	0,05019	N/m
Lw*	64,07	kg/(m ² *s)
μl	8,61E-03	kg/(m*s)
ρl	1068	kg/m ³
aw	228,37	m ² /m ³
d_p	0,032	m
g	9,81	m/s ²
D_l	3,22E-08	m ² /s
k_l	1,26E-04	kmol/ (m ² *s*bar)

Con esos valores de los respectivos coeficientes individuales, los caudales molares por unidad de área de gas y líquido, la presión de operación o la concentración total del sistema y el parámetro a_w , se pueden calcular las respectivas alturas individuales de las fases gas y líquido, tal y como se muestra a continuación (2):

$$H_G = \frac{G_m}{k_G * a_w * P} \quad [13]$$

Por otro lado, para la altura de la fase líquida, se cambia el término de la presión del sistema por la concentración total (2).

$$H_l = \frac{L_m}{k_l * a_w * C_t} \quad [14]$$

En la siguiente tabla resumen, se recogen todos los valores de los parámetros de cálculo, así como el resultado final para las alturas individuales de gas y líquido.

Tabla 6. Parámetros de cálculo para H_l y H_g . Elaboración propia

Parámetro	Valor	Unidades
aw	228,37	m ² /m ³
P	25	bar
C_t	4,21	kmol/m ³
k_l	1,26E-04	m/s
k_G	1,26E-04	kmol/ (m ² *s*bar)
L_m	0,25	kmol/(m ² *s)
G_m	0,202	kmol/(m ² *s)
H_l	0,81	m
H_G	0,28	m

Con esos resultados, se comprueba la afirmación dicha al principio del apartado, donde se afirmaba que la fase líquida sería la limitante en cuanto a la transferencia de materia. Al dar una altura mayor, refleja la necesidad de una mayor altura para que se lleve a cabo la transferencia de materia de líquido necesaria para a absorción de CO₂.

Por otra parte, para el cálculo de la altura total de la columna, es necesaria la determinación de la altura global de transferencia de materia de la fase limitante, que se puede conseguir gracias a las alturas individuales recientemente calculadas.

El cálculo de las alturas globales a partir de las alturas individuales se lleva a cabo gracias a la pendiente de la recta de operación y a la pendiente de la recta de equilibrio. Sin embargo, en este caso, la línea de equilibrio se ajusta a una ecuación de orden 2, por lo que, para la determinación de una pendiente equivalente, se debe realizar la integración de la derivada de la expresión cuadrática.

El valor de la pendiente de la recta de operación es de 1,51 y el resultado de la integración previamente mencionada es de 0,27.

Para finalizar, la ecuación para la determinación de la altura global de la fase líquida es (2):

$$H_{OL} = H_L + \frac{L'}{m * G'} * H_G \quad [15]$$

En la siguiente tabla, se resumen los parámetros necesarios para el cálculo, así como el valor final de altura global referida a la fase líquida:

Tabla 7. Parámetros de cálculo para Hol. Elaboración propia

Parámetro	Valor	Unidades
H_l	0,81	m
H_G	0,28	m
L'/G'	1,51	
m	0,27	
H_{ol}	2,40	m

Ese valor final de altura globales necesario multiplicarlo por el número de unidades de transferencia, calculadas en el siguiente apartado, con el objetivo de la determinación de la altura del relleno, y, por consiguiente, la altura total de la columna.

4.2.2 Número de unidades de transferencia de materia

Este es un parámetro que representa la equivalencia con las etapas teóricas que serían necesarias para llevar a cabo la separación requerida en la columna T-101.

En este caso también se distingue entre N_{og} o N_{ol} , que se definen como las unidades globales de transferencia de materia, considerando la resistencia total a la transferencia de materia en la fase gas o en la fase líquida, respectivamente.

Por otro lado, N_g o N_l se refieren al número de unidades de transferencia de materia individual. Conceptualmente se explica como el número de unidades de transferencia que serían necesarias para llevar a cabo la separación si solo la capa límite de gas fuera la que ofreciera resistencia a la transferencia.

Tal y como se dedujo en el apartado anterior, la fase que ofrece mayor resistencia a la transferencia de materia es la fase líquida, por lo que será en base a esa fase a la que se debe considerar el cálculo de las unidades globales de transferencia de materia.

Este valor se calcula mediante la siguiente integral (2):

$$N_{OL} = \int_{X_0}^{X_N} \frac{(1+X)^*_{lm} * dX}{(1+X) * (X^* - X)} \quad [16]$$

Donde los límites de la integral serían las composiciones de CO₂ en la fase líquida, de entrada y de salida, X sería la composición de CO₂ en la fase líquida para cada composición Y calculada según la recta de operación, X* es la composición de CO₂ en la fase líquida para cada Y calculada según la curva de equilibrio y $(1+X)^*_{lm}$ es la media logarítmica entre $(1+X)$ y $(1+X^*)$.

La curva de equilibrio se corresponde con la siguiente ecuación, como se mencionó anteriormente.

$$Y = 1,472 * X^2 + 1,4791 * X - 0.0001 \quad [17]$$

Por otro lado, tal y como se refleja en Anexo I. Balances de materia y energía, la recta de operación del sistema es la siguiente:

$$Y = 1,5146 * X + 0,0258 \quad [18]$$

Con esas ecuaciones en mente, se pueden calcular las X asociadas a cada valor de Y. Para realizar la integral, se hizo el método de los trapecios con un Δ igual a 0,025.

Por lo tanto, haciendo la suma correspondiente del área bajo la curva, resulta un valor de **Nol de 5,72**.

4.2.3 Altura final de la columna

Una vez se tiene el valor de la altura equivalente H_{ol} y del número de unidades de transferencia N_{ol} , mediante la multiplicación de ambas, se puede calcular la altura del relleno final requerido.

La altura del relleno es de 13,74 metros. Sin embargo, a esa altura aún le hay que sumar la contribución correspondiente a la holgura entre relleno y cabezal, para poder poner los soportes del catalizador y los distribuidores de líquido y gas, además de la altura de los propios cabezales.

Para la holgura entre relleno y cabezales, se determinó que se aplicaría un 15% sobre la altura del relleno, tanto por la parte superior como por la parte inferior. Con ese porcentaje, habría que dejar 2,06 metros por encima del relleno, y por debajo, resultando una altura de 17,86 metros.

En cuanto a los platos de distribución de gas y líquido, se decidió colocar dos de gas en la parte inferior de la columna (entrada de gas de síntesis) y 2 distribuidores de líquido en la parte superior de la columna (entrada de disolvente).

Los distribuidores de líquido que se ha decidido utilizar son los siguientes:

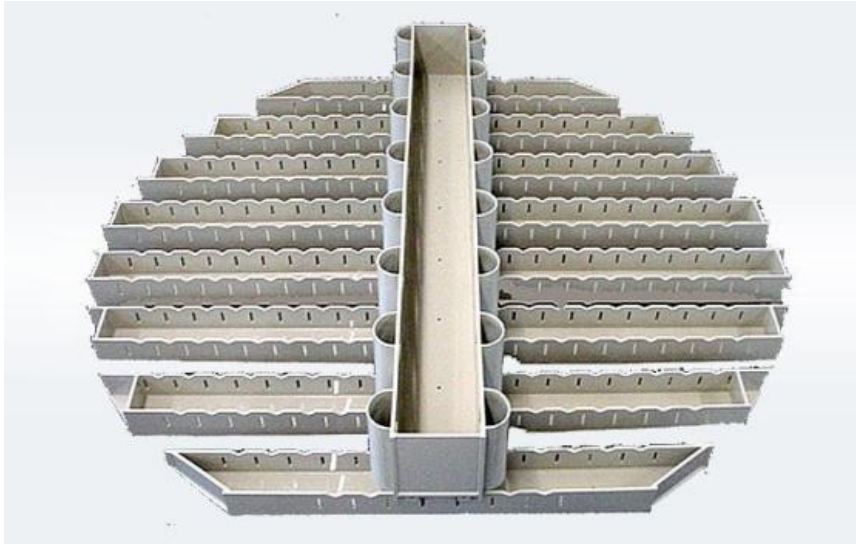


Figura 2. Distribuidor de líquido

La decisión de este tipo de distribuidores se debe a que son platos específicos para columnas de sección larga, al igual que son aptos para sistemas que usen altos flujos de disolvente, como es este caso (4).

Las dimensiones de este tipo de distribuidores, salvo el diámetro, que tiene que ser igual al de la columna, son dimensiones estándar proporcionadas por el distribuidor de los mismos, resultando una altura de plato de 130 mm, mientras que el canal distribuidor principal es de 250 mm, por lo que la altura total sería de 400 mm. El ancho del distribuidor principal es de 250 mm. También, viene determinado por tanto el número de canales secundarios del plato, que, para un diámetro de las características de la columna presentada, es igual a 5. El material de este plato puede ser polipropileno.

El líquido disolvente llega al distribuidor principal del plato, que será el que se encargue de distribuirlo entre los canales secundarios.

Por otro lado, para los distribuidores de gas, se propone el uso de los siguientes platos:

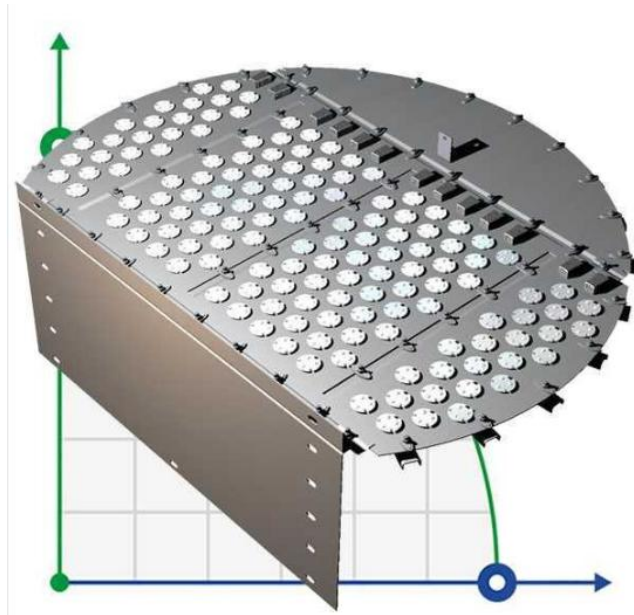


Figura 3. Distribuidor de gas

El material de estos distribuidores de vapor, que cuentan con válvulas EDV (5), es acero inoxidable, y son platos muy usados en la purificación de corrientes gaseosas. EL diámetro debe ser igual al de la columna, y requieren un espaciado entre platos de 170 mm, debido a la parte colgante del plato.

Por otro lado, es crucial la dimensión y el diseño de los cabezales. Este diseño se abordará en apartados posteriores en el diseño mecánico de la columna T-101. Como se podrá comprobar, teniendo en cuenta esta contribución, **la altura total de la columna resulta de 18,59 metros.**

5. Caída de presión

Una vez se tiene el valor de la altura de la columna, el siguiente paso es el cálculo de la caída de presión real que provoca la operación.

AL tratarse de una columna con relleno poroso, la caída de presión se puede calcular con la ecuación de Ergun modificada, que es la siguiente (2):

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 * (1 - \varepsilon)^2 * \mu * v_s}{\varepsilon^3 * (\phi_s * D_{esf})^2} + \frac{1,75 * (1 - \varepsilon) * \rho * v_s^2}{\varepsilon^3 * \phi_s * D_{esf}} \quad [19]$$

Siendo:

- ΔP : caída de presión.
- L: longitud de la columna.
- ε : porosidad de la partícula.
- ϕ_s : esfericidad de la partícula.
- D_{esf} : diámetro esférico de la partícula.

- μ : viscosidad de la corriente.
- ρ : densidad de la corriente.
- v_s : velocidad superficial.

En la multiplicación de la esfericidad por el diámetro esférico de la partícula, el resultado es el diámetro de la misma, en este caso, un valor determinado de 0,032 metros.

Por otro lado, es importante mencionar que la caída de presión total tendrá dos contribuciones diferente, una debida a la caída de presión del gas de la columna y otra debida a la caída de presión del disolvente de la columna. Por lo tanto, la caída de presión total será la suma de esas dos contribuciones.

A continuación, se presentan en la siguiente tabla los valores de los parámetros y el cálculo de la caída de presión para el gas en la columna:

Tabla 8. Parámetros de cálculo para la caída de presión de gas. Elaboración propia

Parámetro	Valor	Unidades
L	17, 86	m
ε	0,98	
dp	0,032	m
μ	1,68E-05	kg/(m*s)
ρ	42,59	kg/m ³
vs	0,10	m/s
ΔP	9,55E-05	bar

Por otro lado, se presenta la misma tabla resumen para el caso del cálculo de la caída de presión debida al líquido.

Tabla 9. Parámetros de cálculo para la caída de presión de líquido. Elaboración propia

Parámetro	Valor	Unidades
L	17, 86	m
ε	0,98	
dp	0,032	m
μ	8,61E-03	kg/(m*s)
ρ	1068	kg/m ³
vs	0,06	m/s
ΔP	8,04E-04	bar

Por tanto, la caída de presión total será la suma de las dos, resultando en un valor de **0,9 mbar**.

6. Diseño mecánico

Una vez que ya se cuenta con la información recientemente calculada, ya se puede proceder con el diseño mecánico de la columna T-101, con el objetivo final de asegurar

el correcto funcionamiento del mismo y evitar cualquier tipo de falla mecánica por material o esfuerzos demasiado grandes.

Este diseño mecánico se lleva a cabo siguiendo el código ASME Sec. VIII D.1, específico para el diseño de equipos a presión, como es este caso.

6.1 Selección de material

La elección de material se basó en la aplicación del método Ashby (6). Para este método, se debe elegir entre dos consideraciones de diseño:

- ‘Yield before fracture’: se refiere a la preferencia de la deformación del material antes que la fractura, de forma que antes de ésta, se podrá anticipar la pérdida de contención.
- ‘Fracture before yield’: al contrario que la anterior, se prefiere la fractura antes que la deformación del depósito.

En este caso, se eligió la consideración de ‘yield before fracture’ de manera que, en caso de deformación, sería ya visibles antes de la pérdida de contención de gas o líquido, dando tiempo suficiente para trazar un plan de actuación que evite la rotura final. Además, los materiales que maximizan la deformación antes que la rotura, proporcionan una mayor seguridad y permiten gestionar mejor los cambios de presión de la columna,

lo que se consideró adecuado para una columna que opera a altas presiones, como es el caso de esta columna T-101.

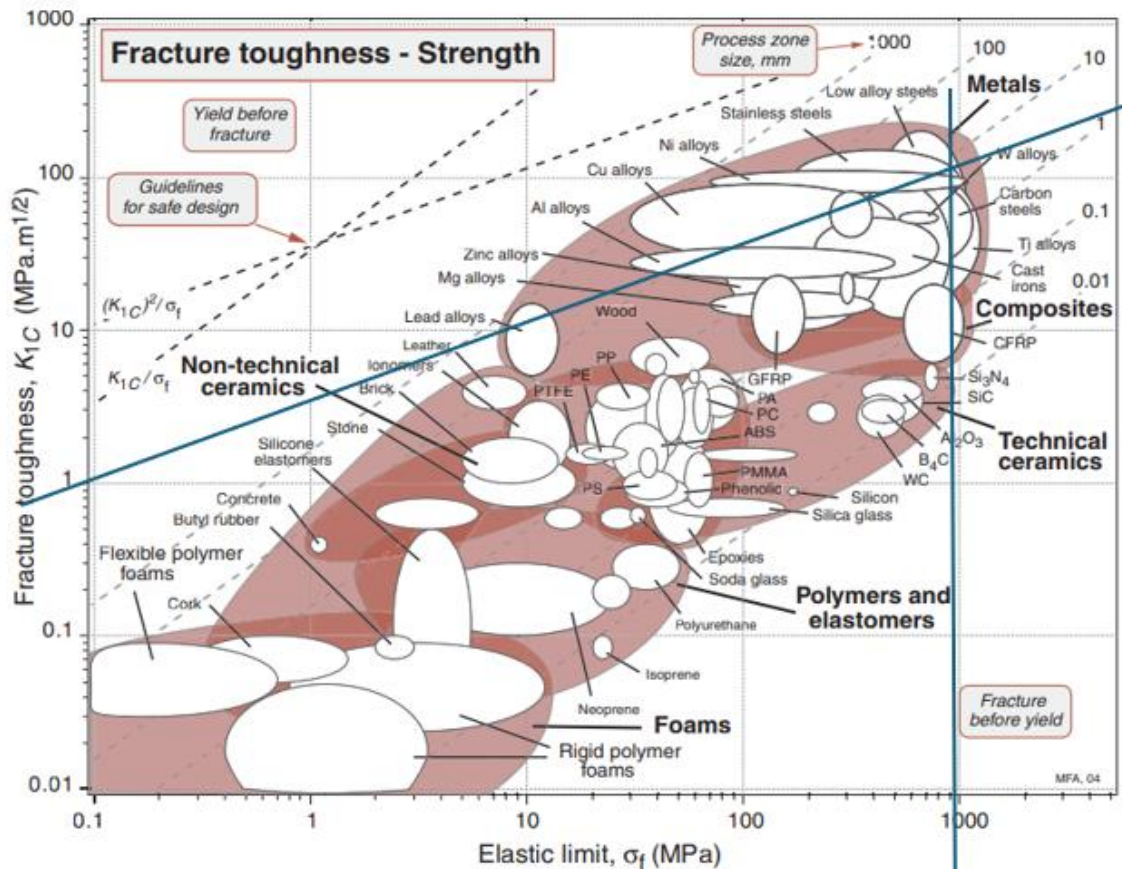


Figura 4. Selección de material por el método Ashby

Como se puede comprobar gracias a la figura 4, cada una de las dos consideraciones anteriormente expuestas, tiene una recta u otra para la determinación de material.

Esta gráfica se basa en la maximización del factor K_{1C} , que representa la resistencia a la rotura de un material. Por ello, se busca que, siendo lo más grande posible, el material presente una buena resistencia a las deformaciones.

A la vez que se maximiza ese factor, también se busca la maximización de la deformación elástica, para asegurar que la deformación puede ser irreversible y puede arreglarse una vez se actúa de forma pertinente.

Por ello, y como se dibujó sobre la gráfica, resultó un material elegido de **acero inoxidable (stainless steel)**. El grado de acero inoxidable no se puede determinar con esa gráfica previa, será necesario determinarlo en apartados posteriores.

6.2 Espesores de pared

Conocido el material a usar, el siguiente paso es la determinación de los espesores de pared necesarios teniendo en cuenta los parámetros de diseño, como la presión de diseño.

Para ello, se calculan los espesores, el radial y el longitudinal, según el código. Esos espesores calculados representan los espesores mínimos de las dos contribuciones, por lo que el espesor real que se determine tendrá que ser el mayor entre los dos, para asegurar el correcto funcionamiento del equipo.

Por un lado, el espesor mínimo radial se calcula de la siguiente forma (2):

$$t = \frac{P_i * D_i}{2 * S * E - 1,2 * P_i} \quad [20]$$

Por otro lado, para el cálculo del espesor mínimo longitudinal, se sigue la siguiente ecuación (2):

$$t = \frac{P_i * D_i}{4 * S * E - 0,8 * P_i} \quad [21]$$

Siendo:

- P_i : presión de diseño. Se puede calcular como el 10% sobre la presión de operación o con la suma de 25 psi, eligiendo la mayor entre las dos.
- D_i : diámetro interno de la columna, calculado en apartados anteriores.
- S : esfuerzo máximo permisibles del material de construcción.
- E : eficacia de la unión soldada.
- t : espesor mínimo de pared.

A continuación, se explica el método de determinación de los diferentes parámetros presentados.

6.2.1 Esfuerzo máximo permisible

Para la determinación del esfuerzo máximo permisible, se utilizó la siguiente tabla, de manera que se puede determinar según la temperatura de diseño calculada (2). Para calcular la temperatura de diseño, es necesario sumar 50°C a la temperatura de operación, resultando, en este caso, de 136°F.

Material	Grade	Min Tensile strength (ksi)	Min Yield strength (ksi)	Maximum temperature (°F)	Maximum allowable stress at temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9
Killed carbon Steel	A515 Gr 60	60	32	1000	17.1	17.1	17.1	14.3	5.9
Low alloy steel 1 ¼ Cr, ½ Mo, Si	A387 Gr 22	60	30	1200	17.1	16.6	16.6	16.6	13.6
Stainless steel 13 Cr	410	65	30	1200	18.6	17.8	17.2	16.2	12.3
Stainless steel 18 Cr, 8 Ni	304	75	30	1500	20.0	15.0	12.9	11.7	10.8
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Cb	347	75	30	1500	20.0	17.1	15.0	13.8	13.4
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Ti	321	75	30	1500	20.0	16.5	14.3	13.0	12.3
Stainless steel 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5

Figura 5. Selección de las características de diseño

Como el material debe ser un acero inoxidable para concordar con la selección anterior según el método de Ashby, se eligió el grado 304. Como no es una tabla que permita la interpolación, se eligió el esfuerzo máximo permisible correspondiente a 300°F, ya que la temperatura de diseño supera los 100.

Por lo tanto, el esfuerzo máximo permisible final es de 15,0 ksi o 103,42 MPa.

6.2.2 Eficacia de la unión soldada

La eficacia de la soldadura depende principalmente de la unión llevada a cabo y de la calidad de la soldadura. La eficacia de la soldadura, aparte de determinarla, es necesario comprobarla, ya sea mediante inspección visual u otros métodos y ensayos no destructivo.

Como una primera estimación, se determinó a partir de la siguiente tabla.

Joint Description	Joint Category	Degree of Radiographic Examination		
		Full	Spot	None
Double-welded butt joint or equivalent	A, B, C, D	1.0	0.85	0.70
Single-welded butt joint with backing strip	A, B, C, D	0.9	0.8	0.65
Single-welded butt joint without backing strip	A, B, C	NA	NA	0.60
Double full fillet lap joint	A, B, C	NA	NA	0.55
Single full fillet lap joint with plug welds	B, C	NA	NA	0.50
Single full fillet lap joint without plug welds	A, B	NA	NA	0.45

Figura 6. Selección del tipo de soldadura

Se determinó que el tipo de soldadura es una unión doblemente soldada tipo A (2), con ensayo radiográfico total.

Por lo tanto, la eficacia de la unión de la **soldadura es de 1**.

6.2.3 Cálculo de espesores radial y longitudinal

Una vez se han determinado esos dos parámetros de diseño, se puede proceder con el cálculo de los dos espesores mínimos de pared.

A continuación, se presenta una tabla resumen con los datos y el cálculo de los respectivos espesores.

Tabla 10. Cálculo espesor radial y longitudinal. Elaboración propia

Parámetro	Valor	Unidades
Pi	27,5	bar
Di	1,14	m
S	103,42	MPa
E	1	-
t_{longitudinal}	11,64	mm
t_{radial}	19,45	mm

Por lo tanto, y como se explicó anteriormente, se debe elegir el espesor mayor. En este caso, resulta un **espesor mínimo de pared de 19,45 mm**. Es importante tener en cuenta que ese valor de espesor es el resultado de la aplicación de la ecuación más un aporte de 4 mm debido a la alta corrosión proporcionada por los compuestos gaseosos.

6.3 Cabezales

El siguiente paso en el diseño mecánico es la determinación de los espesores de los cabezales, que no necesariamente deben ser igual al espesor de pares.

Existen tres tipos de cabezales, y cada uno de ellos calcula el espesor de su pared de una forma diferente.

6.3.1 Cálculo de espesores de cabezal

A continuación, se presentan las ecuaciones para los cálculos de los espesores, así como una tabla resumen final en la que se recojan los valores calculados de los mismos, con el objetivo final de la selección del cabezal.

1. Cabezal hemisférico

Para el cálculo del espesor de este cabezal, se utiliza la siguiente ecuación (2):

$$t = \frac{P_i * D_i}{4 * S * E - 0,4 * P_i} \quad [22]$$

Los parámetros son los mismos que se utilizaron para el cálculo del espesor de pared. Este espesor, como se puede comprobar con la expresión matemática, representará aproximadamente la mitad del espesor de la carcasa.

2. Cabezal elíptico

Por otro lado, el cabezal elíptico se calcula según la siguiente ecuación (2) propuesta por el código ASME.

$$t = \frac{P_i * D_i}{2 * S * E - 0,2 * P_i} \quad [23]$$

Una de las características más curiosas de este cabezal es que tiene el mismo espesor calculado que la carcasa del equipo, facilitando, por tanto, la unión a la carcasa.

3. Cabezal torisférico

Por último, se presenta la ecuación de los cabezales torisféricos(2). Es el tipo de cabezal que presenta un mayor espesor de los tres expuestos.

$$t = \frac{0,885 * P * R_C}{2 * S * E - 0,2 * P_i} \quad [24]$$

R_C se define como el radio de la corona. Sin embargo, para una primera estimación, se puede considerar como el diámetro interno.

Todas las ecuaciones de los espesores de cabezal utilizan los mismos parámetros para su cálculo que en el caso del espesor de pared. Tal y como se mencionó al principio

del apartado, se presenta a continuación una tabla resumen de los valores de los espesores finales.

Tabla 11. Tabla resumen de los tres espesores posibles de cabezal. Elaboración propia

Parámetro	Valor	Unidades
$t_{\text{hemisférico}}$	11,62	mm
$t_{\text{elíptico}}$	19,24	mm
$t_{\text{torisférico}}$	30,98	mm

Se puede ver como son similares los espesores del cabezal hemisférico y del elíptico, pero el cabezal torisférico difiere mucho de los demás y del espesor resultante de carcasa.

6.3.2 Justificación de la elección

Una vez se conoce el espesor de cada cabezal, y teniendo en cuenta las propiedades y características de cada uno de ellos, es posible seleccionar el cabezal más adecuado.

Si la elección dependiera únicamente de los espesores calculados, se elegiría el cabezal hemisférico porque tiene el espesor más pequeño y, por ende, sería el más barato. Sin embargo, tiene el mayor volumen interno de los tres cabezales presentados. Aunque eso signifique que tiene el mayor volumen útil de los tres, también sería el más costoso por ese motivo, y requeriría de un espacio vertical mayor.

Aunque es adecuado para altas presiones, es el cabezal más caro en cuanto a la fabricación y en cuanto a la unión con la carcasa del equipo.

Por otro lado, el cabezal torisférico se descarta de primeras, porque además de ser el de mayor espesor de entre los tres, tampoco es apto para equipos que operen a presiones mayores de 15 bar, como es este caso.

Por último, quedaría el cabezal elíptico. Es más barato de fabricar que el cabezal hemisférico, aunque tenga un volumen interno menor. Por otro lado, también es el cabezal que presenta un espesor igual al espesor de carcasa del equipo, facilitando la instalación y la simplicidad de la soldadura entre las partes.

También, el cabezal elíptico es apto para temperaturas mayores a 15 bar, como es este caso.

En resumen, **el cabezal elegido es un cabezal elíptico, con un espesor de 19,24 mm.**

Una vez elegido el cabezal que se va a implantar en la columna, se procede al diseño del mismo, con las características y dimensiones, cumpliendo con la normativa *ASME BPV Sec. VIII Div. 1*, recogidas en la siguiente figura 7 (7):



Figura 7. Cálculo de las dimensiones del fondo elíptico

Según esa figura 7, se construye una tabla resumen de los valores de las variables presentadas para el dimensionamiento de los cabezales.

Tabla 12. Parámetros de diseño del cabezal. Elaboración propia

Parámetro	Valor	Unidades
Di	1,14	metros
r1	1,03	metros
r2	0,19	metros
h1	19,44	mm
h2	0,29	metros
h3	0,305	metros
Altura total T-101	18,59	metros

Para la altura total de la columna hay que tener en cuenta que se debe multiplicar por dos la altura de los cabezales, ya que habrá uno en la parte superior de a columna, y otro en la parte inferior de la misma.

7. Cargas y esfuerzos

En este apartado, se analizarán y explicarán todas las cargas y esfuerzos a las que está sometida la columna T-101, recogidas en el código de diseño *ASME BPV Sec. VIII D.1*.

El diseño de un recipiente debe ser para el peor escenario posible de combinación de cargas, con el objetivo de que no falle con ninguna otra combinación.

7.1 Cargas por viento

Este cálculo de las cargas debidas al viento intenta evidenciar las fuerzas longitudinales a las que estará sometida la columna por culpa de la acción del viento contra las paredes. Estos esfuerzos longitudinales pueden causar:

1. Esfuerzos de torsión o flexión.
2. Necesidad de anclajes o estructuras reforzadas.
3. Cambios en la estabilidad global del equipo.

Un equipo de altura considerable como puede ser una columna de absorción o destilación actúa como una viga voladiza ante las cargas ejercidas por el viento. Por ello, la ecuación que se emplea para el cálculo es la siguiente(2):

$$M_x = \frac{W * x^2}{2} \quad [25]$$

Siendo:

- M_x : momento flector máximo.
- x : altura máxima de la columna.
- W : se calcula, a su vez, según la siguiente ecuación(2):

$$W = P_w * D_{ef} \quad [26]$$

Donde P_w hace referencia a la presión dinámica debida al viento (depende directamente del cuadrado de la velocidad del viento. Por ser un caso extremo, la velocidad se marcó en 160 km/h, resultando un valor de P_w de 1210,9 N/m²), D_{ef} es el diámetro efectivo. Como para el diámetro efectivo hay que tener en cuenta el espesor del aislante, y esta columna no utiliza, se utilizó el diámetro medio, calculado como la suma entre el diámetro interno y el espesor (1,16 m).

Por último, la altura no es la total de la columna, si no que, se usó la altura de la columna sin tener en cuenta los cabezales, 17, 86 m.

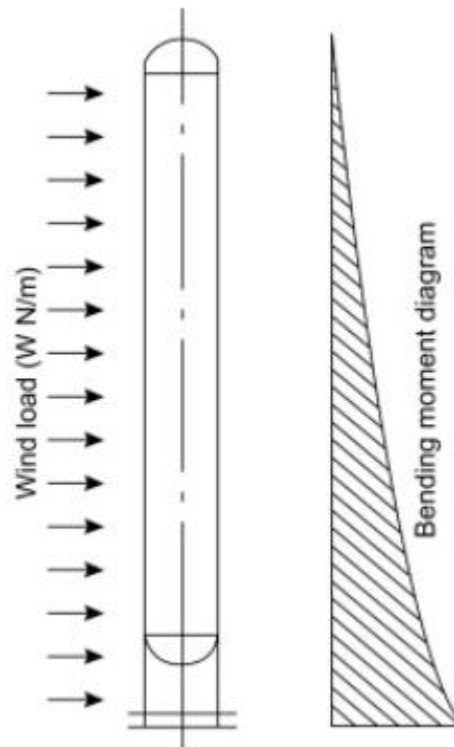


Figura 8. Afectación carga de viento

Teniendo en cuenta todas esas contribuciones, el momento flector máximo es de **224.658,5 N*m**.

A partir de ese momento flector máximo, se puede calcular el esfuerzo debido al mismo, o, lo que es lo mismo, el **esfuerzo de flexión** de la columna, que se puede calcular según la siguiente ecuación(2):

$$\sigma_b = \pm \frac{M_x}{I_v} * \left(\frac{D_i}{2} + t \right) \quad [27]$$

Siendo:

- Di: diámetro interno.
- Iv: momento 2º del área alrededor del plano de flexión. Se calcula como una relación entre diámetro interno y externo(2).

$$I_v = \frac{\pi}{64} * (d_o^2 - d_i^2) \quad [28]$$

- t: espesor de la carcasa.

- σ_b : esfuerzo de flexión.

Resultando un valor de I_v de $0,012 \text{ m}^4$, el valor final del esfuerzo de flexión es de **11,06 MPa**.

7.2 Esfuerzos longitudinales y circunferenciales

Estos esfuerzos, debidos a la presión interna del recipiente, vienen determinados por las siguientes ecuaciones. El esfuerzo longitudinal se corresponde con(2):

$$\sigma_L = \frac{P * r}{2 * t} \quad [29]$$

Por otra parte, el esfuerzo circunferencial se corresponde con(2):

$$\sigma_h = \frac{P * r}{t} \quad [30]$$

Sabiendo la presión de diseño, el radio de la columna y el espesor mínimo de carcasa determinado, los valores finales son:

Tabla 13. Resumen esfuerzos longitudinal y circunferencial. Elaboración propia

σ_L	σ_h	Unidades
40,42	80,84	MPa

7.3 Cargas por peso

Con la siguiente ecuación, es posible calcular la carga debida al peso muerto del recipiente vacío(2):

$$W_v = C_w * \pi * \rho_m * D_m * g * (H_v + 0,8 * D_m) * t * 10^{-3} \quad [31]$$

C_w es un factor que se aplica por la presencia de accesorios, como boquillas, soportes internos, etc. Para una columna de absorción, el valor típico utilizado es 1,15.

Por otro lado, g hace referencia a la gravedad ($9,81 \text{ m/s}^2$). H_v se define como la altura total entre líneas tangente, es por eso por lo que para este cálculo se usará la altura total solo del relleno. Por último, ρ_m hace referencia a la densidad del material ($7,85 \text{ kg/m}^3$).

Con todas esas consideraciones, la carga debida al peso vacío del recipiente resulta de un valor de **9,23E+01 N**.

Por otro lado, con esta carga debida al recipiente vacío, se puede calcular el esfuerzo debido al propio peso del equipo con la siguiente ecuación(2):

$$\sigma_w = \frac{W_v}{\pi * (D_i + t) * t} \quad [32]$$

Sabiendo todos los valores de las variables de esa ecuación, determinados previamente, el valor final para el esfuerzo debido al peso del recipiente es de **1299,29 Pa**.

7.4 Esfuerzos totales, principales y permisibles

El esfuerzo total longitudinal(2) se puede calcular de la siguiente forma:

$$\sigma_z = \sigma_L + \sigma_w \pm \sigma_b \quad [33]$$

Se calculará el esfuerzo total para dos casos diferentes, a favor del viento (sumando la contribución de σ_b , o en contra del viento, restándola. Los resultados obtenidos son los siguientes:

Tabla 14. Esfuerzos a favor y en contra del viento. Elaboración propura

σ_z , a favor del viento	σ_z , en contra del viento	Unidades
51,47	29,36	MPa

Por otro lado, el esfuerzo máximo total se puede calcular como(2):

$$\sigma_t = \sigma_h - \sigma_z \quad [34]$$

Será necesario calcular el esfuerzo total a favor y en contra del viento. Por lo tanto, el esfuerzo máximo permisible (103 MPa), debe ser superior a los dos valores de esfuerzo total, que se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 15. Esfuerzo total a favor y en contra del viento. Elaboración propia

A favor del viento	En contra del viento	Unidades
29,37	51,48	MPa

En los dos casos, y como era esperable ya que el valor de σ_h solo ya es menor que el esfuerzo máximo permisible, los dos valores de esfuerzo total son menores que el esfuerzo máximo permisible, resultando, por tanto, un diseño inicial preliminar satisfactorio.

7.5 Esfuerzo crítico de pandeo

En este caso, la esfuerzo debido al propio peso del equipo, es compresivo, ya que, al ser una columna alta vertical, está soportando su propio peso, además de todo el proceso que ocurre en su interior.

Debido a que es una carga compresiva, se debe calcular el pandeo o, lo que es lo mismo, la falla por inestabilidad elástica, que supondrá un esfuerzo crítico que no se puede superar de ninguna manera para evitar la falla del equipo.

Como el material de construcción es acero inoxidable, se puede calcular el pandeo local con la siguiente ecuación(2):


$$\sigma_c = 2 * 10^4 * \frac{t}{D_o} \quad [35]$$

El diseño del equipo debe satisfacer que, la suma del esfuerzo de flexión y del esfuerzo debido al propio peso del equipo, resulte de un valor menor que el pandeo crítico.

En este caso, se cumple que el esfuerzo máximo crítico por pandeo es muy superior al valor de la suma previamente explicada, siendo de 329 MPa frente a 11,05 MPa.

Según el análisis de cargas total, y teniendo en cuenta que ninguno supera los límites marcados de superación del esfuerzo máximo permisible o de superar el valor crítico de pandeo, se determina y valida el diseño mecánico de esta columna T-101 de proceso.

8. Hoja de especificaciones

	ÍTEM	T-101	HOJA DE ESPECIFICACIONES	
	SECCIÓN	100		
	PLANTA	Proceso Fischer-Tropsch	01/06/2024	
	LOCALIDAD	Cartagena	REVISADO	
DATOS GENERALES				
DENOMINACIÓN	Columna de absorción de relleno			
FINALIDAD	Absorción de gases ácidos			
PRODUCTOS MANIPULADOS	Gas de síntesis y dimetil éter de polietilenglicol			
ORIENTACIÓN	VERTICAL			
DATOS DE OPERACIÓN				
CORRIENTES	ENTRADA	SALIDA		
CAUDAL TOTAL (kg/h)	16361,66	12131,27		
ESTADO	Gas	Gas		
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (°C)	30	30		
PRESIÓN DE OPERACIÓN (bar)	25	25		
PESO MOLECULAR (kg/kmol)	31,96	27,56		
DENSIDAD (kg/m ³)	42,59	42,59		
VISCOSIDAD (Pa·s)	1,68E-05	1,68E-05		
CALOR ESPECÍFICO (kJ/kg·K)	0,695	1,05		
CONDUCTIVIDAD (W/m·°C)	0,03	0,032		
CARACTERÍSTICAS DEL LECHO				
RELLENO	MALLAPAK 250Y			
LONGITUD (m)	13,74			
VOLUMEN TOTAL (m ³)	14,11			
DATOS DE CONSTRUCCIÓN				
CÓDIGO DE DISEÑO	ASME BPV SECCIÓN VIII DIV.1			
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	57,78			
PRESIÓN DE DISEÑO (bar)	27,5			
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE 304			
DIÁMETRO INTERIOR (mm)	1143,00			
ESPESOR (mm)	19,44			
LONGITUD (m)	18,53			
PESO EQUIPO VACÍO (kg)	9,41			
CABEZAL	Elíptico 2:1			
ESPESOR DEL CABEZAL (mm)	19,44			
ALTURA DEL CABEZAL (mm)	285,85			
ESFUERZO LONGITUDINAL (N/mm ²)	80,84			
ESFUERZO CIRCUNFERENCIAL (N/mm ²)	40,42			
ESFUERZO DE FLEXIÓN (N/mm ²)	11,06			
PANDEO CRÍTICO (N/mm ²)	329,00			

9. Bibliografía

1. Sulzer. *Mellapak™ and MellapakPlus™*. Jun 27, 2025. Disponible en: <https://www.sulzer.com/en/shared/products/wastewater-and-vent-gas-treatment> . Consultado en: mayo 2025
2. SINNOTT, R. and TOWLER, G. *Chemical Engineering Design (Sixth Edition)* R. SINNOTT and G. TOWLER eds., Butterworth-Heinemann, 2020 *Chapter 13 - Mechanical Design of Process Equipment*, pp. 929–1015. Available from: <https://www-sciencedirect-com.ezbusc.usc.gal/science/article/pii/B9780081025994000138> ISBN 9780081025994. DOI 10.1016/B978-0-08-102599-4.00013-8.
3. DON W. GREEN, R.H.P. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. EIGHTH ed. MCGRAW-HILL, 2007 ISBN 0-07-159313-6. DOI 10.1036/0071422943.
4. SCHRUPP GMBH. *Box Distributor Typ KAV*. s.f. Disponible en: <https://sktschrupp.de/liquid-distributor-made-of-plastic-2.html> Consultado en: mayo 2025.
5. BTS Engineering. *Plato De Válvulas Para Columna De Destilación EDV® ADV 1800 Mm.* , 2025. Disponible en: <https://bts.net.ua/es/nasadki/edv/tar-lka-klapanna-edv-1800/?srsltid=AfmBOooThAKSyJVwGyYvPIq1i7Yga1XWclShLOqKFL88hqxzmbrcVxM> Consultado en: mayo 2025
6. MICHAEL F. ASHBY. *Materials Selection in Mechanical Design*. THIRD ed. BUUTTERWORTH-HEINEMANN, 2005 ISBN 0 7506 6168 2.
7. SLAWINSKI. *Elliptical Bottom 1,9:1 and 2:1*. s.f.. Disponible en: <https://www.slawinski.es/productos/fondo-eliptico/> Consultado en: mayo 2025

PARTE B:
REACTOR R-301

ÍNDICE

1.	Contexto de reactores autotérmicos.....	1
2.	Hipótesis de cálculo.....	1
3.	Sistema de reacción	2
3.1	Condiciones de reacción y comportamiento del fluido en el lecho.....	2
3.2	Condiciones de operación.....	3
3.3	Selección de catalizador	3
4.	Balances de materia y energía	3
4.1	Caso base de distribución de productos.....	3
4.2	Balances de materia	3
4.2.1	Balance de materia en la sección de oxidación parcial	3
4.2.2	Balance de materia a la sección de reformado catalítico de metano	4
4.2.3	Balance de materia global.....	5
4.3	Balances de energía	6
4.3.1	Balance de energía a la sección de lecho catalítico	7
4.3.2	Balance de energía a la sección de oxidación parcial.....	9
5.	Estudio de la cinética de la reacción en el lecho catalítico.....	12
5.1	Análisis de resistencias	16
6.	Diseño y dimensionado del lecho	18
6.1	Cálculo de la cantidad de catalizador	20
6.2	Cálculo del volumen de catalizador.....	22
6.3	Caída de presión en el lecho	23
7.	Diseño mecánico.....	26
7.1	Presión de diseño	27
7.2	Temperatura de diseño.....	27
7.3	Selección de material.....	27
7.3.1	Selección de material en las capas internas	28
7.3.2	Selección de material carcasa externa	28
7.4	Espesor de la carcasa	28
7.5	Selección de cabezales.....	30
7.5.1	Dimensionado del cabezal elíptico	31
7.5.2	Altura total del recipiente, internos y complementos	32
7.5.3	Selección y localización de boquillas.....	33

7.5.4	Orientación y soportes	33
7.5.5	Dimensionado capas internas	34
7.5.6	Cálculo del calor liberado sin aislante	36
7.5.7	Espesores de la capa interna	36
8	Análisis de cargas	39
8.1	Carga total.....	40
8.1.1	Tensiones primarias por presión	40
8.2	Carga por viento	41
9	Hoja especificaciones	44
10	Bibliografía.....	45

1. Contexto de reactores autotérmicos

El principio de un reactor autotérmico es mantener el reactor en funcionamiento sin adición o eliminación de calor. Al operar un reactor en régimen autotérmico, se puede llegar a ahorrar hasta un 25% de la demanda energética para el equipo. Para conseguir la autotermicidad se debe combinar la transferencia de calor de una mezcla de reacción exotérmica a una mezcla de reacción endotérmica. De tal forma que el calor es transferido de los productos calientes a los reactivos fríos. (1)

Los reactores catalíticos autotérmicos ofrecen ventajas sobre los reactores convencionales como un tiempo de residencia más corto y una caída de presión en el lecho controlada. Sin embargo, en la literatura existente existe una brecha notable en un análisis detallado de los reactores autotérmicos. (1)

Como referencia para el diseño se toma la tecnología *SynCOR™* de TOPSOE, cuyo esquema se refleja en la Figura 1, de Reformador autotérmico (ATR) que se caracteriza por operar a una baja relación vapor-carbono. (2)



Figura 1. Reactor ATR SynCOR™ (2)

2. Hipótesis de cálculo

Dada la incertidumbre en las fuentes bibliográficas y la complejidad en la combinación de variables en la operación de un reactor autotérmico. Se han planteado hipótesis de cálculo para realizar un diseño del aprovechamiento de metano en la corriente recirculada. A continuación, se numeran las consideraciones realizadas que se irán comprendiendo en detalle en la descripción de los cálculos.

- Se ha tomado el metano como punto de referencia para el análisis de la cámara de combustión y el balance de energía obviando el calentamiento del resto de los compuestos a la entrada: se ha hecho el diseño a partir de equivalentes de

metano por desconocimiento de datos rigurosos de la distribución de productos en la cámara de combustión.

- Se ha justificado la interpretación de la reacción de reformado de metano como una reacción directa en las condiciones del sistema de reacción.
- El catalizador seleccionado es selectivo hacia metano y se asume que el resto de los compuestos presentes no reaccionan en el lecho y solo afectan a la distribución de productos final.
- Se ha dimensionado el lecho como un ente independiente y la cámara de combustión solo aporta el calor necesario.

3. Sistema de reacción

La representación del sistema de reacción se toma de manera simplificada en la que se encuentran los reactivos y los productos distribuidos entre las dos secciones del reactor. La sección uno es la cámara de combustión en la que tiene lugar la oxidación parcial (POX) y la sección dos el lecho catalítico donde ocurre el reformado de metano (SMR) y que es objeto de diseño en detalle. Ambas partes se diferencian y se identifican la nomenclatura empleada en la Figura 2.

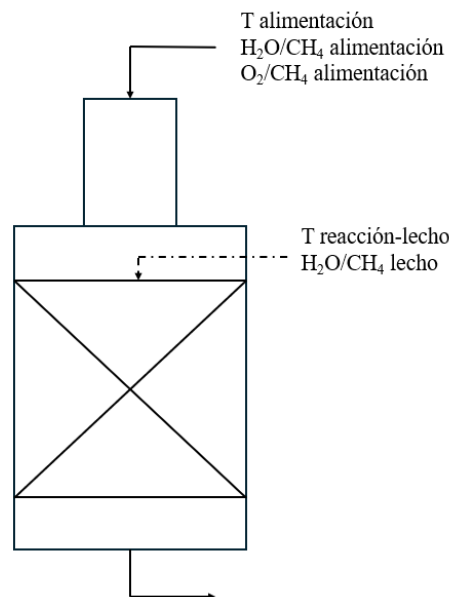


Figura 2. Esquema de las secciones en el reactor. (Elaboración propia)

Los reactivos son el oxígeno, el vapor de agua y el metano y los productos el monóxido de carbono, el hidrógeno y el dióxido de carbono producidos entre las dos secciones. Todos ellos en fase gas. Por tanto, el lecho es un sistema bifásico al contacto entre las fases gas-sólido.

3.1 Condiciones de reacción y comportamiento del fluido en el lecho

En el lecho se selecciona operación adiabática puesto que tiene lugar una reacción endotérmica y el calor requerido se aporta exclusivamente por la reacción exotérmica de oxidación parcial por lo que no hay aporte de energía externo. De esta manera se

consigue un sistema neutro térmicamente al alcanzar el estado estacionario, condición indispensable para un reactor autotérmico.

La bibliografía que modela el reactor asume el comportamiento en el lecho como un flujo pistón ideal por lo que se diseña asumiendo este comportamiento y se comprobará para la distribución de velocidades resultante.

3.2 Condiciones de operación

3.3 Selección de catalizador

4. Balances de materia y energía

Para representar el comportamiento de un reactor autotérmico industrial se busca ajustar los valores de las relaciones H_2O/CH_4 y O_2/CH_4 a la entrada. La oxidación parcial ocurre dada la alimentación de oxígeno en cantidad sub-estequiométrica lo que impide el avance hacia la combustión completa.

La complejidad de los balances de materia y energía reside en determinar qué cantidad del metano alimentado se consumirá en la parte de oxidación parcial y cual en el lecho catalítico. Para poder determinarlo, se ha hecho un cálculo iterativo en el cual, en primer lugar, se ha asumido que todo el metano se convertía en el lecho y se han seleccionado las condiciones de operación para calcular los requerimientos energéticos que deben ser aportados por la oxidación parcial. Además, para guiar en los cálculos se ha analizado un sistema base que se describe a continuación y ha permitido comprender el funcionamiento de un reactor autotérmico.

4.1 Caso base de distribución de productos

4.2 Balances de materia

En este apartado se recogen las transformaciones que tienen lugar en cada sección por separado, el resultado final de la suma de corrientes se recoge al final y concuerda con la tabla de corrientes del *ANEXO I Balances de materia y energía*.

El balance de materia a cada sección está directamente relacionado con el balance de energía y es el resultado de un proceso iterativo. Se ha partido de una base de cálculo hasta alcanzar los porcentajes de metano oxidado y reformado que hagan cumplir el balance térmico neutro en el sistema. Esta parte se desglosa en detalle en la sección *Balances de energía*.

4.2.1 Balance de materia en la sección de oxidación parcial

Se asume que todo el oxígeno alimentado será consumido, por tanto, el número de moles de oxígeno a la entrada serán la referencia para el cálculo y el metano empleado en la oxidación será el requerido estequiométricamente para consumir el oxígeno. La tabla estequiométrica de la reacción se refleja en Tabla 6 y la reacción de oxidación parcial que se considera en el cálculo es la representada por la Ecuación 1.

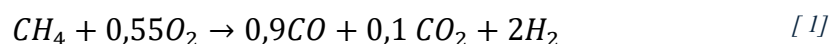


Tabla 6. Balance de materia en la oxidación parcial.

ESPECIE	ENTRADA	REACCIÓN	SALIDA
CH ₄	$n_{CH_4 e}$	$-n_{O_2 e} \cdot \frac{1}{0,55}$	$n_{CH_4 e} - n_{O_2 e} \cdot \frac{1}{0,55}$
O ₂	$n_{O_2 e}$	$-n_{O_2 e}$	-
CO	-	$+n_{O_2 e} \cdot \frac{0,9}{0,55}$	$+n_{O_2 e} \cdot \frac{0,9}{0,55}$
CO ₂	-	$+n_{O_2 e} \cdot \frac{0,1}{0,55}$	$+n_{O_2 e} \cdot \frac{0,1}{0,55}$
H ₂	-	$+n_{O_2 e} \cdot \frac{2}{0,55}$	$+n_{O_2 e} \cdot \frac{2}{0,55}$

Siendo

- $n_{CH_4 e}$ el número de moles de metano a la entrada
- $n_{O_2 e}$ el número de moles de oxígeno a la entrada

En la Tabla 7 se recogen los resultados del balance de materia a la primera sección, tomando como alimentación exclusivamente la cantidad de oxígeno y metano que reaccionan, con una relación H₂/CO a la salida de 2,22.

Tabla 7. Resultados balance de materia sección oxidación parcial.

COMPUESTOS	ENTRADA		SALIDA		GENERACIÓN
	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kg/h
CH ₄	118,39	1899,17	0,00	0,00	-1899,17
O ₂	65,11	2083,49	0,00	0,00	-2083,49
H ₂ O	104,03	1874,12	104,03	1874,12	0,00
CO	0,00	0,00	106,55	2984,32	2984,32
CO ₂	0,00	0,00	11,84	521,00	521,00
H ₂	0,00	0,00	236,78	477,34	477,34
TOTAL	287,53	5856,78	459,19	5856,78	0,00

4.2.2 Balance de materia a la sección de reformado catalítico de metano

La conversión para el reformado autotérmico en el lecho catalítico típica es de un 40-45% (11) En este caso, se alcanza una conversión del 35% para el metano (X_a). La reacción que tiene lugar es la siguiente:



Dado que el agua está en exceso el balance de materia se realiza tomando como reactivo limitante el metano y las cantidades a la salida se obtienen siguiendo las Ecuaciones 3, 4, 5 y 6.

$$nCH_4 = nCH_{40} \cdot (1 - X_a) \quad [3]$$

$$nH_2O = nH_2O_0 - nCH_{40} \cdot X_a \quad [4]$$

$$nCO = nCH_{40} \cdot X_a \quad [5]$$

$$nH_2 = 3 \cdot nCH_{40} \cdot X_a \quad [6]$$

Siendo

- nCH_{40} el número de moles de metano a la entrada y nCH_4 a la salida
- nH_2O_0 el número de moles de agua a la entrada y nH_2O a la salida
- nCO el número de moles de monóxido de carbono producidos
- nH_2 el número de moles de hidrógeno producidos

En la Tabla 8 se recogen los resultados del balance de materia a la segunda sección con una relación H₂/CO a la salida de 3.

Tabla 8. Resultados balance de materia al lecho catalítico.

COMPUESTOS	ENTRADA		SALIDA		GENERACIÓN
	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kg/h
CH4	41,61	667,55	27,05	433,91	-233,64
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O	104,03	1874,12	89,47	1611,75	-262,38
CO	0,00	0,00	14,56	407,93	407,93
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2	0,00	0,00	43,69	88,09	88,09
TOTAL	145,64	2541,67	174,77	2541,67	0,00

4.2.3 Balance de materia global

Teniendo en cuenta la suma de balance en ambas secciones se obtiene la conversión total de metano (X_{CH_4}) en el reactor según la Ecuación 7.

$$\%X_{CH_4} = \frac{nCH_{4\text{entrada}} - nCH_{4\text{salida}}}{nCH_{4\text{entrada}}} \cdot 100 \quad [7]$$

Se obtiene una conversión total de metano del 83% y la relación H₂/CO a la salida es de 2,32.

Esta relación y el balance general se alteran al incluir la dilución por presencia de compuestos recirculados. El resultado incluyendo las cantidades de todos los compuestos se recogen en la Tabla 9.

Tabla 9. Resultado del balance de materia en el contexto del proceso a R-301.

COMPUESTOS	ENTRADA								SALIDA	
	29		30		31		32		34	
	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h
H ₂	180,86	89,71	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	746,29	370,18
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	1.874,12	104,03	0,00	0,00	1.611,75	89,47
CO	10.944,15	390,74	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	14.336,41	511,85
CO ₂	2.630,56	59,77	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3.151,56	71,61
CH ₄	2.566,72	160,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	433,91	27,05
C ₃ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C _{13,5} H ₂₉	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2.083,49	65,11	0,00	0,00
N ₂	1.676,52	59,85	71,43	2,55	0,00	0,00	0,00	0,00	1.747,95	62,40
H ₂ S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NH ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DEPG	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL	17.998,82	760,07	71,43	2,55	1.874,12	104,03	2.083,49	65,11	22.027,86	1.132,56
COMPROBACIÓN CIERRE									22.027,86	22.027,86

4.3 Balances de energía

En este apartado se describe el balance de energía a cada sección y el proceso iterativo que se ha realizado para alcanzar la autotermia en el reactor para calentar los reactivos vapor de agua y metano, asumiendo que el inerte se dispone a la temperatura necesaria.

Previamente, se debe evaluar el calor específico de cada sustancia a presión constante (Cp). El valor para cada sustancia depende de la temperatura y se obtiene el valor dado el polinomio de la forma recogida en la Ecuación 8, con las constantes específicas para cada sustancia.(12) (13) Se evalúan para cada sustancia a cada temperatura en el rango de operación (877°C a 500°C) y se calcula el valor medio, el dato tomado para cada especie se recoge en la Tabla 10.

$$Cp_i(T) = A + B \cdot t + C \cdot t^2 + D \cdot t^3 + \frac{E}{t^2} \quad [8]$$

Tabla 10. Calores específicos medios de cada sustancia.

Parámetro	Valor
\overline{Cp}_{CH_4} (kJ/kmol·K)	56,28
\overline{Cp}_{O_2} (kJ/kmol·K)	26,31
\overline{Cp}_{H_2} (kJ/kmol·K)	30,05
\overline{Cp}_{CO_2} (kJ/kmol·K)	52,99
$\overline{Cp}_{H_2O(v)}$ (kJ/kmol·K)	40,02
\overline{Cp}_{CO} (kJ/kmol·K)	29,40
\overline{Cp}_I (kJ/kmol·K)	30,01

4.3.1 Balance de energía a la sección de lecho catalítico

En esta sección se calculará el calor requerido para alcanzar la temperatura de reacción en el lecho y la línea de operación adiabática.

4.3.1.1 Línea de operación adiabática

La operación en el lecho es adiabática por lo que el calor no será intercambiado, el calor suministrado será absorbido por el propio fluido reaccionante y esto hará que la temperatura disminuya a lo largo del lecho ligado al avance de reacción.

Para el cálculo de la línea de operación adiabática se debe conocer la temperatura de entrada de la mezcla al frente de reacción, las especies que reaccionan y que se generan y para cada conversión se conocerá la temperatura de salida.

El calor absorbido por la reacción se conoce para condiciones estándar (T_{ref}) y es de 206 kJ/mol.



El ciclo termodinámico planteado es el representado en la Figura 4.

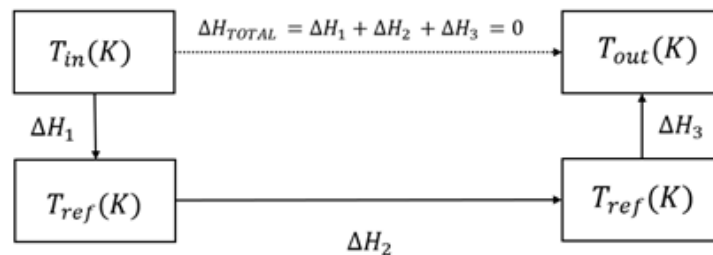


Figura 4. Ciclo termodinámico para la operación adiabática.

Se cumple por tanto la condición adiabática de calor neto 0, véase Ecuación 10.

$$\Delta H_{TOTAL} = \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 = 0 \quad [10]$$

Siendo ΔH_1 la energía requerida para llevar la alimentación a la temperatura de referencia, ΔH_2 la energía absorbida en la reacción y ΔH_3 la energía requerida para llevar la mezcla convertida de la temperatura de referencia a la temperatura de salida, calculado para cada caso según Ecuaciones 11, 12 y 13.

$$\Delta H_1 = (n_{CH_4} \cdot \overline{Cp}_{CH_4} + n_{H_2O} \cdot \overline{Cp}_{H_2O} + n_I \cdot \overline{Cp}_I) \cdot (T_{ref} - T_{in}) \quad [11]$$

$$\Delta H_2 = \Delta H^{\circ}_R \cdot n_{CH_4} \cdot x_A \quad [12]$$

$$\Delta H_3 = [(n_{CH_4_0} \cdot (1 - x_A)) \cdot \overline{Cp}_{CH_4} + (n_{H_2O_0} - n_{CH_4_0} \cdot x_A) \cdot \overline{Cp}_{H_2O} + n_I \cdot \overline{Cp}_I + (n_{CH_4_0} \cdot x_A) \cdot \overline{Cp}_{CO} + (3 \cdot n_{CH_4_0} \cdot x_A) \cdot \overline{Cp}_{H_2}] \cdot (T_{out} - T_{ref}) \quad [13]$$

Combinando las ecuaciones se obtiene la temperatura de salida de la línea de operación adiabática para cada punto en función de la conversión según Ecuación 14.

$$T_{out} = \frac{(-\Delta H^{\circ}_R) \cdot x_A + \Delta \overline{Cp} \cdot x_A \cdot T_{ref} + \left(\overline{Cp}_{CH_4} + \frac{n_{H_2O_0}}{n_{CH_4_0}} \cdot \overline{Cp}_{H_2O} + \frac{n_I}{n_{CH_4_0}} \cdot \overline{Cp}_I \right) \cdot T_{in}}{\left(\overline{Cp}_{CH_4} + \frac{n_{H_2O_0}}{n_{CH_4_0}} \cdot \overline{Cp}_{H_2O} + \frac{n_I}{n_{CH_4_0}} \cdot \overline{Cp}_I \right) + \Delta \overline{Cp} \cdot x_A} \quad [14]$$

Siendo $\Delta \overline{Cp}$ igual a:

$$\Delta \overline{Cp} = -\overline{Cp}_{CH_4} - \overline{Cp}_{H_2O} + \overline{Cp}_{CO} + 3 \cdot \overline{Cp}_{H_2} \quad [15]$$

Siendo

- \overline{Cp}_i el calor específico medio de cada especie
- $n_{i,0}$ el número de moles de cada especie a la entrada y n_i a la salida
- x_A la conversión de metano en la reacción

4.3.1.2 Calor a suministrar al lecho

Para las condiciones fijadas por el equilibrio: S/C= 2,5 y la operación a 20 bar de presión, se calcula el calor requerido para calentar la corriente de metano y vapor de agua desde la temperatura de alimentación (500°C) hasta la temperatura de reacción (877°C). El calor para aportar al lecho se ha calculado según las Ecuaciones 16 y 17 y será el objetivo de calor a suministrar por la oxidación parcial.

$$\Delta T = (T_{reacción-lecho} - T_{alimentación}) \quad [16]$$

$$Q_{lecho(SMR)} = (n_{CH_4} \cdot \overline{Cp}_{CH_4} + n_{H_2O} \cdot \overline{Cp}_{H_2O}) \cdot \Delta T \quad [17]$$

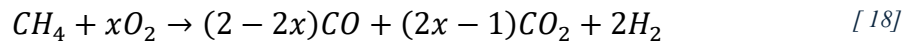
El resultado del calor requerido se refleja en la Tabla 11.

Tabla 11. Resultados del balance de energía a sección 1 (POX).

Parámetro	Valor
nCH4 (mol/s)	11,56
nH2O (mol/s)	28,90
Q SMR (W)	673.994,29
Q SMR (MW)	0,67

4.3.2 Balance de energía a la sección de oxidación parcial

Para la simulación de la oxidación parcial de metano se ha tomado como base la reacción general representada en la Ecuación 14. (14)



Con valores de x entre 0,25 y 1. Para x=0,5 el comportamiento será de combustión incompleta ideal en la que no se produce CO₂.

Para el balance la realización del balance de energía se han recogido las entalpías de formación de cada compuesto en la Tabla 12, con el objetivo de calcular la entalpía de combustión parcial para cada caso.

Tabla 12. Entalpías de formación de cada compuesto.

Especie	$\Delta H^{0(298K)}$ formación
	kJ/mol
CH ₄	-74,5
CO	-110,5
H ₂ O	-241,8
CO ₂	-393,5
O ₂	0
H ₂	0

Para el cálculo de la entalpía de reacción a la temperatura de referencia se aplica la Ecuación 19.

$$\Delta H_{R(reacción)}^{(298K)} = \left(\sum v_i \cdot \Delta H_{F,productos}^{\circ} \right) - \left(\sum v_i \cdot \Delta H_{F,reactivos}^{\circ} \right) \quad [19]$$

Siendo:

- v_i el coeficiente estequiométrico de cada especie en la reacción.

A continuación, se ha planteado el ciclo termodinámico, véase Figura 5, que tendrá lugar en la cámara de combustión suponiendo la oxidación parcial de metano. Para poder resolverlo se debe conocer la temperatura de salida (T_{out}) que es la de reacción en el lecho (877°C) y la de entrada (T_{in}) de 500°C.

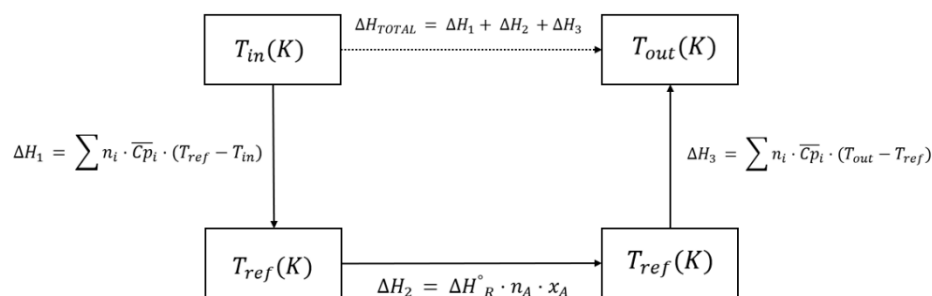


Figura 5. Ciclo termodinámico para la oxidación parcial.

La conversión en este caso será del 100%, ya que la reacción ocurre de manera estequiométrica suponiendo que se dispone del metano suficiente para consumir todo el oxígeno disponible. Resultando así cada término en el ciclo según las Ecuaciones 20, 21, 22 y 23.

$$\Delta H_1 = (n_{CH_4} \cdot \overline{Cp}_{CH_4} + n_{O_2} \cdot \overline{Cp}_{O_2}) \cdot (T_{ref} - T_{in}) \quad [20]$$

$$\Delta H_2 = \Delta H^{\circ}_R \cdot n_{CH_4} \quad [21]$$

$$\Delta H_3 = (n_{CO} \cdot \overline{Cp}_{CO} + n_{CO_2} \cdot \overline{Cp}_{CO_2} + n_{H_2} \cdot \overline{Cp}_{H_2}) \cdot (T_{out} - T_{ref}) \quad [22]$$

$$Q_{reacción} = \Delta H_{TOTAL} = \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 \quad [23]$$

Para comprobar el correcto planteamiento del ciclo, se ha calculado el calor de reacción según las ecuaciones modelo recogidas en *Fogler* (15) y se representa por las Ecuaciones 24 y 25.

$$Q_{reacción} = (n_{CH_4} \cdot \overline{Cp}_{CH_4} + n_{O_2} \cdot \overline{Cp}_{O_2}) \cdot (T_{out} - T_{in}) + \Delta H^T_R \cdot n_{CH_4} \quad [24]$$

$$\Delta H^T_R = \Delta H^{\circ}_R + \Delta Cp \cdot (T_{out} - T_{ref}) \quad [25]$$

$$\Delta Cp = \left(\sum v_i \cdot \overline{Cp}_{i,productos} \right) - \left(\sum v_i \cdot \overline{Cp}_{i,reactivos} \right) \quad [26]$$

Dada la cantidad de pasos a seguir, en la Figura 6, se refleja el organigrama de cálculo llevado a cabo.

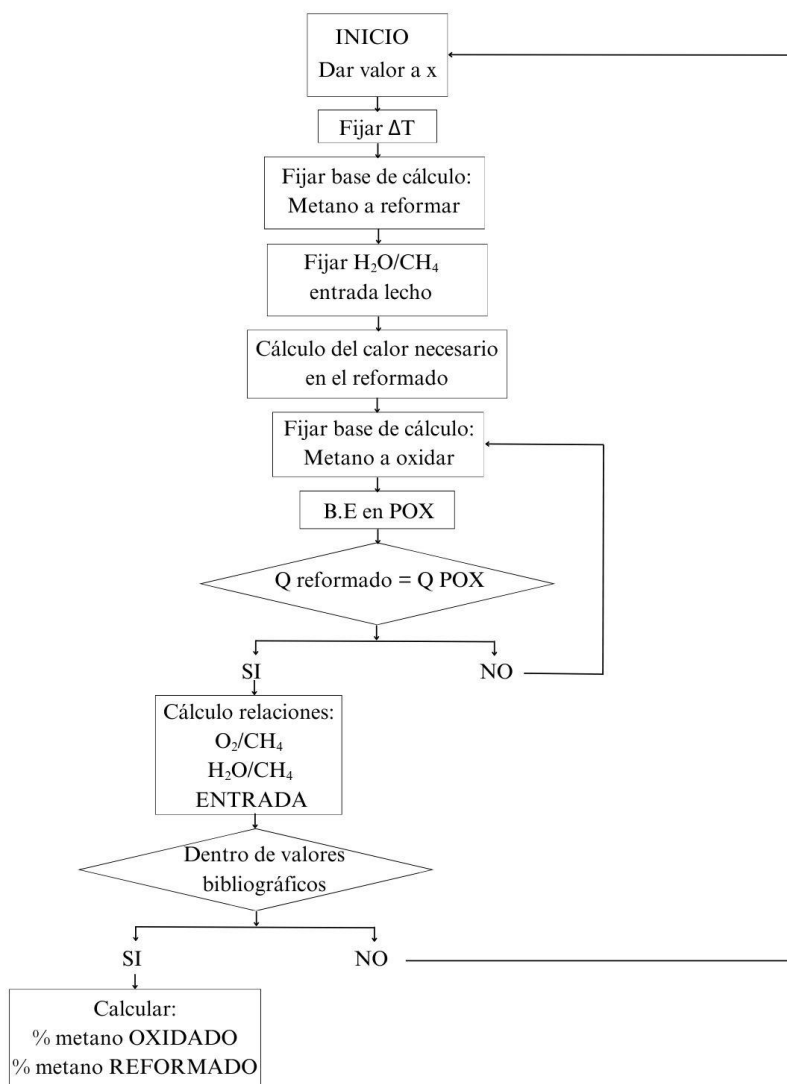


Figura 6. Organigrama de cálculo para el balance de energía en el R-301. (Elaboración propia)

Tras varias iteraciones, se obtiene un valor de $x=0,55$, siendo el valor límite para que el calor generado sea suficiente y la cantidad de CO_2 generada mínima. Los resultados se recogen en la Tabla 13.

Tabla 13. Resultados balance de energía en la sección 1, POX.

Parámetro	Valor
ΔH_R^0 (kJ/mol)	-64,3
ΔH_R^0 (J/mol)	-64.300
n_{CH_4} (mol/s)	32,89
n_{O_2} (mol/s)	18,09
n_{CO} (mol/s)	29,60
n_{CO_2} (mol/s)	3,29
n_{H_2} (mol/s)	65,77
Q_{POX} (W)	-674.031,71
Q_{POX} (MW)	-0,67

Las relaciones de entrada requeridas y el porcentaje de metano oxidado y reformado se reflejan en la Tabla 14. Y se concluye que cumplen con los rangos de bibliografía y tienen relación con el caso base analizado.

Tabla 14. Variables de control y relaciones para el balance de energía en la sección 1, POX.

O_2/CH_4	0,4
H_2O/CH_4	0,65
METANO OXIDADO	74%
METANO REFORMADO	26%
Total	100%

En la tabla 15, se recoge el resumen de los resultados generales del balance de energía.

Tabla 15. Resultados para el balance de energía en el R-301.

Parámetro	Valor
Valor de x	0,55
ΔT (K)	377
H_2O/CH_4 en el lecho	2,5
Q SMR (MW)	0,67
Q POX (MW)	-0,67
O_2/CH_4 entrada	0,4
H_2O/CH_4 entrada	0,65

5. Estudio de la cinética de la reacción en el lecho catalítico

Se han valorado diferentes cinéticas con el objetivo de realizar el cálculo de la cantidad de catalizador necesaria en el lecho. La más reconocida para el reformado convencional de metano es la propuesta por *Xu y Fromet* (16). Sin embargo, no se han encontrado evidencias de su comportamiento en un reactor autotérmico por lo que se ha seleccionado la cinética propuesta por *Numaguchi et Al*, a partir de un estudio de reformado autotérmico de metano con oxidación parcial catalítica y se asume igual comportamiento para la oxidación parcial no catalítica (3).

La expresión cinética aportada por *Numaguchi et al.* se ha obtenido para un catalizador de níquel soportado en alúmina a temperaturas entre 674K y 1160K y representa el comportamiento de las especies en un reactor de lecho fijo para condiciones de presión de 1,2 a 25 bar.

Para el diseño del lecho, se tomará como referencia el metano ya que es el reactivo limitante y la reacción principal de reformado de metano representada en la Ecuación 9 para la que se dispone de la expresión cinética recogida en Ecuación 27.

$$r_{SMR} = \frac{k_{SMR} \cdot (P_{CH_4} \cdot P_{H_2O} - \frac{P_{H_2}^3 \cdot P_{CO}}{k_{eq,SMR}})}{P_{H_2O}^{1,596}} \quad [27]$$

La reacción de reformado de metano es una reacción irreversible endotérmica. Sin embargo, para la cinética seleccionada se desconoce el valor de la constante de equilibrio en función de la temperatura ($k_{eq,SMR}$) por lo que se han buscado referencias de estudios termodinámicos del reformado de metano en lecho catalítico de níquel para analizar el equilibrio (8).

En la Figura 7 se puede observar el comportamiento de la conversión de equilibrio de metano, línea a trazos, en función de la temperatura en un sistema de reacción con catalizador Ni/Al₂O₃. Se comprueba que, para temperaturas mayores de 500°C el equilibrio se aproxima hacia el sentido de reacción directa, al encontrarse en la parte ascendente de la curva de equilibrio, por lo que se simplificará la cinética y se dimensionará el reactor con el comportamiento directo de la reacción a las temperaturas de operación seleccionadas. Además, se extrapolan los datos de la curva de equilibrio a partir del gráfico para representarlos en el mapa de reacción y comprobar que la operación cae fuera del límite del equilibrio.

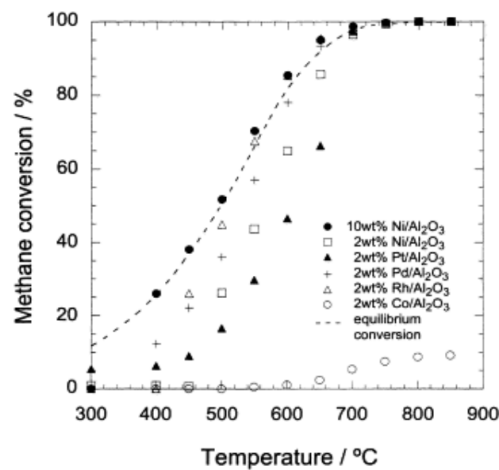


Figura 7. Comportamiento del sistema de reacción de reformado de metano en distintos catalizadores. (8)

Por otra parte, se desconoce la presión a la que se ha realizado el estudio, pero dada la dependencia de la constante de equilibrio termodinámico, K , exclusivamente de la temperatura del sistema como se observa en la Ecuación 28. Se asume que la presión solo influye en la distribución final de productos, siguiendo el principio de *Le-Châtelier* y que la consideración de reacción directa realizada se cumple a 20 bar.

$$\Delta G^0 = -R \cdot T \cdot \ln(K) \quad [28]$$

Al justificar que el comportamiento de la reacción en las condiciones de operación es de reacción irreversible endotérmica se decide simplificar la constante de equilibrio en la expresión cinética tomando la forma recogida en Ecuación 29.

Simplificación por el equilibrio

$$r_{SMR} = \frac{k_{SMR} \cdot P_{CH_4}}{P_{H_2O}^{0,596}} \quad [29]$$

El desglose de los términos de la expresión cinética se recoge a continuación.

$$k_{SMR} = k_{SMR}^{\circ} \cdot \exp\left(\frac{-E^{SMR}}{R_g \cdot T}\right) \quad [30]$$

Tabla 16. Tabla de unidades de la expresión cinética.

PARÁMETRO	UNIDADES	VALOR
E^{SMR}	$\frac{J}{mol}$	$106,9 \cdot 10^3$
k_{SMR}°	$\frac{mol}{bar^{0,404} \cdot kg_{cat} \cdot s}$	$2,62 \cdot 10^5$
R_g	$\frac{J}{mol \cdot K}$	8,314

Se realiza un análisis de unidades a la constante cinética y la expresión cinética simplificada ha sido la empleada para la creación del mapa de reacción y dimensionar el lecho.

$$r_{SMR} \left[\frac{mol}{kg_{cat} \cdot s} \right] = \frac{k_{SMR} \left[\frac{mol}{bar^{0,404} \cdot kg_{cat} \cdot s} \right] \cdot P_{CH_4} [bar]}{P_{H_2O}^{0,596} [bar^{0,596}]} \quad [31]$$

Al ser un sistema de reacción en fase gaseosa la cinética se expresa en función de las presiones parciales. (15) Para poder diseñar el lecho, se necesita la presión parcial de cada especie en función de la conversión. Para ello, teniendo en cuenta la expresión de la concentración en función de la conversión y asumiendo que el comportamiento del gas es ideal, con $Z=1$, se obtienen las Ecuaciones 32, 33 y 34 que relacionándolas dan lugar a 35.

$$C_A = \frac{C_{A0} \cdot (1 - x_A)}{1 + \varepsilon \cdot x_A} \cdot \frac{T_0}{T} \quad [32]$$

$$P_A = \frac{C_A}{R_g \cdot T} \quad [33]$$

$$P_{A0} = \frac{C_{A0}}{R_g \cdot T_0} \quad [34]$$

$$P_{A0} = \frac{P_{A0} \cdot (1 - x_A)}{1 + \varepsilon \cdot x_A} \quad [35]$$

Por otra parte, al haber incremento de moles en la reacción es necesario considerar la expansión volumétrica, que se calcula según Ecuación 36.

$$\varepsilon = y_{A0} \cdot \delta = \frac{F_{A0}}{F_{T0}} \cdot \delta \quad [36]$$

$$\delta = \frac{v_{CO}}{v_{CH_4}} + \frac{v_{H_2}}{v_{CH_4}} - \frac{v_{H_2O}}{v_{CH_4}} - 1 \quad [37]$$

Siendo:

- v_i el coeficiente estequiométrico de cada especie en la reacción.
- $\frac{F_{A0}}{F_{T0}}$ la fracción molar del reactivo limitante, metano, en la alimentación.

Por tanto, para cada especie involucrada en la reacción, se obtiene la tabla estequiométrica reflejada en Tabla 17.

Tabla 17. Tabla estequiométrica para la reacción de reformado de metano.

ESPECIE	ENTRA	SALE
CH_4	$P_{CH_4,0}$	$\frac{P_{CH_4,0} \cdot (1 - x_A)}{1 + \varepsilon \cdot x_A}$
H_2O	$P_{H_2O,0}$	$\frac{\left(\frac{y_{H_2O,0}}{y_{CH_4,0}} - x_A\right) \cdot P_{CH_4,0}}{1 + \varepsilon \cdot x_A}$
CO	-	$\frac{P_{CH_4,0} \cdot x_A}{1 + \varepsilon \cdot x_A}$
H_2	-	$\frac{3 \cdot P_{CH_4,0} \cdot x_A}{1 + \varepsilon \cdot x_A}$

La presión se asume constante por lo que se debe comprobar que en cada punto del reactor se cumple que la suma de las presiones parciales de cada especie sea igual a la presión total inicial, tal y como se expresa en la Ecuación 38.

$$P_T = P_{CH_4} + P_{H_2O} + P_{CO} + P_{H_2} \quad [38]$$

Teniendo en cuenta la relación molar a la entrada del lecho entre el metano y el agua de 2,5 y una presión de operación de 20 bar, en la Tabla 18 se recogen las condiciones iniciales.

Tabla 18. Resumen de condiciones iniciales a la entrada al lecho.

Parámetro	Valor
P_T (bar)	20
P_{CH_4} (bar)	5,71
P_{H_2O} (bar)	14,29
$y_{CH_4,0}$	0,28
$y_{H_2O,0}$	0,71
ε	0,57

5.1 Análisis de resistencias

La expresión cinética obtenida se considera una expresión macro cinética dado que se obtuvo a partir de datos experimentales de un reactor de lecho fijo a escala laboratorio, sin aislar los efectos de transporte. Una vez obtenida la expresión se desarrolló un programa mediante el cual se podría determinar la ecuación de velocidad intrínseca o verdadera, (7) sin embargo, el mecanismo no está suficientemente detallado por lo que se toma la cinética observada. Además, se asegura que la eficiencia de la reacción es baja, del orden de 0,05 o menor, por lo que se realizará un análisis de resistencia a la difusión en el poro. Además, al ser un lecho fijo las partículas de catalizador tendrán un diámetro comprendido entre 1 y 15 mm por definición para evitar la compactación por lo que la resistencia a la difusión en poro puede llegar a ser importante. En este caso se selecciona un tamaño de partícula de 10mm,

Para la realización del análisis, se tomará el Módulo de Wagner, debido a que el Módulo de Thiele se emplea para analizar una cinética verdadera. Esto quiere decir que el experimento se ha realizado en condiciones ideales en las que se han eliminado resistencias a la transferencia de materia o calor.

La fuente bibliográfica de la que se extrae la cinética no contempla este suceso por lo que se considerará el peor de los casos y se identifica como cinética observada. Al realizar esta suposición, se corre el riesgo de sobredimensionar el reactor, pero para un cálculo preliminar, sin datos seguros, se considera la mejor opción.

En este punto es necesario seleccionar un diámetro de partícula, se toma dentro de los valores típicos de un reactor de lecho fijo para evitar su compactación.

Para proceder con el cálculo se necesita la difusividad efectiva del fluido en la de la estructura porosa, dato que se desconoce directamente para el catalizador empleado por lo que se toma el dato a partir de un estudio de pellets de catalizador a temperatura y presión elevadas (17) y el resultado se recoge en Tabla 19.

Tabla 19. Datos de difusividad efectiva en la partícula de catalizador.

P	ln(P)	De
bar	bar	m ² /s
20	3	4,48E-06

Una vez evaluada la difusividad efectiva, se calculará el módulo de Wagner. Para ello, se considera la máxima velocidad en el reactor dado que se prevé que el efecto de la difusión sea mayor y multiplicando por la densidad del catalizador se obtiene la velocidad observada, Ecuación 39.

$$r_A'''_{obs} = r_A \cdot \rho_{cat}. \quad [39]$$

Se evalúa la distancia efectiva a la que se introduce el gas para cubrir todas las superficies internas (6). En este caso, se asume que la partícula de catalizador es una esfera para poder comparar el resultado con el estudio realizado para la reacción de reformado en catalizadores a base de níquel (18). Para el diámetro de partícula seleccionado se calcula el radio y la medida correcta del tamaño de partícula según Ecuación 40.

$$L = \frac{R}{3} \quad [40]$$

A continuación, se evalúa el módulo de Wagner

$$M_w = L^2 \cdot \frac{\left(\frac{-r_A'''}{C_A}\right)_{obs}}{D_e} \quad [41]$$

Se calcula la concentración molar de metano por conversión de la presión parcial siguiendo la ecuación de los gases ideales (ecuaciones 32-35).

El valor del módulo de Wagner es mayor a 0,15 por lo que se debe evaluar la eficacia por difusión en el poro según la Ecuación 42.

$$\varepsilon_f = \frac{1}{M_w} \quad [42]$$

Resulta en una eficacia de 0,02, como se recoge en la Tabla 20. Por tanto, la velocidad real para el dimensionamiento del lecho debe corregirse con el factor de eficacia para tener en cuenta los efectos de la difusión en el poro.

Tabla 20. Resultados para la resistencia por difusión en el poro.

R	L	De	C_A	r'''_A	M_w	ε_f
m	m	m ² /s	kmol/m ³	kmol/m ³ (cat)·s		
5,00E-03	1,67E-03	4,48E-06	0,06	5,45	55,77	0,02

Para comparar el resultado, dadas las asunciones realizadas, se compara y se calcula la eficiencia según el estudio mencionado anteriormente (18). En la cual influyen factores como la temperatura, la relación agua metano y el diámetro de la

partícula Ecuaciones 43,44, 45 y 46. Se toma una temperatura media en el lecho y se obtiene una eficiencia de 0,035

$$\varepsilon_f = f_d \cdot f_T \cdot f_b \quad [43]$$

$$f_d = \frac{0,11}{d} \quad [44]$$

$$f_T = -1,38875 \cdot \left(\frac{T}{1000}\right)^2 + 1,90065 \cdot \left(\frac{T}{1000}\right) + 0,368183 \quad [45]$$

$$f_b = 1,10535 - 0,0966 \cdot \left(\frac{n_{H_2O}}{n_{CH_4}}\right) \quad [46]$$

Siendo

- T la temperatura media absoluta en el lecho
- d el diámetro de la partícula en milímetros

Los resultados se recogen en la Tabla 21.

Tabla 21. Resultados para la eficiencia por difusión en el poro a partir del estudio. (18)

d	T	nH ₂ O/nCH ₄	fd	ft	fb	ε _f
mm	K					
10	1000	2,5	0,01	3,66	0,86	0,035

Al resultar valores del mismo orden, se toma una eficiencia por difusión en el poro de 0,03. Se debe aplicar la corrección por difusión en el poro sobre la cinética de reacción según Ecuación X.

$$r_A = r_{A_{obs}} \cdot \varepsilon_f \quad [47]$$

6. Diseño y dimensionado del lecho

Una vez caracterizado el sistema de reacción y la cinética se procede con el dimensionado del lecho y el cálculo de la cantidad de catalizador.

Se ha seguido un procedimiento de cálculo iterativo en el que el primer paso ha sido obtener a partir de la combinación de las expresiones recogidas en la Tabla 17 y la expresión cinética simplificada, Ecuación 29, el valor de la velocidad calculada ($r_{A_{calculada}}$) para cada caso.

El objetivo principal es visualizar el comportamiento en el lecho para cada temperatura y conversión e idealmente situar la operación en la región óptima dada por las curvas que representan máximas velocidades.

Para la construcción del mapa de reacción se ha empleado la herramienta *SOLVER* de *Excel*. Se ha fijado la función objetivo, Ecuación 48, con la restricción de que valiese 0 dependiente y variando el valor de la variable conversión (X_A). Se han ido fijando diferentes valores para la velocidad objetivo ($r_{A\text{objetivo}}$) hasta obtener datos dentro del rango de temperaturas de operación.

$$F.O: r_{A\text{objetivo}} - r_{A\text{calculada}} = 0 \quad [48]$$

Además, para cada temperatura y conversión se ha tomado la Ecuación 14 para observar el comportamiento adiabático en el lecho.

Combinando todo esto, se obtiene la situación representada en Figura 8.

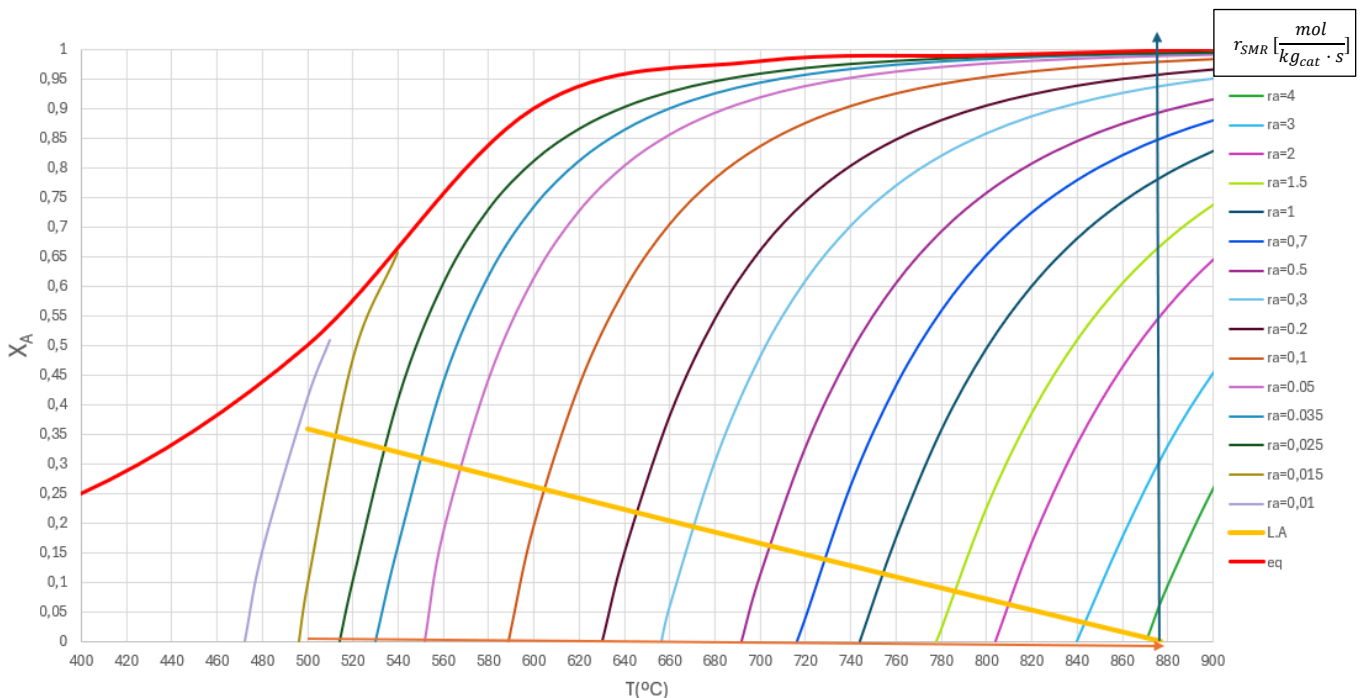


Figura 8. Mapa de reacción en el lecho catalítico de reformado de metano con vapor de agua.

Se debe tener en cuenta que la curva roja que representa la referencia del equilibrio se ha extrapolado de datos experimentales. Por eso, en las curvas cercanas a la operación a 500°C , se ha cortado su tendencia y se representa solo la parte que se encontraría dentro del límite del equilibrio. Sin embargo, se comprueba que, para la operación adiabática, línea naranja, nunca se sobrepasa la referencia del equilibrio.

Tras el análisis de la operación, se observa que operar a velocidades máximas no es posible dado el sentido de operación adiabático en una reacción endotérmica. La temperatura disminuye con el aumento de la conversión, al contrario que la velocidad de reacción que aumenta con el aumento de temperatura.

Por tanto, la operación en el lecho está limitada a la selección de temperatura de entrada que se marca en la máxima temperatura posible, línea vertical azul, y la conversión de salida se fija en el 35% para mantener un margen suficiente con el equilibrio. Además, la flecha horizontal que indica el calentamiento de 500°C a 877°C representa el calor aportado por la cámara de combustión que se ha calculado previamente en el apartado *Balance de energía*.

Por otra parte, la operación es en una única etapa, aunque la conversión obtenida sea baja, por ser una limitación de la configuración de reactor autotérmico en el que al no haber aporte de calor externo, todo el calor producido en la oxidación debe ser consumido en el lecho. Sin posibilidad de aportes de calor intermedios que diesen lugar a una posible configuración multietapa.

6.1 Cálculo de la cantidad de catalizador

Una vez seleccionada la operación en el lecho se representa el inverso de la velocidad observada, sin corrección de la difusión, frente a la conversión en cada caso, Figura 9. Por lo que se concluye un comportamiento en flujo pistón en el lecho que se apoya por la bibliografía (16).

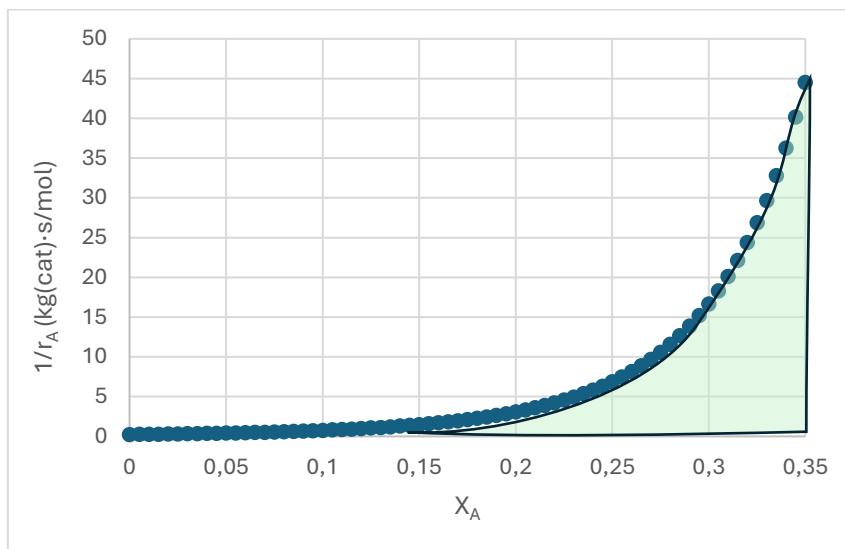


Figura 9. Representación del inverso de la velocidad de reacción observada frente a la conversión

Para el comportamiento de flujo en pistón en el interior del reactor y una caída de presión ideal igual a 0, dada la condición de $P=P_0$, se calcula la cantidad de catalizador necesaria en el lecho según, Ecuación X. (15)

$$\frac{W}{F_{A0}} = \int_0^{X_A} \frac{dX}{-r'_A(X_A)} \quad [49]$$

Tras la corrección de la cinética por la resistencia a la difusión en poros y la aplicación de un factor de dilución por la presencia de inertes y los productos de la cámara de combustión, se obtiene la cantidad de catalizador, considerando que es exclusivamente selectivo al metano.

Para el cálculo del factor de dilución total, FD, se tienen en cuenta dos partes. La primera, la dilución por la presencia de gas inerte que representa un 30% de la corriente de referencia de metano y vapor de agua en relación 2,5 molar. La segunda, la dilución por la presencia de los productos de combustión.

La concentración total en el lecho será la suma de la concentración de referencia más el resto de los productos y el inerte. El mapa de reacción y el cálculo de catalizador se obtiene para la concentración de referencia por lo que se calculan los factores de dilución según las Ecuaciones 50 y 51 y se obtiene un valor de 4,84.

$$C_{TOTAL} = \left(\frac{C_i}{C_{ref}} + 1 \right) \cdot C_{ref} \quad [50]$$

$$F.D = \left(\frac{C_i}{C_{ref}} + 1 \right) \quad [51]$$

En la Tabla 22 se reflejan los cálculos realizados.

Tabla 22. Resultados del cálculo del factor de dilución.

Componente	Valor	FRACCIÓN	VALOR	FRACCIÓN	VALOR
nCH ₄ (mol/s)	11,56	%C _{ref}	70%	%C _{ref}	29%
nH ₂ O(mol/s)	28,90	%C _{inerte}	30%	%CO	21%
nI (mol/s)	17,34			%CO ₂	2%
nCO (mol/s)	29,60			%H ₂	47%
nCO ₂ (mol/s)	3,29	C _i /C _{ref}	0,43	C _i /C _{ref}	2,41
nH ₂ (mol/s)	65,77	FD	1,43	FD	3,41
TOTAL	156,45				

Se calcula la cantidad de catalizador por integración numérica y el método de los trapecios. Se evalúa la función inversa de velocidad de reacción con la corrección de la eficiencia para cada temperatura de operación adiabática en intervalos de conversión espaciados en 0,05 desde 0 hasta la conversión final de 0,35 y finalmente se suman.

Para la entrada de la mezcla al lecho con una temperatura de 877°C se alcanza una conversión en una etapa de 0,35 de metano a una temperatura de salida de 500°C. Aplicando la Ecuación 49 y los factores de corrección, se obtienen los resultados recogidos en la Tabla 23.

Tabla 23. Resultados para el cálculo de la cantidad de catalizador.

Variable	Valor
T entrada (°C)	877
T salida (°C)	500
X _{CH₄}	0,35

F_{A_0} (mol/s)	11,56
W/F_{A_0} (mol/kg(cat)·s)	531,46
W (kg(cat))	6143,12

6.2 Cálculo del volumen de catalizador

Una vez conocida la densidad del catalizador y su masa se procede a calcular el volumen de catalizador en el lecho siguiendo la Ecuación 52.

$$V_{\text{catalizador}} = \frac{W_{\text{cat}}(\text{kg})}{\rho_{\text{cat}} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} \quad [52]$$

Al ser un lecho fijo con partículas de catalizador para conocer el volumen total del lecho se debe conocer el volumen de huecos y el volumen ocupado por las partículas de catalizador. Se conoce la porosidad de la columna para el catalizador seleccionado, aunque se desconoce el tamaño de partícula. Igualmente, para partículas esféricas de 10 mm de diámetro, una porosidad de 0,43 es adecuada.

La porosidad del lecho es diferente a la porosidad de la partícula y se define según la Ecuación 53.

$$\varepsilon_c = \frac{V_{\text{hueco}}}{V_{\text{hueco}} + V_{\text{catalizador}}} \quad [53]$$

Se calcula el volumen hueco, Ecuación 54, y sumado al volumen de catalizador se obtiene el volumen total ocupado por el lecho, Ecuaciones 55.

$$V_{\text{hueco}} = \frac{\varepsilon_c}{1 - \varepsilon_c} \cdot V_{\text{catalizador}} \quad [54]$$

$$V_{\text{total}} = V_{\text{catalizador}} + V_{\text{hueco}} \quad [55]$$

$$V_{\text{total}} = \frac{V_{\text{catalizador}}}{(1 - \varepsilon_c)}$$

Una vez conocido el volumen, se evalúan las dimensiones. Para el dimensionado se debe conocer la relación L_{lecho}/D_i . Esta relación condiciona el flujo a través del lecho y por tanto la caída de presión. Para una iteración inicial se selecciona un valor de 1,5.

Se calcula el diámetro según Ecuación 56 y la altura aplicando la relación.

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} \quad [56]$$

El valor del diámetro interno obtenido directamente al seguir las ecuaciones es de 1,93 metros por lo que se decide normalizar a un valor de 2 metros, los resultados se muestran en la Tabla 23. La altura total final del lecho se obtiene en función del diámetro normalizado y resulta en un valor de 3 metros, igualmente en el *apartado de diseño mecánico* se completará la altura de la carcasa en función de la localización de internos y se dejará un espacio de mezcla respecto a la cámara de combustión.

Tabla 24. Resultados para el dimensionado del lecho.

Variable	Valor
ρ_{cat} (kg/m ³)	1274
ϵ_c (m ³ _{gas} /m ³ _{columna})	0,43
V cat (m ³)	4,82
V hueco (m ³)	3,84
V total (m ³)	8,46
L _{lecho} /D _i	1,5
D _i (m)	1,92
D _i norm. (m)	2
L lecho (m)	2,89
L lecho norm. (m)	3

6.3 Caída de presión en el lecho

Existen múltiples correlaciones para el cálculo de la caída de presión a través de un lecho empacado de tipo poroso, pero de manera general se aplica la ecuación de Ergun, véase Ecuación 37. (15)

$$\frac{\Delta P}{L} = -\frac{G \cdot (1 - \epsilon_c)}{\rho_0 \cdot D_p \cdot \epsilon_c^3} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1 - \epsilon_p) \cdot \mu}{D_p} + 1,75 \cdot G \right] \cdot \frac{T}{T_0} \cdot \frac{F_T}{F_{T0}} \quad [57]$$

Siendo

- ΔP caída de presión en pascales
- ϵ_c porosidad del lecho
- D_p diámetro de la partícula en el lecho en milímetros
- μ viscosidad del gas (kg/m·s)
- G densidad de flujo másico (kg/m²·s)

Se comprueba, que el único parámetro que varía en la expresión en función de las condiciones del gas es su densidad, ρ . Pero, al operar el reactor en estado estacionario, se sabe que el flujo másico, \dot{m} , será constante a lo largo del mismo y será igual al flujo másico de entrada, lo que se conoce como la ecuación de continuidad, Ecuación 58.

$$\dot{m}_0 = \rho_0 \cdot v_0 = \dot{m} = \rho \cdot v \quad [58]$$

Siendo

- v_0 y v el caudal volumétrico de entrada y salida al lecho respectivamente

A partir de esto, se relaciona

$$\rho = \rho_0 \cdot \frac{v_0}{v} = \rho_0 \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{F_{T0}}{F_T} \quad [59]$$

Siendo

- T_0 y T las temperaturas inicial y final en el lecho respectivamente
- F_{T0} y F el caudal molar total de entrada y salida al lecho respectivamente

De esta manera, se puede obtener un cálculo más preciso de la densidad, aunque en el diseño del reactor la presión permanece constante por lo que P/P_0 será igual a 1.

Para el cálculo de la densidad, $\rho_{gas,0}$, en las condiciones de entrada se emplea la ecuación de los gases ideales, Ecuación 60, para lo que se debe conocer previamente el peso molecular de la mezcla que se calcula según Ecuación 61.

$$\rho_{gas,0} = \frac{P \cdot P.M}{R_g \cdot T} \quad [60]$$

$$P.M = \sum y_i \cdot p.m_i \quad [61]$$

Siendo

- P.M peso molar de la mezcla (g/mol)
- $p.m_i$ peso molar de cada componente (g/mol)
- y_i la fracción de cada componente en la mezcla
- P la presión de operación en el reactor, 20 bar

Para el cálculo de la velocidad real en el lecho se requiere el caudal volumétrico. Al ser un sistema en fase gas en el que hay cambio de temperatura e incremento de moles entre la entrada y la salida por la reacción, el caudal volumétrico tomando la ley de los gases ideales no será constante. Para la obtención de un valor representativo, se calcula teniendo de nuevo en cuenta la ecuación de continuidad y la corrección de la densidad Ecuación 59, para un caudal másico de entrada constante según Ecuación 62.

$$Q = \frac{\dot{m}_0}{\rho} \quad [62]$$

Se calcula a continuación la sección total del lecho, ecuación 63, y la velocidad transversal, ecuación 64. Sin embargo, la velocidad que se aplica para la caída de presión es la velocidad real, del fluido entre las partículas de catalizador, por lo que se toma de referencia el volumen hueco, se calcula la sección hueca, 64, y se evalúa la velocidad, 66. Esto se aplica asumiendo que el volumen hueco está uniformemente

distribuido en el lecho y que el flujo de fluido es continuo e ideal sin canalizaciones ni zonas muertas.

$$S_{lecho} = \pi \cdot \frac{D_i^2}{4} \quad [63]$$

$$u_{total} = \frac{Q}{S_{lecho}} \quad [64]$$

$$D_{hueco} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{hueco}}{2,6 \cdot \pi}} \quad [65]$$

$$S_{hueca} = \pi \cdot \frac{D_{hueco}^2}{4} \quad [66]$$

$$u = \frac{Q}{S_{hueca}} \quad [67]$$

Los resultados se recogen en la Tabla 25.

Tabla 25. Resultados de las variables para evaluar la caída de presión en el lecho.

Variable	Valor
PM (kg/kmol)	21,20
m (kg/s)	6,32
ρ_{gas} (kg/m ³)	5,71
Q(m ³ /s)	1,11
S lecho (m ²)	2,92
U total (m/s)	0,32
D hueco (m)	1,46
S hueca (m ²)	1,67
U (m/s)	0,67

Para que la caída de presión resulte en un valor aceptable debe situarse por debajo de un 5% de la presión en el lecho, esto implica que debe ser como máximo de 1 bar. La Tabla 26 recoge los resultados para la caída de presión en el lecho y resulta en un valor final de 0,1 bar.

El valor se asume válido, aunque podría mejorarse reduciendo la relación L_{lecho}/D_i o ajustando el tamaño de partícula de catalizador. Sin embargo, esto incrementaría el diámetro interno final y el comportamiento de un nuevo tamaño de partícula haría recalcular la eficiencia a la difusión en el poro, dando un nuevo valor de catalizador que condiciona de nuevo las dimensiones. Por lo que, para una primera estimación, sin posibilidad de comprobar el flujo de fluido en el interior se da como bueno.

Tabla 26. Resultados cálculo de la caída de presión en el lecho.

Variable	Valor
G (kg/m ² ·s)	3,82
ρ_{gas} (kg/m ³)	5,71
u (m/s)	0,67
μ (kg/m·s)	2,73E-05
D_p (m)	0,01
ε_c	0,43
L lecho (m)	2,9
ΔP (Pa)	9958,84
ΔP (bar)	0,1

7. Diseño mecánico

El objetivo de este apartado es describir el diseño mecánico al reactor R-301. Se dimensionará en detalle la carcasa que contiene el lecho catalítico y se estimarán las dimensiones del resto de los componentes. El dimensionado de la cámara de mezcla de combustión, sección cónica superior, se hará, de manera aproximada para su representación, por escalado a partir de relaciones de un plano de referencia de un reactor semejante (5) pero no es objeto de diseño detallado. Para el quemador no se dispone de medidas de referencia, pero se instalará el quemador *SynCOR™ de TOPSOE* (19) por las propiedades que otorga para evitar la formación de hollín y permitir la relación vapor/carbono que se ha tomado para el diseño del lecho, en la Figura 10 se observan las principales combinaciones realizadas.

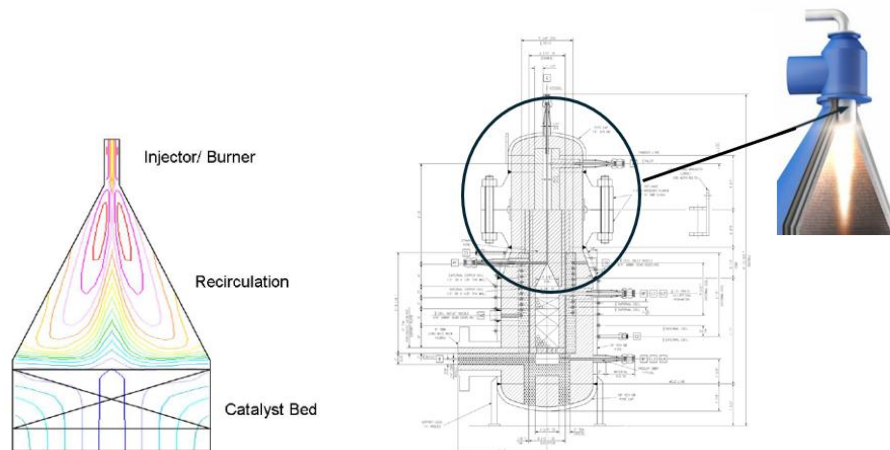


Figura 10. Esquema general de la combinación de reactores de referencia. (5) (19)

A partir de la operación en el lecho catalítico, se especifica la presión y temperatura de diseño, se selecciona el material, se calcula el espesor, se selecciona y dimensiona el cabezal inferior, la orientación del reactor, se selecciona el soporte adecuado y se finaliza con un análisis de las principales cargas.

El reactor opera a temperatura elevada por lo que requiere capas de aislamiento internas previas a la carcasa exterior.

El diseño del recipiente a presión será básico y constituye una etapa preliminar con múltiples simplificaciones para poder dar dimensiones al reactor, pero debe ser revisado. El código de diseño empleado es *Código ASME BPV de Calderas y Recipientes a Presión Sección VIII División 2 (20)*. Se asume recipiente de pared delgada y el ámbito de aplicación del código de diseño abarca recipientes a presión fabricados con hierro, aceros y metales no ferrosos por lo que solo se aplica en el dimensionamiento de la carcasa externa, teniendo en consideración las capas internas cuyo dimensionamiento y espesor se calcula a partir de fuentes de referencia.

7.1 Presión de diseño

Se debe diseñar para la máxima presión a la que se podrá someter el recipiente durante la operación. La práctica recomendada *API RP 520* establece un margen del 10% entre la presión de funcionamiento normal y la presión de diseño. Se obtiene una presión de diseño de 22 bar.

Presión	Valor
P de operación (bar)	20
P de diseño (bar)	22

7.2 Temperatura de diseño

Se recomienda tomar como temperatura de diseño la máxima de trabajo que permite el material, teniendo en cuenta la temperatura máxima del fluido a la presión de diseño. En este caso, el material seleccionado para la carcasa no resistirá la temperatura máxima del fluido lo que justifica la necesidad de capas aislantes internas previas a la carcasa.

La temperatura máxima de operación en el lecho es de 877°C y la temperatura de diseño se seleccionaría en 900°C.

7.3 Selección de material

Para la selección de material se sigue la *metodología de Ashby* (21) y la referencia de la tecnología *SYNCORTM* (19). A continuación, se desglosan todos los pasos para aplicar la metodología y se comprobará que la selección concuerda con el material de construcción del reactor autotérmico industrial de *TOPSOE*. Este proceso permite analizar las propiedades principales de los materiales disponibles tales como la elasticidad, la densidad o el coste y seleccionar el de mejores atributos.

La combinación de materiales seleccionada por *TOPSOE* es la siguiente: *La carcasa de presión está fabricada con acero de baja aleación. Está protegida contra las condiciones extremas de temperatura mediante un revestimiento interno multicapa, construido con materiales de alúmina debido a su excelente estabilidad térmica.* (22)

El inicio del análisis consiste en aclarar y contextualizar el caso. Para ello se debe definir la función del material, el objetivo de la selección del material, las limitaciones y las variables libres.

- Función del material: Permitir la construcción del recipiente de proceso, R-301, que debe contener la presión, las cargas, la temperatura y las condiciones de reacción.
- Objetivo: Maximizar la seguridad al mínimo coste posible.
- Limitaciones: Temperatura de reacción, dimensiones del lecho, compuestos implicados, transcurso de la reacción en el interior y contacto con el aire ambiente.
- Variables libres: selección de material

Dadas las condiciones de temperatura y presión extremas en el reactor, la selección de material se divide en dos partes. La primera, para la selección de material o materiales de las capas internas y la segunda para la selección del material de la carcasa externa.

7.3.1 Selección de material en las capas internas

7.3.2 Selección de material carcasa externa

7.4 Espesor de la carcasa

La evaluación del espesor de la carcasa se realiza según las especificaciones en el apartado *UG-27 del código ASME BPV Sección VIII*. En el que el espesor de la carcasa debe ser el valor máximo resultante tras el cálculo de los espesores mínimos para soportar la tensión radial y la longitudinal. El cálculo se realiza según las Ecuaciones 71 y 72.

$$t_{radial} = \frac{P_i \cdot D_i}{2SE - 1,2 \cdot P_i} \quad [71]$$

$$t_{longitudinal} = \frac{P_i \cdot D_i}{4SE - 0,8 \cdot P_i} \quad [72]$$

Donde

- P_i es la presión de diseño
- D_i es el diámetro interno
- S es el esfuerzo máximo permisible del material
- E es la eficacia de la unión de soldadura

El esfuerzo máximo permisible depende del material y de la temperatura. Dado el material seleccionado y la máxima temperatura a la que se dispone del valor dada la temperatura de diseño, se extrae el valor del esfuerzo máximo permisible de la Tabla 29.

Y resulta para el acero de baja aleación A387 Grado 22 en 13,6 ksi que equivalen a 94 N/mm².

Tabla 29. Datos para el valor de esfuerzo máximo permisible de distintos materiales. (20)

Material	Grade	Min Tensile strength (ksi)	Min Yield strength (ksi)	Maximum temperature (°F)	Maximum allowable stress at temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9
Killed carbon Steel	A515 Gr 60	60	32	1000	17.1	17.1	17.1	14.3	5.9
Low alloy steel 1 ¼ Cr, ½ Mo, Si	A387 Gr 22	60	30	1200	17.1	16.6	16.6	16.6	13.6
Stainless steel 13 Cr	410	65	30	1200	18.6	17.8	17.2	16.2	12.3
Stainless steel 18 Cr, 8 Ni	304	75	30	1500	20.0	15.0	12.9	11.7	10.8
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Cb	347	75	30	1500	20.0	17.1	15.0	13.8	13.4
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Ti	321	75	30	1500	20.0	16.5	14.3	13.0	12.3
Stainless steel 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5

Note:
 1. The stress values for type 304 stainless steel are not the same as those given for stainless steel 304L in Table 7.8 of this book
 2. 1 ksi = 1000 psi = 6.8948 N/mm²

Para el valor de la eficiencia de soldadura se selecciona un valor de 1 por representar la unión más segura. Es un recipiente crítico de proceso a alta presión por lo que se debe maximizar la seguridad y el valor de 1 en la eficiencia representa una unión doblemente soldada con un grado de examinación radiográfica completo, como se observa en la Tabla 30.

Tabla 30. Valores de máxima eficiencia de soldadura. (20)

Joint Description	Joint Category	Degree of Radiographic Examination		
		Full	Spot	None
Double-welded butt joint or equivalent	A, B, C, D	1.0	0.85	0.70
Single-welded butt joint with backing strip	A, B, C, D	0.9	0.8	0.65
Single-welded butt joint without backing strip	A, B, C	NA	NA	0.60
Double full fillet lap joint	A, B, C	NA	NA	0.55
Single full fillet lap joint with plug welds	B, C	NA	NA	0.50
Single full fillet lap joint without plug welds	A, B	NA	NA	0.45

En este punto, es necesario realizar una estimación del espesor del aislante multicapa interno puesto que en diámetro interno del lecho se sitúa en dos metros, pero el diámetro interno final aumentará con la incorporación de las capas internas. Para una primera estimación del diámetro interno, siguiendo la secuencia multicapa se toma un espesor interno total de 220 mm (50+70+100) (23) (24) . En secciones posteriores se analizan los materiales en el sistema multicapa y los espesores.

Se obtiene un espesor máximo al cálculo del espesor por tensión radial y se concluye en un espesor para la carcasa de 30 mm al que se le suman 4 mm por corrosión y resulta en un total de 34mm. En este punto se comprueba que supera el valor mínimo especificado en el *Código ASME* de 7 mm para un diámetro interno de 2 metros.

Se calcula el diámetro externo de la carcasa según Ecuación 73

$$D_o = D_i + 2 \cdot t \quad [73]$$

Tabla 31. Resultado del cálculo de espesores para la carcasa y el diámetro externo.

Parámetro	Valor
D_i (m)	2,44
t_{radial} (mm)	30
$t_{longitudinal}$ (mm)	14
$t_{carcasa}$ (mm)	34
D_o (m)	2,5

7.5 Selección de cabezales

Una vez evaluado el espesor mínimo de material en carcasa para operar en condiciones seguras por presión, se debe seleccionar el tipo de cabezal. Se seleccionará exclusivamente el cabezal inferior puesto que en la parte superior se localiza el quemador y la cámara de combustión con especificaciones especiales fuera de ámbito.

En este caso, se selecciona entre los tipos de cabezales abombados dado que son los recomendados para recipientes a presión por aportar buena seguridad con un coste y espesor menor que los planos (20). En la clasificación, se encuentran los hemiesféricos, los elípticos y los toriesféricos. Se descartan el tipo toriesféricos puesto que por encima de 10 bar su coste debe compararse con un cabezal elíptico equivalente y por encima de 15 bar, el cabezal elipsoidal es el más económico. Por tanto, se calculará el espesor de los dos tipos restantes y se seleccionará el más adecuado según el espesor y el coste de construcción.

Para el cálculo del espesor de cada cabezal se emplean las Ecuaciones 74 y 75.

$$t_{elíptico} = \frac{P_i \cdot D_i}{2SE - 0,2 \cdot P_i} \quad [74]$$

$$t_{hemiesférico} = \frac{P_i \cdot D_i}{4SE - 0,4P_i} \quad [75]$$

Tras el análisis de los valores, se selecciona un cabezal elíptico por resultar en un espesor semejante al de la carcasa y con un costo aceptable para presiones superiores a 15 bar. El hemiesférico consta de un mayor volumen interno y una complejidad estructural mayor lo que lo encarece costes y no se considera necesario para soportar la presión de diseño, se consideraría para presiones mucho más altas.

Tabla 32. Resultados del cálculo de espesor para dos tipos de cabezales.

Parámetro	Valor
$t_{elíptico}$ (mm)	29,6
$t_{hemiesférico}$ (mm)	14,3

De tal forma que al añadir el margen de 4mm por la corrosión se establece el espesor del cabezal igual al espesor de la carcasa y se sitúa en 34mm.

7.5.1 Dimensionado del cabezal elíptico

Una vez se ha seleccionado el cabezal, se requiere el dimensionado. Para ello, se emplean las dimensiones estándar de una fuente de suministro de este tipo de cabezales para la industria que sigue las especificaciones del Código ASME Sección VIII Div,1 y se asumen replicables para la División 2. (25)

Las dimensiones para especificar se recogen en la Figura 14.

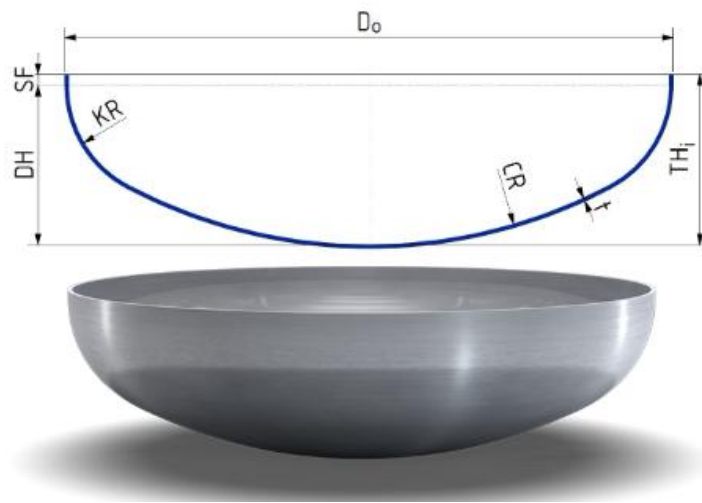


Figura 14. Dimensiones para el cabezal elíptico. (25)

En el caso del valor SF o flange del cabezal se toma un valor igual al espesor, t .

$$D_i = D_0 - 2 \cdot t$$

$$CR = 0,9 \cdot D_i$$

$$KR = 0,17 \cdot D_i$$

$$DH = 0,25 \cdot D_i$$

$$TH_i = SF + DH$$

[76]

Tras darle valores a cada parámetro resulta una altura de cabezal total de 0,64 metros. Los resultados se recogen en la Tabla 33.

Tabla 33. Resultados para las dimensiones del cabezal elíptico.

Parámetro	Valor
D_i (m)	2,44
D_o (m)	2,5

CR (m)	2,2
KR (m)	0,42
SF (m)	0,034
DH(m)	0,61
TH _i	0,64

7.5.2 Altura total del recipiente, internos y complementos

Para el cálculo de la altura total del recipiente se debe tener en cuenta, la altura del cabezal, los internos y un dimensionamiento aproximado de la sección de mezcla cónica superior. Se toma como base la propuesta de plano de diseño del proyecto de *KBR Documento #2031*. (5)

Para la sección cónica, se toma una altura igual al diámetro interno del lecho y para las alturas del resto de los componentes se parte de la altura del lecho como referencia (L_{ref}) y se extrapolan las relaciones de la Figura 15, (5) . Además, se contempla la presencia de 3 capas internas (1,2,3) entre el lecho y la carcasa (C).

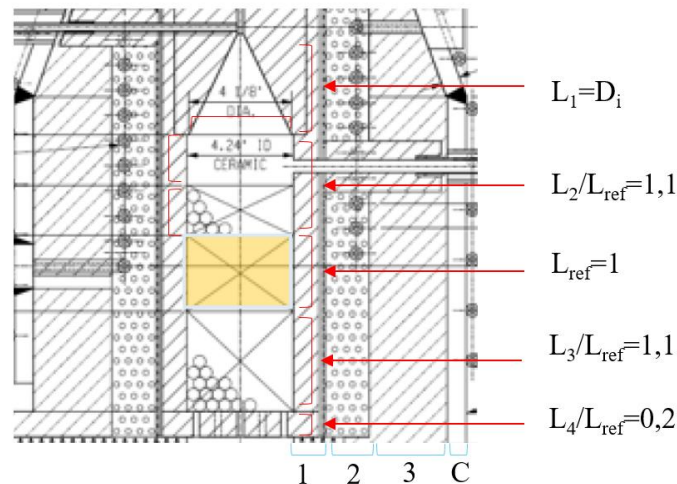


Figura 15. Relaciones para el dimensionado vertical del reactor R-301.

Siendo

- L1 altura de la cámara de mezcla cónica
- L2 altura de espacio libre y distribución
- L_{ref} altura del lecho
- L3 altura del soporte inerte al lecho
- L4 altura del plato de soporte de catalizador

Sin embargo, la relación para la altura L3 es demasiado elevada para la altura final del lecho obtenida, 3m, por lo que se toma como la mitad de la altura del lecho, 1,5m.

Para la selección de internos se combina la tecnología de *TOPSOE* y la referencia de la Figura15. Para el dimensionamiento por alturas, ambas coinciden en espacio libre entre la sección cónica y el lecho, un distribuidor previo al lecho y espacio final para dar soporte al catalizador. Además, en ambos casos, se seleccionan 3 capas aislantes previas a la carcasa.

7.5.3 Selección y localización de boquillas

Además de los internos requeridos para una operación segura, se deben ubicar las boquillas y conexiones para permitir el flujo de materia en el equipo. El dimensionado de las boquillas también se sitúa fuera de alcance puesto que al presentar una discontinuidad en la carcasa esto hará que exista concentración de cargas y se debe ajustar el soldado y el espesor. Por tanto, simplemente se identifican y localizan.

En la parte superior, se sitúa la boquilla de suministro de material oxidante y en transversal la de alimentación a la cámara de combustión. En la parte inferior se situará la de salida de productos, como se puede observar en la Figura 16.



Figura 16. Localización de conexiones en el reactor.(19)

7.5.4 Orientación y soportes

Al tratarse de un reactor de lecho fijo con cámara de combustión la orientación del recipiente será vertical. De esta manera, ocupa una menor área en planta que si fuese horizontal y al requerir una cámara de combustión en la parte superior se favorece la distribución de temperatura y gases.

Por otra parte, en cuanto a los soportes se selecciona un soporte de tipo faldón recto por resultar en un reparto de cargas equitativo y dar mayor seguridad en los recipientes altos y verticales. Además, permite un fácil acceso al recipiente para su mantenimiento.

Para el dimensionado del soporte no se dispone de información rigurosa por lo que se toma de referencia un ejemplo recogido en el libro de diseño *SINNOT*(20) en el que para una altura de recipiente de 50 m se le da altura al soporte de 3 m. Se saca una relación de 16,7 veces altura del recipiente frente a soporte y se aplica para la altura total del caso concreto del recipiente. En este caso, se suma un metro más por la presencia de la cámara de combustión no dimensionada lo que resulta en una altura de soporte de aproximadamente 1,5 m.

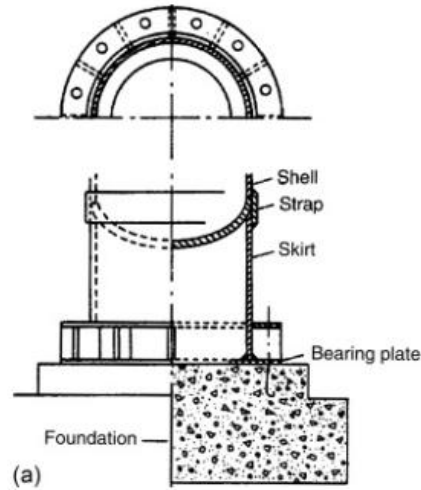


Figura 17. Soporte tipo faldón recto. (20)

Los resultados finales del dimensionado se recogen en la Tabla 34.

Tabla 34. Resultados del dimensionado del reactor.

Parámetro	Valor
Llecho (m)	3
Din (m)	2
L cámara mezcla (m)	2
L espacio libre (m)	1,65
L distribuidor (m)	1,65
L capa sustento inerte	1,5
L estructura de soporte catalizador	0,6
L total 1	10,4
L cabezal	0,64
L total 2	11
L soporte faldón	1,5

7.5.5 Dimensionado capas internas

El diseño de las capas internas será completamente aproximado y simplemente se seleccionarán los materiales y se propondrá una configuración de capas. Generalmente cuando un reactor se opera en adiabático a temperaturas superiores a 40°C se diseña una capa aislante que recubra la carcasa para mejorar la eficiencia energética y evitar riesgo de quemaduras por contacto.

En este caso, es necesario un recubrimiento refractario interno en varias capas debido a la elevada temperatura a la que se opera el reactor para asegurar que el material de la carcasa pueda soportar la temperatura y también para evitar pérdidas de calor excesivas. Las exigencias de temperatura en la carcasa se limitarán a una temperatura que pueda resistir el material de construcción, pero serán necesarias medidas de seguridad para alertar del peligro al contacto.

El diseño de la capa refractaria es complejo, pero se ha decidido simplificar y se analizará como un sistema de resistencias en serie desde la capa en contacto con el lecho hasta la carcasa.

Para considerar un material como aislante este debe disponer de una conductividad térmica lo más baja posible. En este caso la selección y disposición de material viene implícita por su resistencia a elevadas temperaturas y se ordenan de mayor a menor conductividad térmica.

Se ha planteado un sistema multicapa con 3 materiales consecutivos que sigue esta secuencia: material refractario denso, material refractario aislante y aislante de fibra cerámica.

El sistema es un cilindro cuya longitud, L , se toma igual a la longitud de la carcasa. En la Figura 18 se representa el sistema planteado y el perfil de temperatura esperado en cada caso. (26)

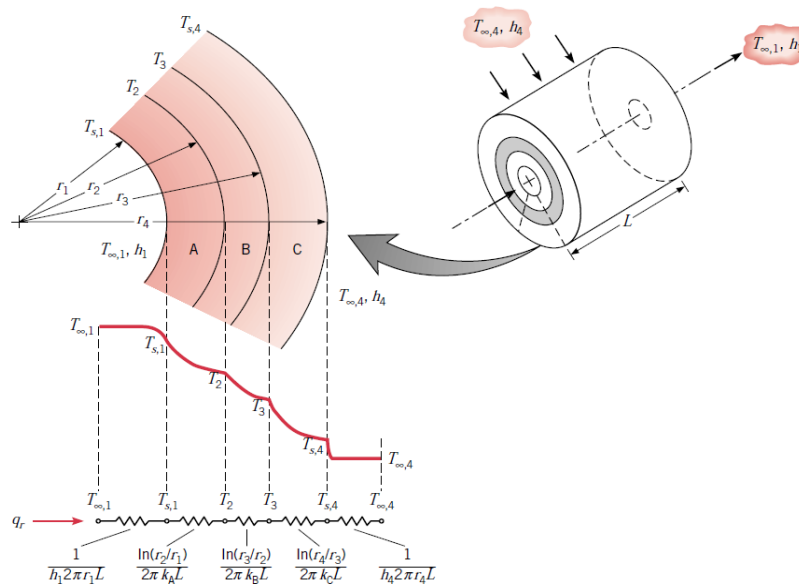


Figura 18. Esquema de resistencias térmicas y perfil de temperatura esperado. (26)

Se espera que las resistencias de mayor impacto sean la de conducción del material aislante y la de convección con el aire ambiente.

Por otra parte, se realiza una nueva simplificación y es que se desprecia la resistencia de convección entre el fluido y el material refractario en el interior puesto que se supone que la temperatura en el lecho será igual a la de la pared de la primera capa de material.

Teniendo esto en cuenta, se plantea el sistema de resistencias de la siguiente manera:

- Resistencia a la conducción en material refractario denso
- Resistencia a la conducción en material refractario aislante
- Resistencia a la conducción en aislante de fibra cerámica

- Resistencia a la conducción en carcasa de acero de baja aleación
- Resistencia a la convección al contacto entre la carcasa y el aire ambiente

Dado el desconocimiento de las temperaturas intermedias entre capas, se plantea el sistema cuya fuerza impulsora es la diferencia de temperatura entre el interior del lecho ($T_{\infty,1}$) y el ambiente ($T_{\infty,5}$). La resistencia global se construye por suma de cada resistencia individual por capa.

$$q_{disipado} = \frac{T_{\infty,1} - T_{\infty,5}}{\frac{\ln\left(\frac{r2}{r1}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_1 \cdot L} + \frac{\ln\left(\frac{r3}{r2}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_2 \cdot L} + \frac{\ln\left(\frac{r4}{r3}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_3 \cdot L} + \frac{\ln\left(\frac{r5}{r4}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_4 \cdot L} + \frac{1}{h_5 \cdot 2 \cdot \pi \cdot r5 \cdot L}} \quad [77]$$

La temperatura en el interior del lecho se fija a la temperatura de diseño de 900°C, la temperatura en la carcasa se fija en un valor que el material pueda soportar, 150°C y la temperatura del aire ambiente se fija idealmente en 25°C. En la Tabla 35 se recogen valores medios de conductividad de los distintos materiales seleccionados que se han considerado para el cálculo.

Tabla 35. Conductividad de cada material seleccionado. Elaboración propia a partir de (27) (28) (29) (30).

Material	Conductividad térmica, $k\left(\frac{W}{m \cdot K}\right)$
Acero de baja aleación	38
Material refractario denso	2,5
Material refractario aislante	0,25
Aislante de fibra cerámica	0,035

7.5.6 Cálculo del calor liberado sin aislante

Antes de proceder con el cálculo del material aislante se ha calculado el calor liberado sin aislante. De esta manera, se orientará mejor en la selección del espesor aislante. Considerando que la temperatura del fluido en el interior es igual a la temperatura en la pared de la carcasa, en este caso, se obtiene la expresión en Ecuación X.

$$q_{disipado, \text{ sin aislante}} = \frac{T_{\infty,1} - T_{\infty,A}}{\frac{\ln\left(\frac{r2}{r1}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{carcasa} \cdot L} + \frac{1}{h_{ambiente} \cdot 2 \cdot \pi \cdot r2 \cdot L}} \quad [78]$$

7.5.7 Espesores de la capa interna

Para la determinación de los espesores se han mantenido los datos fijos para el material refractario denso y el material refractario aislante según datos típicos de bibliografía (23) y el espesor del aislante final se ha obtenido mediante un proceso iterativo hasta conseguir disipar la menor cantidad de calor posible con un espesor razonable. Se fija como máximo un diámetro externo total de 3 metros. Por otra parte, el

espesor de la carcasa se ha sacado de los requerimientos por presión y de los cálculos realizados en los apartados anteriores.

Por otra parte, no se aplica el criterio de radio crítico puesto que la última capa de aislante no se encuentra en contacto con el fluido, sino con la carcasa.

Cálculo del coeficiente de convección con el aire ambiente

El primer paso es determinar si la convección será natural o forzada. En este caso, al tratarse de aire ambiente libre se tomará como convección natural. La superficie de referencia es un cilindro de longitud L , pero al ser de gran tamaño en contacto con el fluido ambiente se hará la comprobación representada por la Ecuación 79 para poder considerarlo como una superficie plana.

$$\frac{D}{L} \geq \frac{35}{Gr_L^{\frac{1}{4}}} \quad [79]$$

Será necesario evaluar también el módulo de Grashof, Ecuación 80.

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_s - T_\infty) \cdot L^3}{\nu^2}$$

$$\beta = \frac{1}{T} \quad [80]$$

$$T = \frac{T_s + T_\infty}{2}$$

- T_s es la temperatura en el exterior del aislante (150°C)
- T_∞ es la temperatura del fluido en el ambiente (25°C)
- ν es la viscosidad cinemática del aire a 25°C (m²/s)

En la Tabla 36, se recogen los resultados para la comprobación a realizar.

Tabla 36. Resultados para la comprobación de la consideración de lámina plana.

Parámetro	Valor
g(m/s ²)	9,81
β (1/K)	3,07E-03
Ts,pared (°C)	150
Tinf, aire (°C)	25
T media (°C)	87,50
T media	360,50
L (m)	10,00
Viscosidad aire (m ² /s)	1,60E-05
Gr	1,33E+13
D/L	0,25
34/Gr	0,02

Como era esperable, se puede asumir que es una superficie plana y por tanto para evaluar el coeficiente de convección se emplea la correlación de *Churchill and Chu* por ser la más precisa. (26)

$$\overline{Nu}_L = \left\{ 0,825 + \frac{0,387 \cdot Ra_L^{\frac{1}{6}}}{\left[1 + \left(\frac{0,492}{Pr} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{8}{27}}} \right\}^2 \quad [81]$$

Donde el módulo de Rayleigh para evaluar el ratio de la advección a la transferencia de calor por conducción pura en la convección libre se define como:

$$Ra_L = Pr \cdot Gr_L \quad [82]$$

Para poder realizar el cálculo, se extraen las propiedades del aire a 300K y presión atmosférica (*Tabla A.4 Incropera*).

Tabla 37. Propiedades del aire a presión atmosférica.

Propiedad	Valor
Densidad, ρ (kg/m ³)	1,1614
V(m ² /s)	$15,89 \cdot 10^{-6}$
Pr	0,707
k(W/m·K)	0,0263

Una vez recopilados los datos, se calcula el coeficiente de convección por contacto del recipiente con el ambiente, en este punto vuelve a influir el diámetro interno puesto que para el cálculo del coeficiente se requiere este valor. El proceso iterativo se vuelve interrelacionado porque al alterar el espesor del aislante también se altera el valor del coeficiente de convección. Por esto, se ha decidido tomar el diámetro interno sin aislante y se determina el valor del coeficiente para el cálculo del calor liberado sin aislante. Los resultados se recogen en la Tabla 38.

Tabla 38. Resultados del cálculo del coeficiente de convección.

Parámetro	Valor
Pr	0,706
Ra	9,38E+12
Nu	2218,65
k	0,027
Di	2,38
h_{ambiente} (W/m ² ·K)	25,2

A continuación, se calcula el valor del calor disipado sin aislante. Tras varias iteraciones se determina una capa aislante de 345 mm por ser el límite máximo fijado para no superar la condición de diámetro externo mayor de 3 metros. El calor disipado con el aislante podría seguir reduciéndose. Además, el espesor de la capa aislante es mayor al recomendado por bibliografía por lo que dado la incertidumbre del cálculo y la interrelación del diámetro interno para el cálculo del resto de elementos: coeficiente de convección, espesor de carcasa etc. Se decide mantener la selección de capas inicial y conservar los espesores (50+70+100mm)

Igualmente, en la Tabla 39 se recogen los resultados.

Tabla 39. Cálculos de calor disipado y dimensionado capas internas teórico.

Parámetro	Valor
q sin aislante (W)	486.472,60
r1(m)	1
t _{capa 1} (mm)	50
r2(m)	1,05
t _{capa 2} (mm)	70
r3(m)	1,12
t _{aislante} (mm)	345
r4(m)	1,47
t _{carcasa} (mm)	34
r5(m)	1,50
L (m)	10
Do (m)	3,00
q con aislante (W)	5.935,50

8 Análisis de cargas

Una vez dimensionado el equipo, evaluado espesores y definidos los materiales de construcción, será necesario hacer un análisis de las principales cargas a las que estará sometida la estructura. Se descarta un análisis de cargas al soporte puesto que el criterio de dimensionamiento es aproximado, sin seguir un código de diseño.

Las principales cargas para evaluar serán las siguientes: carga por presión, carga por viento y cargas por el propio peso del recipiente y el material. Paralelamente se evaluarán los esfuerzos por flexión, la ejercida por la presión y la tensión debida a la carga del peso muerto o recipiente vacío.

Para la evaluación de las cargas se toma la misma referencia de diámetro interno que para el cálculo del espesor de la carcasa. Habría que recalcular el espesor de la carcasa y

las cargas para el nuevo espesor de aislante calculado, sin embargo, dada la baja densidad del material aislante y las aproximaciones en el cálculo se espera que el comportamiento sea semejante. Por tanto, a partir del espesor base calculado por presión, se realiza un análisis de cargas combinadas para comprobar que no se excede la tensión máxima en ningún punto (20).

8.1 Carga total

Para el cálculo de la carga total a la que estará sometida la estructura se deben evaluar por separado las cargas derivadas del peso de la carcasa y las capas internas, incluidas en el valor del diámetro interno, Wv y el peso del catalizador, $Wcat$.

Para el cálculo del peso de la carcasa se emplea

$$Wv = Cw \cdot \pi \cdot \rho_m \cdot D_m \cdot g \cdot (L_{carcasa} + 0,8 \cdot Dm) \cdot t \quad [83]$$

- C_w es un valor que tiene en cuenta la presencia de internos. Toma valor de 1,08 para recipientes con muchos internos y de 1,15 para recipientes con pocos internos.
- ρ_m es la densidad del material
- D_m es el diámetro medio de la carcasa

Para el cálculo del peso del catalizador

$$Wcat = M_{cat} \cdot g \quad [84]$$

Finalmente, se calcula la carga total por peso como la suma de ambas.

$$W_{total} = W_{cat} + Wv \quad [85]$$

Y se evalúa el estrés directo o tensión de peso muerto que será significativa por ser un recipiente alto debido al peso del recipiente y los accesorios.

$$\sigma_w = \frac{W_{total}}{\pi \cdot (D_i + t) \cdot t} \quad [86]$$

Parámetro	Valor
Wv (N)	283.284,07
$Wcat$ (N)	60.272,64
W_{total} (N)	343.556,71
σ_w (N/mm ²)	1,3

8.1.1 Tensiones primarias por presión

Se evalúan según la dirección longitudinal o circunferencial según:

$$\sigma_h = \frac{P_i \cdot D_i}{2 \cdot t} \quad [87]$$

$$\sigma_L = \frac{P_i \cdot D_i}{4 \cdot t} \quad [88]$$

Parámetro	Valor
σ_h (N/mm ²)	78,94
σ_L (N/mm ²)	39,47

8.2 Carga por viento

Se debe tener en cuenta ya que dadas las dimensiones de la estructura se situará al aire libre.

Para evaluar la carga por viento se debe tener en cuenta la presión que ejerce el viento según la velocidad, el diámetro efectivo sobre el que se aplica esta carga de viento y el momento flector que generaría sobre la estructura.

Se selecciona una velocidad de viento estándar de 160 km/h. La presión que ejerce el viento se calcula según, P_w , y se relaciona con la carga por viento según la W' .

Finalmente se calcula el momento flector, M_x , teniendo en cuenta la altura total de la construcción, x , en metros

$$P_w = 0,05 \cdot U_w^2$$

$$W' = P_w \cdot Deff \quad [89]$$

$$M_x = \frac{W' \cdot x^2}{2}$$

Donde

- U_w es la velocidad del viento
- $Deff$ es el diámetro efectivo
- x es la altura total teniendo en cuenta la longitud de la carcasa y el cabezal

A continuación, se calculará la tensión debida al momento de flexión que generaría el viento sobre la estructura. Este será positivo o negativo si el viento está en contra o a favor.

$$\sigma_b = \pm \frac{M}{I_v} \cdot \left(\frac{D_i}{2} + t \right) \quad [90]$$

$$I_v = \frac{\pi}{64} \cdot (D_o^4 - D_i^4) \quad [91]$$

Donde M es el momento de flexión total en el plano considerado e I_v el segundo momento de área del vaso alrededor del plano de flexión.

Tabla 40. Resultados del cálculo de la tensión por flexión por contacto con el viento.

Parámetro	Valor
P_w (N/m ²)	1280
W' (N/m)	3258,88
M_x (M·m)	169526,94
I_v (m ⁴)	0,20
σ_b (N/mm ²)	1,05

Tras el cálculo de los principales esfuerzos se puede evaluar la tensión longitudinal total, σ_z .

$$\sigma_z = \sigma_L + \sigma_w \pm \sigma_b \quad [92]$$

Donde

- σ_w es compresiva y por tanto negativa

Y el valor depende de si se está a favor o en contra del viento de tal forma que:

$$\sigma_{z, \text{en contra viento}} = \sigma_L - \sigma_w + \sigma_b \quad [93]$$

$$\sigma_{z, \text{a favor del viento}} = \sigma_L - \sigma_w - \sigma_b \quad [94]$$

Tabla 41. Resultados para la tensión longitudinal total a favor y en contra del viento.

Parámetro	Valor
$\sigma_{z, \text{en contra viento}}$ (N/mm ²)	39,22
$\sigma_{z, \text{a favor del viento}}$ (N/mm ²)	37,12

La máxima tensión resulta en 116,06 N/mm². Por debajo de la máxima tensión que resiste el material de acero de baja aleación, véase Figura 19

Table 7.2. Mechanical Properties of Common Metals and Alloys (Typical Values at Room Temperature)

	Tensile Strength (N/mm ²)	0.1% Proof Stress (N/mm ²)	Modulus of Elasticity (kN/mm ²)	Hardness Brinell	Specific Gravity
Mild steel	430	220	210	100–200	7.9
Low alloy steel	420–660	230–460	210	130–200	7.9
Cast iron	140–170	—	140	150–250	7.2
Stainless steel (18Cr, 8Ni)	>540	200	210	160	8.0
Nickel (>99% Ni)	500	130	210	80–150	8.9
Monel	650	170	170	120–250	8.8
Copper (deoxidized)	200	60	110	30–100	8.9
Brass (Admiralty)	400–600	130	115	100–200	8.6
Aluminum (>99%)	80–150	—	70	30	2.7
Dural	400	150	70	100	2.7
Lead	30	—	15	5	11.3
Titanium	500	350	110	150	4.5

Note: Tensile stress and proof stress are not the same as the maximum allowable stress permitted by design code. See Tables 7.5 and 7.7 for maximum allowable stress values.

Figura 19. Máxima tensión para distintos materiales.

De tal forma que la repartición de cargas en la estructura resulta en lo reflejado en la Figura 20.

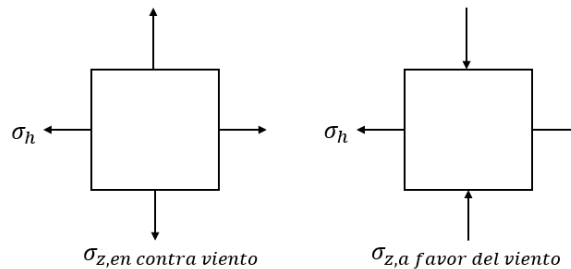



Figura 20. Esfuerzos resultantes sobre la estructura.

Como última comprobación, se debe evaluar que el esfuerzo máximo en la carcasa no supere el esfuerzo crítico de pandeo que se refleja en la Ecuación 95.

$$\sigma_c = 2 \cdot 10^4 \cdot \left(\frac{t}{D_o}\right) \quad [95]$$

El esfuerzo crítico de pandeo se sitúa en 271,13 N/mm², por lo que no se supera por el esfuerzo máximo.

9 Hoja especificaciones

	ÍTEM	R-301	HOJA DE ESPECIFICACIONES	
	SECCIÓN	300		
	PLANTA	Proceso Fischer-Tropsch	01/06/2024	
	LOCALIDAD	Cartagena	REVISADO	
DATOS GENERALES				
DENOMINACIÓN	Reactor de lecho fijo autotérmico R-301			
FINALIDAD	Reformado de metano con vapor de agua			
PRODUCTOS MANIPULADOS	Vapor de agua, metano, nitrógeno, oxígeno, dióxido de carbono, monóxido de carbono e hidrógeno			
ORIENTACIÓN	VERTICAL	OPERACIÓN	Adiabática	
DATOS DE OPERACIÓN				
CORRIENTES	ENTRADA	SALIDA		
CAUDAL TOTAL (kg/h)	22.028,00	22.028,00		
ESTADO	Gas	Gas		
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (°C)	500	500		
PRESIÓN DE OPERACIÓN (bar)	20	19,9		
PESO MOLECULAR (kg/kmol)	22,38	19,45		
DENSIDAD (kg/m ³)	6,72	5,58		
VISCOSIDAD (Pa·s)	2,70E-05	3,00E-05		
CALOR ESPECÍFICO (kJ/kg·K)	38,94	33,53		
CONDUCTIVIDAD (W/m·°C)	0,09	0,12		
CARACTERÍSTICAS DEL LECHO				
CATALIZADOR	10%Ni(Al ₂ O ₃)			
CANTIDAD CATALIZADOR (kg)	6143,12			
LONGITUD (m)	3,00			
VOLUMEN TOTAL (m ³)	8,46			
DATOS DE CONSTRUCCIÓN				
CÓDIGO DE DISEÑO	ASME BPV SECCIÓN VIII DIV.2			
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	-			
PRESIÓN DE DISEÑO (bar)	22			
MATERIAL	A387 Gr 22			
DIÁMETRO INTERIOR (mm)	2440			
ESPESOR (mm)	34			
LONGITUD CÁMARA COMBUSTIÓN (m)	2,00			
LONGITUD ESPACIO LIBRE (m)	1,65			
LONGITUD DISTRIBUIDOR (m)	1,65			
LONGITUD INERTE (m)	1,50			
LONGITUD SOPORTE (m)	0,60			
LONGITUD TOTAL (m)	10,40			
PESO EQUIPO VACÍO (kg)	283.284,07			
PESO TOTAL (kg)	343.556,71			
AISLAMIENTO INTERNO	Revestimiento refractario y fibra cerámica			
ESPESOR AISLAMIENTO INTERNO (mm)	220*			
CABEZAL	Elíptico			
ESPESOR DEL CABEZAL (mm)	34,00			

* El espesor del aislante es estimado, no se puede asegurar el rendim

10 Bibliografía

1. ASHRAF AMIN. Review of Autothermal Reactors: Catalysis, Reactor Design, and Processes. *International Journal of Hydrogen Energy. ScienceDirect*, 2 May, 2024. [consultado el 18 de abril del 2025] Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360319924012461> DOI <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2024.03.372>.
2. TOPSOE. *SynCOR™ - Autothermal Reformer (ATR)*. s.f. [consultado el 18 de abril del 2025] Disponible en: <https://www.topsoe.com/our-resources/knowledge/our-products/equipment/syncortm-autothermal-reformer-atr>
3. Ali Cherif a, et al. Novel Design and Multi-Objective Optimization of Autothermal Steam Methane Reformer to Enhance Hydrogen Production and Thermal Matching. *Applied Thermal Engineering. ScienceDirect*, 25 November 2022. [consultado el 18 de abril del 2025] Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1359431122010717> DOI <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2022.119140>.
4. M. Zahedi nezhad a, S. Rowshanzamir a b and M.H. Eikani c. Autothermal Reforming of Methane to Synthesis Gas: Modeling and Simulation. *International Journal of Hydrogen Energy. ScienceDirect*, February, 2009. [consultado el 18 de abril del 2025] Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360319908016121> DOI <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2008.11.091>.
5. DAVID MANN. *Autothermal Reforming of Natural Gas to Synthesis Gas: Reference: KBR Paper [consultado el 25 de abril del 2025]*2031. 01 abril, 2007 [consultado el 18 de abril del 2025] Disponible en: <https://www.osti.gov/biblio/912649> DOI <https://doi.org/10.2172/912649>.
6. OCTAVE LEVENSPIEL. *Ingeniería De Las Reacciones Químicas*. TERCERA ed. LIMUSA WILEY ISBN 968-18-5860-3. [consultado el 18 de abril del 2025]
7. Toru Numaguchi, and Katsutoshi Kikuchi. Intrinsic Kinetics and Design Simulation in a Complex Reaction Network; Steam-Methane Reforming. *Chemical Engineering Science. ScienceDirect*, 1988. [consultado el 18 de abril del 2025] Disponible en: [https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/0009250988871185?via\[consulta do el 10 de mayo del 2025\]3Dihub](https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/0009250988871185?via[consulta do el 10 de mayo del 2025]3Dihub) DOI [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(88\)87118-5](https://doi.org/10.1016/0009-2509(88)87118-5).
8. S. Ayabe b, et al. Catalytic Autothermal Reforming of Methane and Propane Over Supported Metal Catalysts. *Applied Catalysis A: General. ScienceDirect*, 20 February, 2003. [consultado el 18 de abril del 2025] Disponible en: https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0926860X02004714?ref=pdf_download&fr=RR-2&rr=92d046fa1d07ecad DOI [https://doi.org/10.1016/S0926-860X\(02\)00471-4](https://doi.org/10.1016/S0926-860X(02)00471-4).

9. AMJAD RIAZ, ALI FARSI, GHOLAMREZA ZAHEDI, ZAINUDDIN A. MANAN. *Investigation of Inert Gas Injection in Steam Reforming of Methane: Energy*. August, 2011 [consultado el 18 de abril del 2025] Disponible en: https://www.researchgate.net/publication/230757360_Investigation_of_Inert_Gas_Injection_in_Steam_Reforming_of_Methane_Energy.
10. Eduardo L. G. Oliveira, Carlos A. Grande, Alírio E. Rodrigues. *Steam Methane Reforming in a Ni/Al₂O₃ Catalyst: Kinetics and Diffusional Limitations in Extrudates*. 24 November, 2009. [consultado el 18 de abril del 2025] Disponible en: https://onlinelibrary.wiley.com/doi/epdf/10.1002/cjce.20223?saml_referrer=
11. Fahad Maqbool a b, et al. Modelling of One-Dimensional Heterogeneous Catalytic Steam Methane Reforming Over various Catalysts in an Adiabatic Packed Bed Reactor. *International Journal of Hydrogen Energy. ScienceDirect*, 27 January, 2021. [consultado el 25 de abril del 2025] Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360319920342737>[consultado el 25 de abril del 2025]bib68 DOI <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.11.071>.
12. DON W. GREEN, R.H.P. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. EIGHTH ed. MCGRAW-HILL, 2007 ISBN 0-07-159313-6. DOI 10.1036/0071422943. [consultado el 25 de abril del 2025]
13. NIST. *Methane*. s.f. [consultado el 25 de abril del 2025] Disponible en: <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?Formula=CH4&NoIon=on&Units=SI&cTG=on&cTR=on&cSO=on>
14. Wei-Hsin Chen a, et al. Thermodynamic Analysis of Hydrogen Production from Methane Via Autothermal Reforming and Partial Oxidation Followed by Water Gas Shift Reaction. *International Journal of Hydrogen Energy. ScienceDirect*, November, 2010. [consultado el 25 de abril del 2025] Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360319910017659> DOI <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2010.08.126>.
15. H. SCOTT FOGLER. *Elementos De Ingeniería De Las Reacciones Químicas*. CUARTA ed. PEARSON EDUCATION, 2008 ISBN 978-970-26-1198-1. [consultado el 25 de abril del 2025]
16. Yang Qi, , Zhenmin Cheng and Zhiming Zhou. Steam Reforming of Methane Over Ni Catalysts Prepared from Hydrotalcite-Type Precursors: Catalytic Activity and Reaction Kinetics. *Chinese Journal of Chemical Engineering. ScienceDirect*, January, 2015. [consultado el 25 de abril del 2025] Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1004954114002146> DOI <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2013.11.002>.
17. K. Hou 2, , M. Fowles 2 and R. Hughes (Fellow) 1. Effective Diffusivity Measurements on Porous Catalyst Pellets at Elevated Temperature and Pressure. *Chemical Engineering Research and Design. ScienceDirect*, January, 1999. [consultado el 25 de abril del 2025] Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0263876299717508> DOI <https://doi.org/10.1205/026387699525873>.

18. DMITRY PASHCHENKO. Intra-Particle Diffusion Limitation for Steam Methane Reforming Over a Ni-Based Catalyst. *Fuel. ScienceDirect*, 1 December, 2023. [consultado el 25 de abril del 2025] Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0016236123018197> DOI <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2023.129205>.
19. TOPSOE. *SynCOR™ Technology Elements*. s.f. [consultado el 25 de abril del 2025] Disponible en: <https://www.topsoe.com/syncortm-technology-elements>
20. Ray Sinnott, and Gavin Towler. Chapter 13 - Mechanical Design of Process Equipment. *Chemical Engineering Design (Sixth Edition)*. *ScienceDirect*, 2020. [consultado el 25 de abril del 2025] Disponible en: <https://www-sciencedirect-com.ezbusc.usc.gal/science/article/pii/B9780081025994000138> DOI <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-102599-4.00013-8>.
21. MICHAEL F. ASHBY. *Materials Selection in Mechanical Design*. THIRD ed. BUUTTERWORTH-HEINEMANN, 2005 [consultado el 10 de mayo del 2025] ISBN 0 7506 6168 2.
22. TOPSOE. *Reactor Refractory Lining*. s.f. [consultado el 10 de mayo del 2025] Disponible en: <https://www.topsoe.com/our-resources/knowledge/our-products/equipment/reactor-refractory-lining>
23. Noura Oumarou, Duygu Kocaefe and Yasar Kocaefe. Investigation of the Refractory Bricks used for the Flue Wall of the Horizontal Anode Baking Ring Furnace. *Ceramics International. ScienceDirect*, December 2016. [consultado el 10 de mayo del 2025] Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0272884216314985> DOI <https://doi.org/10.1016/j.ceramint.2016.08.178>.
24. ISOVER. *Soluciones De Aislamiento Para Aplicaciones Industriales*. s.f. [consultado el 10 de mayo del 2025] Disponible en: <https://www.isover.es/documents/catalogos-manuales-y-guias/manual-sol-aisl-aplicaciones-industria-2023.pdf>.
25. SLAWINSKI. *Elliptical Bottom 1,9:1 and 2:1*. s.f. [consultado el 10 de mayo del 2025] Disponible en: <https://www.slawinski.co.uk/products/elliptical-bottoms/>
26. FRANK P. INCROPERA, DAVID P. DEWITT, THEODORE L. BERGMAN, ADRIENNE S. LAVINE. *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. SIXTH ed. JOHN WILEY & SONS, 2006 ISBN 978-0-471-45728-2. [consultado el 10 de mayo del 2025]
27. DIETER BIEGANSKY. *Clasificación Y Propiedadesde MaterialesRefractarios*. 11/8, 2024 [consultado el 10 de mayo del 2025] Disponible en: <https://www.refra.com/es/dnlarchiv/1-Clasificacion-y-Propiedades-de-Materiales-Refractarios.188.103412.pdf>.

28. MORGAN ADVANCED MATERIALS. *K**Series**Insulating Firebrick**Product Data Sheet.* , 2025 [consultado el 10 de mayo del 2025] Disponible en:https://www.morganthermalceramics.com/media/0wobjak3/k-ifb-series_eng.pdf.29. JOHN. *Guía Del Acero De Aleación AISI 4130: Propiedades, Productos Y Usos.* , 2025. [consultado el 10 de mayo del 2025] Disponible en:<https://steelprogroup.com/es/alloy-steel/aisi-4130/>30. MADE-IN-CHINA. *Baja Conductividad Térmica 1260c 1350c 1430c Densidad 64kg/M3 96kg/M3 128kg/M3 Manta De Aislamiento De Fibra Cerámica Para Sellos De Tubos, Juntas Y Juntas De Expansión.* s.f. [consultado el 10 de mayo del 2025]Disponible en: https://es.made-in-china.com/co_refractoryinsulation/product_Low-Thermal-Conductivity-1260c-1350c-1430c-Density-64kg-M3-96kg-M3-128kg-M3-Ceramic-Fiber-Insulation-Blanket-for-Tube-Seals-Gaskets-and-Expansion-Joints_ysihrgooiy.html?pv_id=listn1tj470f&faw_id=listn2dh90e3

PARTE C:
DIMENSIONAMIENTO
BÁSICO DE EQUIPOS

ÍNDICE

1. Introducción.....	1
2. Intercambiadores de calor.....	1
3. Tuberías	3
4. Fugas.....	5
4.1 Reactor R-301	6
4.1 Columna T-101	7
4.1 Columna T-102	7
5. Bibliografía.....	8

1. Introducción

Además de los equipos principales del proyecto, también es muy importante dimensionar las conexiones entre los mismo, igual que dimensionar los intercambiadores de calor, de manera que se pueda conseguir un valor de área estimada para poder saber, por ejemplo, lo que ocuparía toda la planta en su totalidad en la realidad.

En los apartados que se presentan a continuación, se procede a la explicación de los cálculos detallados de las dimensiones de estos equipos y conexiones, al igual que una tabla de resultados con todas las dimensiones que correspondan.

2. Intercambiadores de calor

En estos equipos de proceso es muy importante el correcto dimensionamiento de los mismos, ya que de ello dependerá que se alcance la temperatura requerida a la salida del intercambiador o no.

El método de cálculo para la determinación del área de los intercambiadores es el mismo para todos los presentes en este proyecto. Se utilizó la siguiente ecuación.

$$Q = U * A * \Delta T_{ml} \quad [1]$$

Siendo:

- Q: calor intercambiado en el intercambiador de cálculo.
- U: coeficiente global de transmisión de calor. Depende de los fluidos que estén intercambiando calor dentro del sistema.
- A: área mínima requerida para ese intercambio de calor.
- ΔT_{ml} : diferencia de temperaturas media logarítmica.

La diferencia de temperaturas media logarítmica se calcula de la siguiente manera.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad [2]$$

En este sentido, es muy importante determinar primero la configuración del intercambiador, ya que dependiendo de si es un intercambiador de corriente directa o un intercambiador a contracorriente.

En el caso de los intercambiadores de corriente directa, la configuración sería la siguiente:

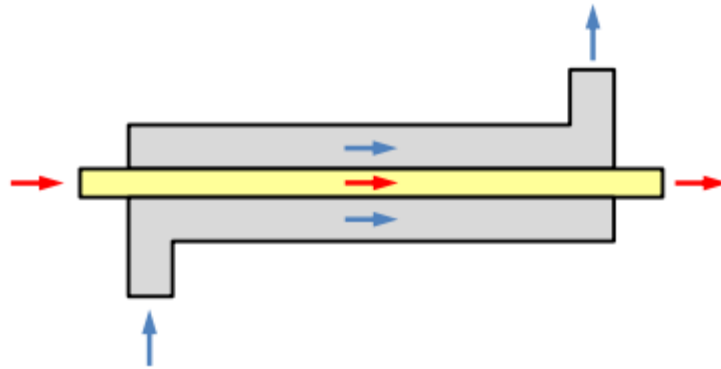


Figura 1. Configuración en corriente directa

De forma que las líneas rojas representan el fluido caliente que se enfría y las flechas azules representan el fluido frío que se calienta. En esta configuración, nunca será posible que el fluido caliente se enfríe hasta llegar a la temperatura de entrada a la que entró el fluido frío en el intercambiador. En esta configuración, la diferencia de temperaturas media logarítmica se representaría como:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{h,out} - T_{c,out}) - (T_{h,in} - T_{c,in})}{\ln \frac{(T_{h,out} - T_{c,out})}{(T_{h,in} - T_{c,in})}} \quad [3]$$

Por otro lado, en el caso de contracorriente, la configuración sería la siguiente:

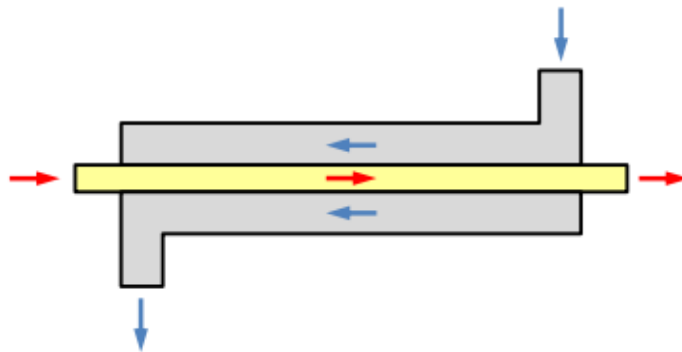


Figura 2. Configuración a contracorriente

En este caso, es posible que el fluido caliente alcance la temperatura de entrada del fluido frío, pero nunca podría salir a una temperatura menor que la de entrada debido al límite termodinámico. La diferencia de temperaturas media logarítmica se calcularía como:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{h,out} - T_{c,in}) - (T_{h,in} - T_{c,out})}{\ln \frac{(T_{h,out} - T_{c,in})}{(T_{h,in} - T_{c,out})}} \quad [4]$$

Para este caso, se decidió que la mejor alternativa era un intercambiador de calor a contracorriente, ya que presenta una mayor eficiencia de intercambio de calor.

A su vez, también se decidió, en una primera estimación, por una configuración de carcasa y tubos, con dos pasos por tubo y uno por carcasa.

Por otro lado, el coeficiente global de transmisión de calor depende de la resistencia del material situado entre los fluidos a través del cual sucede el intercambio de calor entre ellos. Son indirectamente proporcionales, de forma que cuanto más grande sea la resistencia total del material a la transmisión de calor (suma de las tres contribuciones: conducción, convección y radiación), más pequeño será el valor del coeficiente global de transmisión de calor.

Es por esta razón por la que los materiales que se escojan para los intercambiadores deben tener un alto coeficiente global de transmisión de calor, de forma que se facilite el intercambio entre los dos fluidos presentes en el intercambiador.

En este caso, y como se trata de una primera estimación, teniendo en cuenta el alcance del proyecto, se estimó el coeficiente a través de datos bibliográficos para un sistema de fluidos similares.

Al igual que para Anexo III. Viabilidad económica y para el Documento V. Presupuesto, solo se han dimensionado los intercambiadores añadidos a mayores por causa de la instalación de las secciones 100 y 300.

Por último, el calor intercambiado entre cada uno de los intercambiadores se conoce gracias al *Anexo II. Balances de materia y energía*. A continuación, se presenta una tabla resumen con todas las variables previamente expuestas.

Tabla 1. Tabla resumen de las áreas de los intercambiadores

Equipo	Q (J/s)	$U_{\text{bibliográfica}}$ (W/(m ² *K))	ΔT_{ml} (°C)	A (m ²)
E-101	6.625.216,5	900	68,05	108,17
E-102	6.052.742,08	900	9,46	711,03
E-301	248.781,16	132,5	69,52	27
E-302	2.123.075,94	132,5	76,11	210,53
E-303	2.342.943,78	65	204,62	176,16

El intercambiador más grande debido a la instalación de las secciones propuestas es el intercambiador de bajada de temperatura situado después de la columna T-102.

3. Tuberías

El dimensionado de tuberías es importante para el transporte de los fluidos entre los equipos de planta. También, es necesario representarlos en el diagrama P&ID.

Además, no solo es necesario el cálculo de la sección de la tubería, si no también la normalización del resultado.

La mayor parte de fluidos de este proyecto son gases, aunque el producto (crudo sintético) se separa del proceso como líquido.

Para el cálculo del diámetro interno óptimo de las tuberías de gases, se utiliza la siguiente ecuación, ampliamente usada en la industria de refinería:

$$d_{i,\text{óptimo}} = 0,33 * \left(\frac{G}{\rho}\right)^{0,5} \quad [5]$$

Siendo:

- $d_{i,\text{óptimo}}$: diámetro interno óptimo de la tubería. (m)
- G : flujo másico de la corriente. (kg/s)
- ρ : densidad de la corriente. (kg/m³)

Por otra parte, para los flujos líquidos se supondrá una velocidad típica (2m/s) y, a partir de ese valor y del flujo másico, se calcula el diámetro interno con la sección.

Los flujos másicos de las corrientes son conocidos gracias al *Anexo I. Balances de materia y energía*, mientras que la densidad de las corrientes se determinó gracias a el simulador Aspen Hysys V.14. En la tabla que se presenta a continuación, se presentan los diámetros óptimos obtenidos para cada una de las corrientes.

Por otro lado, para la normalización de la tubería, se considerarán dimensiones estándar de tuberías de material acero inoxidable de Schedule 40 (1), ya que es la más usada en la industria. A continuación, se presenta una tabla que represente los diámetros óptimos calculados, así como las dimensiones según la norma *ANSI B36.10 & 36.19*.

Tabla 2. Resultado del dimensionamiento de las tuberías

	Dcal	DN	NPS	DO	SCH 40	v(m/S)
1	149,990937	150	6	168,3	7,11	11,6918232
2	199,794276	200	8	219,1	8,18	2
3	199,794276	200	8	219,1	8,18	2
4	203,545254	250	10	273,1	9,27	2
5	203,545254	250	10	273,1	9,27	2
6	460,355008	500	20	508	15,09	2
7	529,471194	600	24	610	17,48	2
8	200,201007	200	8	219,1	8,18	2
9	1,27049139	6	1/8	10,3	1,73	2
10	200,201007	200	8	219,1	8,18	2
11	198,033552	200	8	219,1	8,18	2
12	141,185131	150	6	168,3	7,11	11,6918232
13	168,078158	200	8	219,1	8,18	11,6918232
14	184,705685	200	8	219,1	8,18	11,6918232
15	273,878076	300	12	323,9	10,31	11,6918232
16	293,54612	300	12	323,9	10,31	11,6918232
17	359,906459	350	14	355,6	11,13	11,6918232
18	314,485752	350	14	355,6	11,13	11,6918232
19	283,775325	300	12	323,9	10,31	11,6918232
20	229,164427	250	10	273,1	9,27	11,6918232
21	226,957166	250	10	273,1	9,27	11,6918232
22	554,081084	600	24	610	17,48	2
23	234,212828	250	10	273,1	9,27	11,6918232
24	51,5245366	65	2 1/2	73	5,16	11,6918232
25	239,389476	250	10	273,1	9,27	11,6918232
26	172,853761	200	8	219,1	8,18	11,6918232
27	173,53435	200	8	219,1	8,18	11,6918232
28	214,532105	250	10	273,1	9,27	11,6918232
29	272,802169	300	12	323,9	10,31	11,6918232
30	15,8679522	15	1/2	21,3	2,77	11,6918232
31	99,8962652	100	4	114,3	6,02	11,6918232
32	79,9908461	80	3	88,9	5,49	11,6918232
33	302,042804	350	14	355,6	11,13	11,6918232
34	332,864258	350	14	355,6	11,13	11,6918232
35	278,972417	300	12	323,9	10,31	11,6918232
36	175,416234	200	8	219,1	8,18	11,6918232
37	216,091111	250	10	273,1	9,27	11,6918232
38	205,297166	250	10	273,1	9,27	11,6918232

4. Fugas

En este apartado se procede al cálculo justificativo de las fugas de gas del apartado de seguridad, del *Documento I. Memoria*.

Al igual que todos los análisis previos, este cálculo se hará exclusivamente de los equipos de proceso debidos a la instalación de las líneas adicionales, la sección 100 y la 300.

4.1 Reactor R-301

El primer paso es la comprobación o no de flujo sónico, y eso se puede determinar mediante la aplicación de la siguiente ecuación:

$$\frac{P_{choked}}{P_o} = \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad [6]$$

Siendo:

- P_o : presión de operación del equipo.
- γ : relación C_v/C_p de la corriente.

Siendo la presión de operación de 20 bar y la relación de 1,4, la presión crítica resulta en un valor de 1.056.563,6 por lo que, al ser mayor que la presión atmosférica, se confirma la condición de flujo sónico.

Con esa condición confirmada, es posible calcular el flujo máximo de descarga con la siguiente ecuación:

$$Q_m = C_o A P_o \sqrt{\frac{\gamma * g_c * M}{R_g T_o} * \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma + 1}{\gamma - 1}}} \quad [7]$$

En la siguiente tabla, se recogen los valores de las variables, así como las unidades y el resultado final.

Tabla 3. Resultado del caudal de fuga del reactor R-301

Variable	Valor	Unidades
Po	2000000	Pa
γ	1,4	
Pchoked	1056563,58	Pa
Co	1	
gc	1	
M	0,02802	kg/mol
Rg	8,314	J/(mol*k)
To	673	K
d	0,027	m
A	0,00057256	m ²
(Qm)choked	1,75464478	kg/s

4.1 Columna T-101

En el caso de la columna de absorción T-101, se sigue la misma metodología para el cálculo de una fuga de gas.

Mediante la ecuación X se puede comprobar si se cumple la condición de flujo sónico. Teniendo en cuenta que la presión de operación de la columna es de 25 bar y la relación entre C_v/C_p es de 1,4, la presión crítica es de 1.320.704,5, mayor que la presión atmosférica, por lo que se cumple la condición de flujo sónico.

A continuación, se presenta una tabla con los resultados específicos, teniendo en cuenta que se usó la misma ecuación que en el reactor R-301.

Tabla 4. Resultado del caudal de fuga de la columna T-101

Variable	Valor	Unidades
Po	2500000	Pa
γ	1,4	
Pchoked	1320704,469	Pa
Co	1	
gc	1	
M	0,0219	
Rg	8,314	
To	303	K
d	0,027	m
A	0,000572555	m ²
(Qm)choked	2,889837558	kg/s

4.1 Columna T-102

La columna de stripping T-102 se calcula análogamente a los dos equipos previamente explicados.

Sin embargo, en este caso no se cumple la condición de flujo sónico, porque al ser una columna a presión atmosférica, la presión crítica resulta menor.

En este caso, el caudal se debe calcular como:

$$Q_m = C_o * A * P_o \sqrt{\frac{2 * g_c * M}{R_g T_o} * \frac{\gamma}{\gamma - 1} * \left(\left(\frac{P}{P_o} \right)^{\frac{2}{\gamma}} - \left(\frac{P}{P_o} \right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma}} \right)} \quad [8]$$

En la siguiente tabla, se presenta, al igual que en los dos casos anteriores, los valores de las variables, así como el resultado final del caudal de pérdida.

Tabla 5. Resultado del caudal de fuga de la columna T-102

Variable	Valor	Unidades
Po	100000	Pa
Y	1,4	
Pchoked	52828,1788	Pa
Co	1	
gc	1	
M	0,0219	
Rg	8,314	
To	343	K
d	0,027	m
A	0,00057256	m ²
Qm	0,10864448	kg/s

5. Bibliografía

1. Octal. *Estándar De Tuberías*. Disponible en: <https://www.octalacero.com/dimensiones-de-tubos-cedula-40-80>. Consultado en junio 2025

ANEXO III:
VIABILIDAD
ECONÓMICA

ÍNDICE

1.	Introducción.....	1
2.	Inversión inicial	1
3.	Préstamo	2
4.	Costes anuales de explotación	3
5.1	Mano de obra	3
5.2	Materias primas	5
5.3	Servicios auxiliares.....	6
5.4	Mantenimiento de equipos e instalaciones	6
5.5	Seguros	6
5.6	Costes medioambientales	7
6	Costes de gestión	7
6.1	Gastos administrativos.....	7
6.2	Costes comerciales	7
6.3	Costes de investigación	7
7	Ingresos.....	8
8	Flujos de caja	9
9	Payback.....	11
10	VAN.....	11
11	TIR.....	12
12	Índice de rentabilidad	12
13	Análisis de sensibilidad	12
13.1	Caso A y B optimistas.....	13
13.2	Caso A y B pesimistas	13
13.3	Conclusiones.....	14
14	Bibliografía.....	15

1. Introducción

El objetivo final de este análisis es calcular la rentabilidad del proyecto de ampliación y la seguridad a la hora de hacer ese tipo de inversión. Para ello, se debe calcular el desembolso inicial que se debe hacer, en este caso, a la ampliación de una planta FT.

El alcance de este proyecto se resume en la ampliación y la instalación de dos secciones adicionales, sección 100 y sección 300, en una planta de combustibles sostenibles ya instalada. Teniendo en cuenta que la capacidad de la planta no cambia con o sin recirculación, no se producen beneficios económicos derivados de la venta de más producto.

Por lo tanto, los beneficios en este caso serían la reducción de CAPEX (costes de capital) debidos a la reducción de materias primas necesarias por la instalación de la recirculación. También, se evitaría pagar las penalidades por las emisiones de gases como el dióxido de carbono o el metano.

Teniendo en cuenta que el presupuesto calculado en el *Documento V. Presupuesto* es el resultado del cálculo del coste de los equipos de la sección 100 y la 300, se puede calcular el VAN y el TIR a partir de ese presupuesto, reflejando por tanto la rentabilidad de la ampliación propuesta, además de calcular el reembolso del préstamo que se pedirá y los costes anuales de planta, entre los que se encuentran las materias primas y la mano de obra, por ejemplo.

2. Inversión inicial

Para el cálculo de la inversión inicial se deben tener en cuenta más cosas que el presupuesto derivado del coste de los equipos, ya que se deben tener en cuenta aspectos relativos a los costes previos a la puesta en marcha. Esos costes necesarios son:

- **Organización y gestión del proyecto y dirección de obra:** se estima un valor de 2,5% (1) sobre los costes fijos totales calculados en *Documento V. Presupuesto*.
- **Licencias y permisos:** se estima un valor de un 4% (1) sobre los costes fijos totales calculados en *Documento V. Presupuesto*.
- **Pruebas de puesta en marcha:** se estima un valor de 1,5% (1) sobre los costes totales fijos calculados en *Documento V. Presupuesto*.

A continuación, se presenta en la Tabla 1 un resumen de los costes anteriormente estimados:

Tabla 1. Partidas del desembolso total inicial. Elaboración propia

Partida	Importe (€)
Presupuesto	47.681.332 €
Organización y gestión	1.036.551 €
Licencias y permisos	1.658.481 €
Pruebas de puesta en marcha	621.930 €
Desembolso inicial total	50.998.294 €

Ese desembolso inicial tendría que financiarse entre dos contribuciones: aportación de socios e inversores del proyecto y un préstamo bancario.

3. Préstamo

Se ha decidido que se solicitará un préstamo del 90% (45.898.464 €) del desembolso inicial recientemente calculado, por lo que el otro 10% restante sería de aportación monetaria de socios e inversores privados (5.099.829 €).

Se pide una financiación a 20 años con devolución año a año y se considera un tipo de tasa de interés de 7,961% (2). Para calcular la cantidad de dinero que se tiene que devolver en cada año, se aplica el método francés:

- Capital vivo: referencia el dinero que falta por devolver a la entidad financiera.

$$C_x = C_{x-1} - \text{Principal} \quad [1]$$

- Principal: cantidad que se devuelve anualmente relativa al préstamo.

$$\text{Principal} = \text{Anualidad} - \text{Intereses} \quad [2]$$

- Anualidad: cuota anual que se paga anualmente. En este método, es un valor constante a lo largo de los años de devolución del préstamo.

$$\text{Anualidad} = C_o * \frac{i}{1 - (1 + i)^{-n}} \quad [3]$$

Donde C_o hace referencia al desembolso total, i a la tasa de interés y n a los años de vida del préstamo.

- Intereses: cuota pagada anualmente por el uso del préstamo recibido.

$$\text{Intereses} = C_{x-1} * i \quad [4]$$

- Ahorro de impuestos: cálculo de los intereses deducibles. En España, el impuesto de propiedades aplicado para este tipo de proyectos es del 25%.

$$\text{Ahorro impuestos} = \text{Intereses} * 0,25 \quad [5]$$

- Flujo de préstamos: hace referencia al flujo de dinero debido al pago anual de las cuotas del préstamo recibido.

$$\text{Flujo de préstamo} = \text{Ahorro de impuestos} - \text{Anualidad} \quad [6]$$

A continuación, se presenta en la Tabla 2 resumen de los resultados del método.

Tabla 2. Método francés. Elaboración propia

Años	Capital vivo	Intereses	Principal	Anualidad	Ahorro Impuestos	Flujos préstamo
0	45.898.464,82	-	-	-	-	45.898.464,82
1	44.891.140,89	3.653.976,78	1.007.323,92	4.661.300,71	913.494,20	-3.747.806,51
2	43.803.623,91	3.573.783,73	1.087.516,98	4.661.300,71	893.445,93	-3.767.854,78
3	42.629.529,70	3.487.206,50	1.174.094,21	4.661.300,71	871.801,62	-3.789.499,08
4	41.361.965,85	3.393.736,86	1.267.563,85	4.661.300,71	848.434,21	-3.812.866,49
5	39.993.491,24	3.292.826,10	1.368.474,61	4.661.300,71	823.206,53	-3.838.094,18
6	38.516.072,37	3.183.881,84	1.477.418,87	4.661.300,71	795.970,46	-3.865.330,25
7	36.921.036,19	3.066.264,52	1.595.036,19	4.661.300,71	766.566,13	-3.894.734,58
8	35.199.019,17	2.939.283,69	1.722.017,02	4.661.300,71	734.820,92	-3.926.479,79
9	33.339.912,37	2.802.193,92	1.859.106,79	4.661.300,71	700.548,48	-3.960.752,23
10	31.332.802,09	2.654.190,42	2.007.110,28	4.661.300,71	663.547,61	-3.997.753,10
11	29.165.905,76	2.494.404,37	2.166.896,33	4.661.300,71	623.601,09	-4.037.699,62
12	26.826.502,80	2.321.897,76	2.339.402,95	4.661.300,71	580.474,44	-4.080.826,27
13	24.300.859,98	2.135.657,89	2.525.642,82	4.661.300,71	533.914,47	-4.127.386,24
14	21.574.150,74	1.934.591,46	2.726.709,25	4.661.300,71	483.647,87	-4.177.652,84
15	18.630.368,17	1.717.518,14	2.943.782,57	4.661.300,71	429.379,54	-4.231.921,17
16	15.452.231,07	1.483.163,61	3.178.137,10	4.661.300,71	370.790,90	-4.290.509,81
17	12.021.082,48	1.230.152,12	3.431.148,59	4.661.300,71	307.538,03	-4.353.762,68
18	8.316.780,14	956.998,38	3.704.302,33	4.661.300,71	239.249,59	-4.422.051,11
19	4.317.578,30	662.098,87	3.999.201,84	4.661.300,71	165.524,72	-4.495.775,99
20	0,00	343.722,41	4.317.578,30	4.661.300,71	85.930,60	-4.575.370,11

4. Costes anuales de explotación

En los siguientes apartados, se calcularán los costes anuales debidos al resto de contribuciones relativas a la operación de la planta, como el coste de materias primas, mano de obra, servicios auxiliares y demás.

5.1 Mano de obra

Es fundamental la mano de obra para el correcto funcionamiento de cualquier industria. Para ello, es necesario hacer una estimación de la mano de obra que será necesaria. En este caso, ya se contaría con mano de obra disponible en la planta FT, pero sería necesario estimar la mano de obra que sería necesario contratar a mayores debido a la ampliación de la planta.

La cantidad de operarios que son necesarios dependen de los equipos de proceso, así como del flujo que traten, si es un flujo gaseoso o líquido o si tratan compuestos sólidos. Si tratan compuestos sólidos, la cantidad de operarios necesarios por turno aumenta significativamente. Para el cálculo, se utiliza la siguiente ecuación:

$$N_{OL} = (6,29 + 31,7 * P^2 + 0,23 * N_{np})^{0,5} \quad [7]$$

Siendo:

- N_{OL} : número de operarios necesarios por turno.
- P : número de equipos de proceso que tratan compuestos sólidos.
- N_{np} : número de equipos que no tratan sólidos.

La lista de equipos que no tratan sólidos se recoge en la siguiente Tabla 3:

Tabla 3. Tabla resumen de los equipos que no tratan sólidos

Equipo de proceso
T-101
V-101
V-102
E-101
E-102
T-102
P-101
E-301
T-301
E-302
H-301
R-301
E-303
C-301

El resultado final es de 3,08 que, redondeando al número inmediatamente superior, el resultado de operarios a mayores que se necesitarían por la instalación de las nuevas secciones propuestas en este proyecto es de 4 operarios/turno.

Teniendo en cuenta que los turnos son de 8 horas, se necesitan un mínimo de 3 turnos por día para asegurar la operación continua de la planta. Multiplicando los operarios por turno y los turnos por día, resultan 12 operarios al día necesarios.

Para poder conocer la cantidad total de horas que se trabajan anualmente, es necesario multiplicar los operarios por día, por los 365 días (330 días de operación continua de producción de SAF y 35 días restantes para mantenimiento) del año por las horas de trabajo máximas de un operario al día (8 horas), resultando un valor de 35.040 horas anuales de trabajo.

Con esas horas anuales, y teniendo en cuenta que un trabajador puede trabajar un máximo de 40 horas semanales durante 49 semanas al año, se necesitarían un total de **18 operarios**.

Para calcular los sueldos correspondientes para esos 18 operarios, se recurre al *Convenio Colectivo de Empresas de Ingeniería* (3), que estipula lo siguiente:

Tabla 4. Tabla resumen de los sueldos a operarios

Nivel salarial	Mes x 14	Total anual
1	1.869,33 €	28.664,12 €
2	1.409,34 €	22.224,26 €
3	1.358,99 €	21.519,36 €
4	1.245,94 €	19.936,66 €
5	1.113,26 €	18.079,14 €
6	959,14 €	15.921,46 €
7	926,96 €	15.470,94 €
8	926,21 €	15.460,44 €

Se considera que, de los 4 operarios por turno necesarios, uno de ellos será ingeniero superior (correspondiente al nivel 1), otro será ingeniero técnico (correspondiente al nivel 2) y, los otros dos restantes, serán operarios correspondientes al nivel 3. Por lo tanto, según la Tabla 4, la media anual de salario de un operario es de 23.481,78 € que, multiplicado por los 18 operarios necesarios, sale un total de 422.671,95 €.

Considerando el porcentaje que se debe abonar por la Seguridad Social, 28,3% (4), el valor total relativo a la mano de obra directa es de **542.288,11 €**.

Por otro lado, se aplica un porcentaje 22,5% para el cálculo de mano de obra indirecta (personal de limpieza, personales de seguridad, porteros, etc.), resultando un valor de **122.014,83 €**.

Es decir, que el valor total anual por el gasto de mano de obra es de **664.302,94 €**.

5.2 Materias primas

Para el correcto funcionamiento del proceso es necesario poder asegurar un flujo constante de materias primas, que será necesario importar desde otra planta o de un proveedor externo.

En la siguiente tabla, se evidencia el gasto por materia prima, así como el gasto total:

Tabla 5. Costes unitarios y totales. Elaboración propia

Materia prima	Coste unitario	Cantidad anual	Coste anual (€)
Gas de síntesis	55 €/ MWh (5)	143.328.134 kg	259.128,11
Biometano	0,12 €/kWh (6)	10.532.410 kg	19.237.280
Vapor de agua	71 €/t (5, 5, 7)(7)	16.417 t	1.165.361
Total			20.661.769

El coste anual total derivado de la compra de materias primas se corresponde con **20.661.769 €**.

El nitrógeno, de entrada en la columna T-102 y en el reactor R-301, y el oxígeno, de entrada en el reactor R-301, no se tuvieron en cuenta en este análisis preliminar debido a que no se dispone de acceso a precios de cantidades industriales, y comprar bombonas de gas dispara el precio a valores anormales.

5.3 Servicios auxiliares

Además de las materias primas, también se deben comprar los servicios auxiliares necesarios para el correcto funcionamiento de los intercambiadores de calor, así como también hay que considerar el precio medio de la electricidad.

En la siguiente tabla, se resumen los costes totales derivado del uso de auxiliares, así como su coste anual total:

Tabla 6. Costes unitarios y totales de servicios auxiliares. Elaboración propia

	cantidad	precio	importe €/año	importe total servicios auxiliares
agua refrigeración vapor baja presión gas natural	2.487.437 t/año	0,0015 €/t	3.624	19.689.771 €
	101.540 t/año	89 €/t	9.057.129	
	75.377.240 MJ/año	35,42 €/MWh	6.496.664	

Por otro lado, es importante conocer el valor de la electricidad, ya que de ella depende, por ejemplo, el precio por tonelada de los vapores de ala y baja presión, así como la electricidad necesaria para los equipos eléctricos, como los transformadores, los cuadros de luces, os equipos eléctricos como los motores de las bombas, etc. Ese coste se estimó como un 20% del coste de materias primas total, por lo tanto, 4.132.354€, valor sumado ya en el importe total de los servicios auxiliares presente en la tabla.

5.4 Mantenimiento de equipos e instalaciones

Esta partida de costes se estimó entre el 3 y el 5% del precio de ISBL calculado en el *Documento V. Presupuesto*, de 47.681.332 €.

Por lo tanto, se aplica el porcentaje medio, 4%, a esa cantidad (1), resultando en **1.800.699 €**, y estás destinado al mantenimiento de equipos de proceso, debido a las condiciones de operación de cada uno de ellos, y al mantenimiento de las instalaciones de la planta.

5.5 Seguros

Esta partida de gastos nace de la necesidad de solicitar seguros sobre almacenes e instalaciones. En ese apartado, también entran las posibles partidas por publicidad.

Representa un 1,5% (1) del inmovilizado total, es decir, del ISBL calculado en el presupuesto de equipos, resultando un valor final de **337.631 €**.

5.6 Costes medioambientales

Esta partida de costes representa los costes asociados al tratamiento medioambiental de corrientes, a las posibles penalizaciones por contaminación, etc.

Se puede representar como el 1% de la suma de ISBL y el OSBL (1), resultando un valor final **292.614 €**.

Todas esas partidas anteriores representan los costes de explotación anuales. En la siguiente tabla resumen, se muestran todas esas partidas, así como el coste total de explotación.

Tabla 7. Costes de explotación. Elaboración propia

COSTES DE EXPLOTACIÓN	43.446.788 €
Materias primas	20.661.769 €
Servicios auxiliares	19.689.771 €
Mano de obra directa	542.288 €
Mano de obra indirecta	122.015 €
Mantenimiento	1.800.699 €
Seguros	337.631 €
Medioambientales	292.613 €

6 Costes de gestión

Por otro lado, a los costes de explotación hay que sumar los costes de gestión, diferenciados en 3.

6.1 Gastos administrativos

Estos gastos son los que incluyen los gastos de oficina y demás, como los sueldos de los administrativos, que no están recogidos en el apartado de mano de obra, o, también, los gastos administrativos debidos a la solicitud de permisos o subvenciones.

Esta partida representa entre un 20 y un 30% de los costes totales de operación, es decir, los costes de explotación totales previamente calculados (8). Resulta un valor de **10.861.697 €**.

6.2 Costes comerciales

Se refieren a los gastos debidos a la venta del producto, ya que para venderlo es necesario el transporte y el almacenamiento temporal.

Esta partida representa entre un 2 y un 20% (8) de los costes totales de explotación. Cogiendo el porcentaje medio, 11%, resulta en un valor final de **4.779.147 €**.

6.3 Costes de investigación

Las empresas suelen contar con un departamento de I+D, en los que desarrollan investigaciones propias que hay que tener en cuenta. Para una estimación inicial, se puede

considerar que este coste representa entre un 2 y un 5% de los costes de explotación totales (8).

Por lo tanto, considerando el porcentaje medio, 3,5%, resulta un valor final de **1.520.638 €**.

Por lo tanto, a modo de resumen se presenta la siguiente tabla, con todos los valores de los costes de gestión, más el total calculado.

Tabla 8. Costes de gestión totales. Elaboración propia

COSTES DE GESTIÓN	17.161.481 €
Costes administrativos	10.861.6976 €
Costes comerciales	4.779.147 €
Costes de investigación	1.520.638 €

Finalmente, para calcular correctamente el coste total anual, es necesario tener en cuenta la amortización de los activos, ya que se devalúan con el tiempo.

Esta amortización de puede calcular de la siguiente manera:

$$\text{Amortización} = \frac{\text{coste inmovilizado} - \text{coste parcela}}{\text{años de vida de la planta}} \quad [8]$$

Siendo:

- Coste inmovilizado: costes fijos totales calculados en el *Documento V. Presupuesto*. (41.462.028 €)
- Parcela: coste estimado de la parcela seleccionada para el emplazamiento. Es importante notar que se resta de la contribución de la amortización, porque se considera que las parcelas de terreno no se devalúan con el tiempo. (496.119,54 €).
- 20 años de vida del proyecto.

Es importante, también, saber que el precio de la parcela es un estimado de valor de referencia proporcionado por el catastro de una parcela de similar superficie, ya que no fue posible obtener el valor de referencia de la parcela concreta.

Teniendo en cuenta todos los aspectos anteriores, el valor de la amortización es igual a **2.048.295 €**, partida de costes que hay que sumar a los costes de explotación y a los costes generales.

Por lo tanto, sumando esas tres grandes partidas de costes, el coste anual total para el funcionamiento correcto y seguro de la planta es de 62.656.564 €.

7 Ingresos

Una vez se tiene la totalidad de los costes anuales, para saber si la planta es o no es rentable, hay que calcular los ingresos para saber si son iguales o mayores, y si se puede o no recuperar la inversión inicial.

Para ello, se calcula el ingreso anual derivado de la venta del producto de la planta. Aunque se vende crudo sintético en su totalidad, se va a estimar el precio por el combustible sostenible de aviación, SAF. El precio por kilogramo de compuesto está disponible en el *Documento I. Memoria*.

En la siguiente tabla se presenta el valor del producto anual.

Tabla 9. Coste anual total de producto. Elaboración propia

Producto	Precio (€/kg)	Cantidad anual (kg/año)	Total anual
SAF	2,8	20.000.000,00	56.000.000,00 €

8 Flujos de caja

En este apartado se calcularán los distintos flujos de caja en relación con los años de actividad de las secciones. Para los flujos de caja es necesario el cálculo de diferentes variables, como son las siguiente:

1. Flujos de préstamo: calculados en el apartado *Método Francés* del presente documento.
2. Costes: los costes se calculan como la diferencia entre los costes anuales totales menos los flujos de préstamo de cada año de operación de la planta.
3. Ingresos: los ingresos son los estimados con el precio del SAF más el 2,2% debido a la inflación anual.
4. Beneficios antes de impuestos: calculados con la siguiente ecuación.

$$\text{Beneficios antes de impuestos} = \text{ingresos} - \text{gastos totales}$$

5. Impuestos: calculados con la siguiente ecuación, teniendo en cuenta el impuesto sobre sociedades, 25% (9).

$$\text{Impuestos} = \text{beneficios antes de impuestos} * T \quad [9]$$

6. Beneficios: diferencia entre beneficios antes de impuestos y los impuestos.

$$\text{Beneficios} = \text{beneficios antes de impuestos} - \text{impuestos} \quad [10]$$

7. Amortización: calculada en los gastos anuales de explotación. Es un valor constante durante todos los años de operación.
8. Flujos de caja anuales: calculados con la siguiente ecuación.

$$\text{Flujos de caja anuales} = \text{beneficios} + \text{amortización} \quad [11]$$

9. Flujos de caja acumulados: calculados como la suma del flujo de caja correspondiente de ese año más todos los anteriores.

En el año 0, el flujo de caja es igual a la inversión inicial.

En la siguiente tabla se muestran todos los flujos de caja correspondientes en cada año de la operación de la planta.

Tabla 10. Flujos de caja

Años	Flujos de préstamo	Costes	Ingresos	Beneficios antes de impuestos	Impuestos	Beneficios	Amortización	Flujos de caja	Flujos de caja acumulados
0	45.898.464,82 €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- 47.681.332,01 €	- 47.681.332,01 €
1	- 3.747.806,51 €	56.860.462,37 €	56.000.000,00 €	- 860.462,37 €	- 215.115,59 €	- 645.346,78 €	2.048.295,41 €	1.402.948,64 €	- 46.278.383,38 €
2	- 3.767.854,78 €	56.840.414,10 €	57.232.000,00 €	391.585,90 €	97.896,47 €	293.689,42 €	2.048.295,41 €	2.341.984,84 €	- 43.936.398,54 €
3	- 3.789.499,08 €	56.818.769,80 €	58.491.104,00 €	1.672.334,20 €	418.083,55 €	1.254.250,65 €	2.048.295,41 €	3.302.546,07 €	- 40.633.852,47 €
4	- 3.812.866,49 €	56.795.402,39 €	59.777.908,29 €	2.982.505,90 €	745.626,48 €	2.236.879,43 €	2.048.295,41 €	4.285.174,84 €	- 36.348.677,63 €
5	- 3.838.094,18 €	56.770.174,70 €	61.093.022,27 €	4.322.847,57 €	1.080.711,89 €	3.242.135,68 €	2.048.295,41 €	5.290.431,09 €	- 31.058.246,54 €
6	- 3.865.330,25 €	56.742.938,63 €	62.437.068,76 €	5.694.130,13 €	1.423.532,53 €	4.270.597,60 €	2.048.295,41 €	6.318.893,01 €	- 24.739.353,53 €
7	- 3.894.734,58 €	56.713.534,30 €	63.810.684,27 €	7.097.149,97 €	1.774.287,49 €	5.322.862,48 €	2.048.295,41 €	7.371.157,89 €	- 17.368.195,64 €
8	- 3.926.479,79 €	56.681.789,10 €	65.214.519,33 €	8.532.730,23 €	2.133.182,56 €	6.399.547,67 €	2.048.295,41 €	8.447.843,09 €	- 8.920.352,55 €
9	- 3.960.752,23 €	56.647.516,65 €	66.649.238,75 €	10.001.722,10 €	2.500.430,53 €	7.501.291,58 €	2.048.295,41 €	9.549.586,99 €	629.234,44 €
10	- 3.997.753,10 €	56.610.515,78 €	68.115.522,00 €	11.505.006,23 €	2.876.251,56 €	8.628.754,67 €	2.048.295,41 €	10.677.050,08 €	11.306.284,53 €
11	- 4.037.699,62 €	56.570.569,27 €	69.614.063,49 €	13.043.494,22 €	3.260.873,56 €	9.782.620,67 €	2.048.295,41 €	11.830.916,08 €	23.137.200,61 €
12	- 4.080.826,27 €	56.527.442,61 €	71.145.572,89 €	14.618.130,27 €	3.654.532,57 €	10.963.597,71 €	2.048.295,41 €	13.011.893,12 €	36.149.093,73 €
13	- 4.127.386,24 €	56.480.882,64 €	72.710.775,49 €	16.229.892,84 €	4.057.473,21 €	12.172.419,63 €	2.048.295,41 €	14.220.715,05 €	50.369.808,78 €
14	- 4.177.652,84 €	56.430.616,04 €	74.310.412,55 €	17.879.796,51 €	4.469.949,13 €	13.409.847,38 €	2.048.295,41 €	15.458.142,80 €	65.827.951,57 €
15	- 4.231.921,17 €	56.376.347,71 €	75.945.241,63 €	19.568.893,92 €	4.892.223,48 €	14.676.670,44 €	2.048.295,41 €	16.724.965,85 €	82.552.917,43 €
16	- 4.290.509,81 €	56.317.759,08 €	77.616.036,94 €	21.298.277,87 €	5.324.569,47 €	15.973.708,40 €	2.048.295,41 €	18.022.003,81 €	100.574.921,24 €
17	- 4.353.762,68 €	56.254.506,20 €	79.323.589,75 €	23.069.083,55 €	5.767.270,89 €	17.301.812,66 €	2.048.295,41 €	19.350.108,08 €	119.925.029,32 €
18	- 4.422.051,11 €	56.186.217,77 €	81.068.708,73 €	24.882.490,96 €	6.220.622,74 €	18.661.868,22 €	2.048.295,41 €	20.710.163,64 €	140.635.192,96 €
19	- 4.495.775,99 €	56.112.492,89 €	82.852.220,32 €	26.739.727,43 €	6.684.931,86 €	20.054.795,57 €	2.048.295,41 €	22.103.090,99 €	162.738.283,95 €
20	- 4.575.370,11 €	56.032.898,78 €	84.674.969,17 €	28.642.070,39 €	7.160.517,60 €	21.481.552,79 €	2.048.295,41 €	23.529.848,21 €	186.268.132,16 €

9 Payback

Con la tabla previa de flujos de caja, es posible hacer una gráfica que represente los años que se tardan en recuperar la inversión, que en la tabla viene reflejado como el año en que el flujo de caja acumulado pasa de un valor negativo a un valor positivo.

Como se puede comprobar, en este caso será posible recuperar la inversión inicial al 9º año, por lo que en el año 10 ya se estarían generando beneficios.

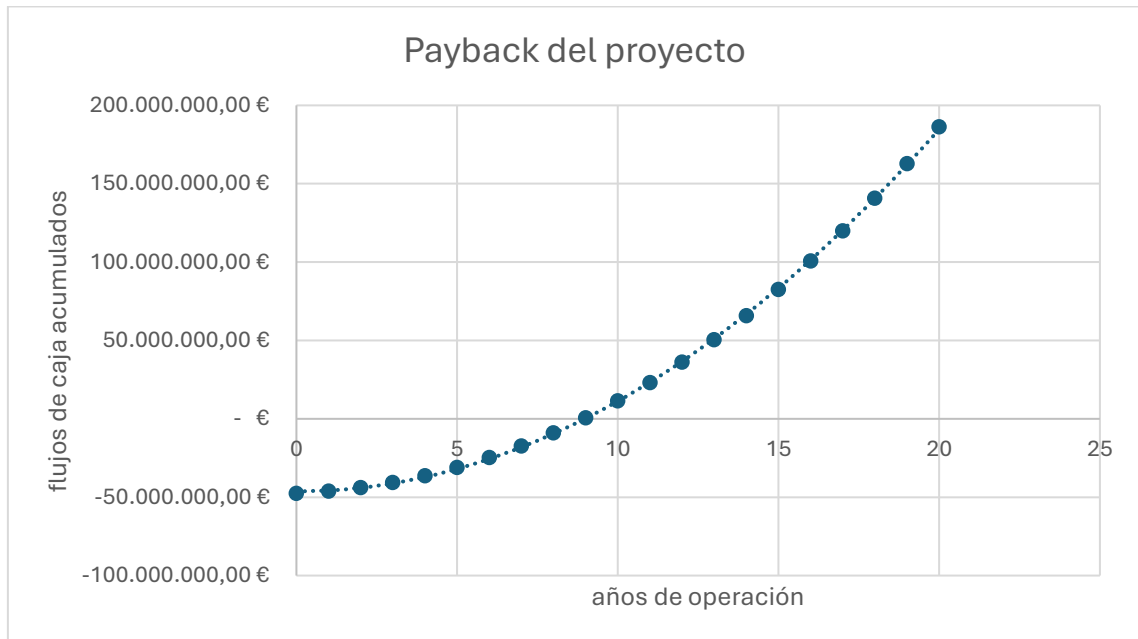


Figura 1. Payback del proyecto. Elaboración propia

10 VAN

Uno de los criterios principales para determinar si un proyecto es o no rentable es el cálculo del VAN, Valor Actual Neto. El objetivo final del VAN es calcular el valor presente de todos los ingresos y gastos futuros de un proyecto, descontándolos de una tasa de interés, que, en este caso, es de 7,961%. (10)

La interpretación de este valor es la indicación de cuánto valor genera, en el caso de ser rentable, o pierde, en el caso de no ser rentable, ese proyecto. El VAN es posible calcularlo mediante la siguiente ecuación.

$$VAN = \sum_{j=1}^n \frac{R_j}{(1+i)^j} - K \quad [12]$$

Siendo:

- R_j : flujos de caja generados en el año j .
- j : cada uno de los años de operación de la planta.
- i : tasa de interés del proyecto, en este caso, 7,691%.

- K: inversión inicial.

Sabiendo la tasa de interés, el valor de la inversión inicial, y los flujos de caja calculados en apartados previos, el valor resultante de **VAN es de 39.788.513 €**. Como el valor del VAN es mayor que 0, se puede determinar que el proyecto es rentable.

11 TIR

El TIR, tasa interna de retorno, es otro de los principales cálculos para la determinación de la rentabilidad de un proyecto. Es un valor que indica lo mismo que el VAN, pero en forma de porcentaje. Estima el porcentaje de ingresos o pérdidas que tiene un proyecto. (10)

Se utiliza para su cálculo la misma ecuación que el VAN, pero igualándola a 0 y calculando en su lugar la variable *i*.

$$0 = \sum_{j=1}^n \frac{R_j}{(1 + TIR)^j} - K \quad [13]$$

En este caso, conociendo todos los valores de las variables, resulta un valor del **TIR de 14%**. Como el valor del TIR es mayor que la tasa de descuento aplicada (el valor de la tasa de interés, 7,691%), se determina el proyecto como una inversión aceptable.

12 Índice de rentabilidad

La última de las variables que se calculan para conocer la rentabilidad de un proyecto es el índice de rentabilidad, que mide el valor actualizado de los cobros generados por cada unidad monetaria invertida en el proyecto. Es decir, que se calcula con la siguiente ecuación.

$$IR = \frac{VAN}{Inversión\ inicial} \quad [14]$$

Por lo tanto, para este caso base, el valor del **índice de rentabilidad es igual a 0,83**, evidenciando que puede llegar a ser un proyecto rentable.

13 Análisis de sensibilidad

Se presentan dos casos para un análisis de sensibilidad y, por tanto, para un mejor análisis de la rentabilidad de la planta según las variables que más afecten a los valores de los apartados anteriores.

Se ha considerado que las variables que más afectan en los costes son los costes de materias primas. Al mismo tiempo, los ingresos que más afectan a los valores previos, se ha considerado que se corresponde con el precio al que se venda el producto principal.

Los casos que se presentan se corresponden con el aumento o la disminución del 10% del valor de la variable en el caso base. Por lo tanto, se presentan dos casos, dispuestos en la siguiente tabla.

Tabla 11. Casos de análisis

Variable	Caso A		Caso B	
	Optimista	Pesimista	Optimista	Pesimista
Coste materia prima	-10%	+10%		
Precio SAF			+10%	-10%

13.1 Caso A y B optimistas

En el caso A, se analizó lo que supondría una variación del 10% al coste de materias primas, tanto una variación de reducción del coste como de aumento del mismo.

Uno de los casos optimistas sería la reducción de un 10% del coste de MP. En la siguiente tabla, se presentan los datos de costes unitarios de materia prima actualizados.

Tabla 12. Caso A optimista. Elaboración propia

Materia prima	Coste unitario	Coste total anual
Gas de síntesis	49,5 €/kWh	233.215 €
Biometano	0,108 €/kWh	17.312.976 €
Vapor de agua	63,89 €/t	1.048.825 €

Con estos valores, y repitiendo todos los procesos de cálculo de los apartados anteriores, desde el método francés hasta el índice de rentabilidad, resulta un valor de VAN de 140.352.320 €, un valor de TIR de 28% y, por último, un valor de IR de 2,94. A su vez, se recuperaría la inversión inicial en un plazo de 5 años.

Por otro lado, el otro caso optimista, caso B, sería el aumento del precio de venta del producto en un 10%. En la siguiente tabla, se presenta el precio unitario, así como los ingresos anuales resultantes.

Tabla 13. Caso B optimista. Elaboración propia

Producto	Precio unitario	Ingresos anuales
SAF	3,08 €/kg	61.600.000 €

Con esos resultados, y repitiendo todos los procesos de cálculo de apartados anteriores, el valor del VAN es de 88.354.225 €, el del TIR 22% es del y el del IR es de 1,85. A su vez, se recuperaría la inversión inicial del proyecto en un plazo de 6 años.

13.2 Caso A y B pesimistas

Por otro lado, también se debe analizar cual de las variables presentadas a análisis es la que más variación presenta en las variables de rentabilidad en caso de que la variación de costes o ingresos sea negativa.

En la siguiente tabla, se presentan los valores de las materias primas en caso del aumento de un 10% en su gasto.

Tabla 14. Caso A pesimista

Materia prima	Coste unitario	Coste total anual
Gas de síntesis	60,5 €/kWh	285.041 €
Biometano	0,132 €/kWh	21.160.304 €
Vapor de agua	78,08 €/t	1.281.897 €

Cos estos resultados y, repitiendo todos los cálculos de apartados anteriores, el valor del VAN es de 14.254.018 €, el del TIR es del 10 %, y el del IR es de 0,3. A su vez, se recuperaría la inversión en un plazo de 12 años.

También, en la siguiente tabla se presentan los valores que resultan de una disminución del 10% en el precio de los productos de venta.

Tabla 15. Caso B pesimista

Producto	Precio unitario	Ingresos anuales
SAF	2,52 €/kg	50.400.000 €

Con estos resultados, el valor del VAN es de -8.761.375 €, el del TIR es del 7% y el del IR es de -0,18. A su vez, se recuperaría la inversión en un plazo de 15 años.

13.3 Conclusiones

Se concluye que el proyecto base es rentable. Sin embargo, al realizar el análisis de sensibilidad, se puede comprobar que, para la misma variación, el precio de venta del producto es la variable que más afecta a la rentabilidad.

Todos los casos son rentables, menos el último, que representa una disminución del 10% en el precio de venta del producto (Van negativo, TIR menor que tasa de interés e índice de rentabilidad menor de 0).

El caso más rentable presente se corresponde con la reducción en un 10% del precio de compra de las materias primas.

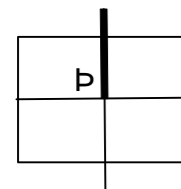
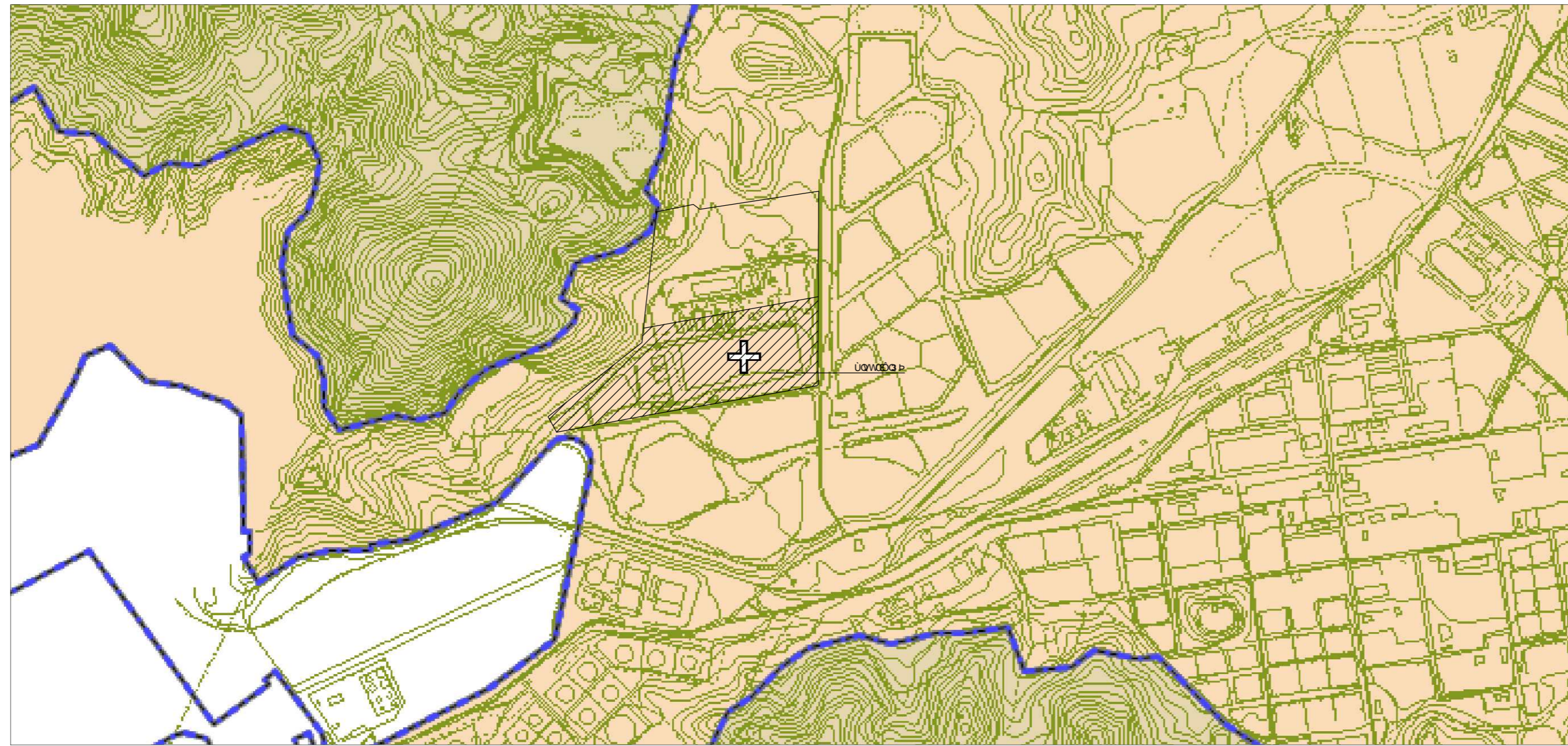
14 Bibliografía

1. RAY SINNOTT, &. and Gavin Towler. *Chemical Engineering Design* 6th ed. Elsevier, 2020 *Chapter 6 - Costing and Project Evaluation*, pp. 275–369 ISBN 978-0-08-102599-4. DOI <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-102599-4.00013-8>.
2. C.Y.E. MINISTERIO DE ECONOMÍA. *ICO Empresas Y Emprendedores*. s.f. Disponible en: <https://www.ico.es/web/guest/ico-empresas-y-emprendedores/tipos-interes-tae> Consultado: junio 2025.
3. Ministerio de Trabajo y Economía Social. *Resolución De 12 De Marzo De 2024, De La Dirección General De Trabajo, Por La Que Se Registran Y Publican Las Tablas Salariales Para 2024 Del XX Convenio Colectivo Nacional De Empresas De Ingeniería, Oficinas De Estudios Técnicos, Inspección, Supervisión Y Control Técnico Y De Calidad.* , 2024 Available from: <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2024-5873>.
4. Ministerio de Inclusión, Seguridad Social y Migraciones. *Bases Y Tipos De Cotización.* , 2025 Available from: <https://www.seg-social.es/wps/portal/wss/internet/Trabajadores/CotizacionRecaudacionTrabajadores/36537>.
5. AVEBIOM. *Cómo Hacer Realidad Un Proyecto De Gasificación De Biomasa Sólida En España.* -09-30, 2022. Disponible en: <https://www.avebiom.org/biomasanews/avebiom/como-hacer-realidad-un-proyecto-de-gasificacion-de-biomasa-solida-en-espana> Consultado en: junio 2025
6. MAGNUS COMMODITIES. *¿Cómo Evoluciona El Precio Del Biometano?* , 2024. Disponible en. <https://magnuscmd.com/es/como-evolucion-a-el-precio-del-biometano/> . Consultado en junio 2025
7. TLV. *Calculadora: Coste Por Unidad Del Vapor.* s.f. <https://toolbox.tlv.com/global/ES/calculator/steam-unit-cost.html?advanced=off> . Consultado en junio 2025
8. Max S. Peters. *Plant Desing and Economicals for Chemical Engineers*. McGraw Hill, Inc., 2003 ISBN 0-07-0496137-1.
9. AGENCIA TRIBUTARIA. *Tipo Impositivo.* s.f. Disponible en: https://sede.agenciatributaria.gob.es/Sede/impuesto-sobre-sociedades/que-base-imponible-se-determina-sociedades/tipo-impositivo.html?utm_source. Consultado en junio 2025
10. Economía e hipotecas. *¿Que Son La TIR Y El VAN?* , 2024. Disponible en <https://uci.es/es/blog/van-y-tir/> . Consultado en junio 2025

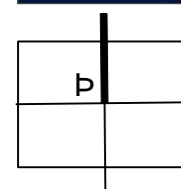
DOCUMENTO II: PLANOS

ÍNDICE



- 1. Plano de situación**
- 2. Plano de implantación**
- 3. Plano batería de proceso**
- 4. Diagrama de flujo**
- 5. Diagrama de instrumentación y conducciones**
- 6. Columna T-101**
- 7. Reactor R-301**



ΥΣΧΕΥΑ ΔΟΔΥΣΧΕΥΑ ΔΟΡΟΥΣΕΣ ΔΟΔΥ ΔΟΡΟΥΣΕΣ ΔΑΝΥ ΟΥΣΕΣ ΔΟΔΥΣΕΣ

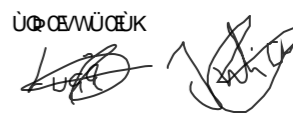


ΔΟΥΛΕΥΣΕ


 ΠΡΟΤΥΠΟ ΚΑΘΟΔΟΣΙΑΣ ΚΑΙ ΚΑΤΑΣΤΑΣΗΣ ΤΩΝ ΥΠΟΚΑΤΑΣΤΑΣΕΩΝ ΣΤΗΝ ΟΡΟΦΗ ΤΟΥ ΠΡΟΤΥΠΟΥ ΤΟΥ ΕΡΓΟΥ
 ΟΥΣΕΣ ΔΟΔΥΣΕΣ ΔΟΡΟΥΣΕΣ ΔΑΝΥ ΟΥΣΕΣ ΔΟΔΥΣΕΣ
 

ΥΠΟΘΕΣΗ: ΥΔΡΟΔΟΜΗΣΧΕΥΑ ΔΟΡΟΥΣΕΣ ΔΑΝΥ ΟΥΣΕΣ ΔΟΔΥΣΕΣ
 ΥΣΧΕΥΑ ΤΩΝ ΔΟΥΛΕΥΣΕΩΝ

ΔΟΥΛΕΥΣΗ
 ΚΑΤΑΣΤΑΣΗ ΤΩΝ ΥΠΟΚΑΤΑΣΤΑΣΕΩΝ
 ΣΤΟ ΚΑΤΑΣΤΑΣΙΑΚΟ ΠΛΑΝΟ

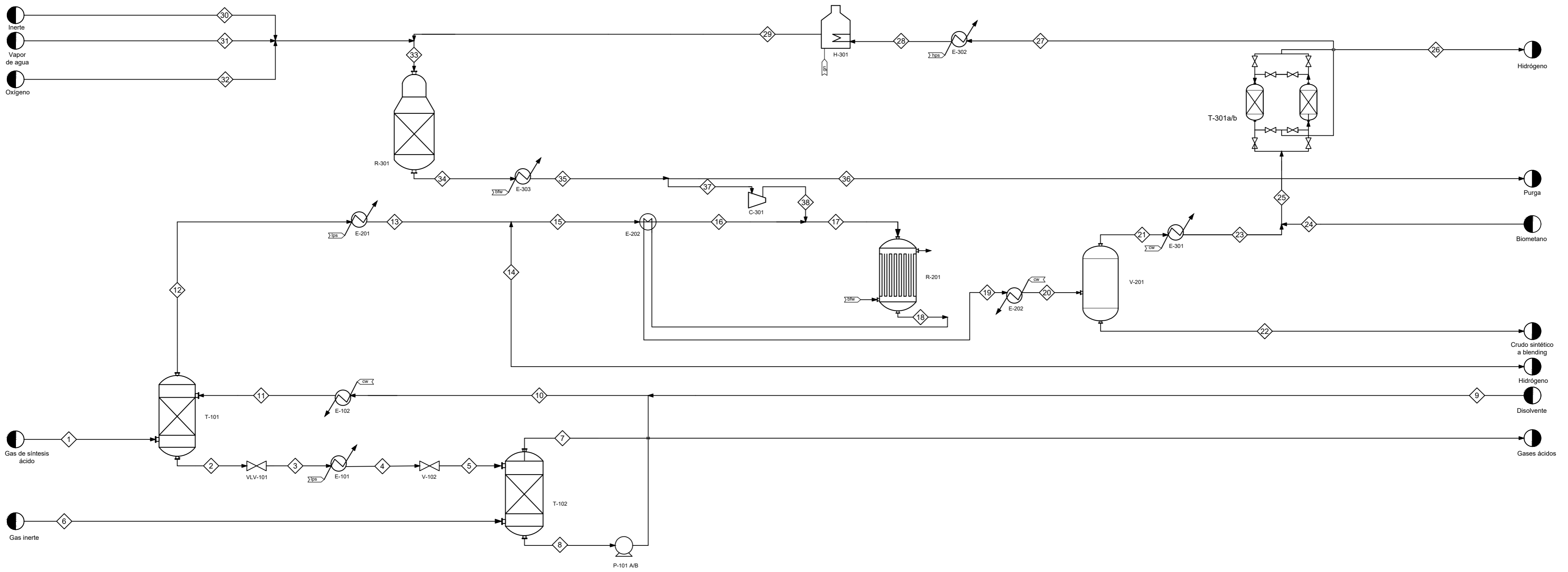
ΥΠΟΚΑΤΑΣΤΑΣΙΑΚΟ


ΚΑΤΑΣΤΑΣΙΑΚΟ
 ΠΛΑΝΟ

ΥΣΧΕΥΑ ΔΟΔΥΣΧΕΥΑ ΔΟΡΟΥΣΕΣ ΔΑΝΥ ΟΥΣΕΣ ΔΟΔΥΣΕΣ



T-101 VLV-101 E-101 VLV-102 T-102 P-101 A/B E-102 E-201 E-202 R-201 E-203 V-201 E-301 T-301 E-302 H-301 R-301 E-303 C-301
 Columna absorción Válvula Intercambiador de calor Válvula Columna stripping Bomba impulsión Intercambiador de calor Intercambiador de calor Intercambiador de calor Reactor Intercambiador de calor Tanque flash Intercambiador de calor Torre adsorción PSA Intercambiador de calor Horno Reactor Intercambiador de calor Compresor



	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Temperatura (°C)	30	30	30	70	70	70	70	70	70	70	30	30	70	70	70	180	216	216	133
Presión (bar)	25	25	10	10	1	1	1	1	25	25	25	25	25	15	23	23	23	22	22
Fracción vapor	1	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	0,89
Flujo molar(kmol/h)	748,16	1029,65	1029,65	1029,65	1029,65	248,87	345,35	933,17	0,04	933,21	933,21	651,72	651,72	1067,20	1718,92	2398,45	1848,63	1848,63	1848,63
Flujo másico(kg/h)	16361,66	241079,09	241079,09	241079,09	241079,09	6971,69	11211,46	236839,32	9,38	236848,70	236848,70	12131,27	12131,27	2151,47	14282,74	14282,74	27499,46	27499,46	27499,46
H ₂	481,88	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	481,88	481,88	2151,47	2633,35	2633,35	3081,12	1808,62	1808,62
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	967,05	5919,62	5919,62
CO	10042,37	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	10042,37	10042,37	0,00	10042,37	10042,37	18644,21	10944,15	10944,15
CO ₂	4930,83	4191,21	4191,21	4191,21	4191,21	0,00	4191,21	0,00	0,00	0,00	0,00	739,62	739,62	0,00	739,62	739,62	2630,56	2630,56	2630,56
CH ₄	239,65	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	239,65	239,65	0,00	239,65	239,65	500,00	1364,39	1364,39
C ₂ H ₆	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	630,35	630,35
C ₁₃ H ₂₈	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2525,25	2525,25
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	627,75	0,00	0,00	0,00	0,00	6971,69	6971,69	0,00	0,00	0,00	0,00	627,75	627,75	0,00	627,75	627,75	1676,52	1676,52	1676,52
H ₂ S	37,44	37,44	37,44	37,44	37,44	0,00	37,44	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NH ₃	1,74	1,74	1,74	1,74	1,74	0,00	1,74	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DEPG	0,00	236848,70	236848,70	236848,70	236848,70	0,00	9,38	236839,32	9,38	236848,70	236848,70	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38
Temperatura (°C)	40	40	40	60	60	60	60	230	500	500	500	500	500	500	270	270	270	290	290
Presión (bar)	22	22	22	22	22	22	21	21	20	20	20	20	20	20	20	20	20	23	23
Fracción vapor	0,65	1	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Flujo molar(kmol/h)	1848,63	1492,54	356,09	1492,54	74,95	1567,49	807,42	760,07	760,07	760,07	2,55	104,03	65,11	931,77	1132,56	1132,56	453,02	679,53	679,53
Flujo másico(kg/h)	27499,46	18424,24	9075,22	18424,24	1202,33	19626,57	1627,76	17998,82	17998,82	17998,82	71,43	1874,12	2083,49	22027,86	22027,86	22027,86	8811,15	13216,72	13216,72
H ₂	1808,62	1808,62	0,00	1808,62	0,00	1808,62	1627,76	180,86	180,86	180,86	0,00	0,00	0,00	180,86	746,29	746,29	298,51	447,77	447,77
H ₂ O	5919,62	0,00	5919,62	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1874,12	0,00	1874,12	1611,75	1611,75	644,70	967,05	967,05
CO	10944,15	10944,15	0,00	10944,15	0,00	10944,15	0,00	10944,15	10944,15	10944,15	0,00	0,00	0,00	10944,15	14336,41	14336,41	5734,56	8601,85	8601,85
CO ₂	2630,56	2630,56	0,00	2630,56	0,00	2630,56	0,00	2630,56	2630,56	2630,56	0,00	0,00	0,00	2630,56	3151,56	3151,56	1260,62	1890,94	1890,94
CH ₄	1364,39	1364,39	0,00	1364,39	1202,33	2566,72	0,00	2566,72	2566,72	2566,72	0,00	0,00	0,00	433,91	433,91	173,56	260,34	260,34	260,34
C ₂ H ₆	630,35	0,00	630,35	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₁₃ H ₂₈	2525,25	0,00	2525,25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	1676,52	1676,52	0,00	1676,52	0,00	1676,52	0,00	1676,52	1676,52	1676,52	71,43	0,00	0,00	1747,95	1747,95	1747,95	699,18	1048,77	1048,77
H ₂ S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NH ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DEPG	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

UTILIDADES	
cw	Agua refrigeración
lps	Vapor media presión
bfw	Agua para caldera
gn	Gas natural



UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA - ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXEÑERÍA

GRAO EN ENXEÑERÍA QUÍMICA - TRABALLO FIN DE GRAO



REDISEÑO DE UNA PLANTA FISCHER-TROPSCH CONVENCIONAL PARA COMBUSTIBLES SOSTENIBLES

AUTORES:

JULIA FEIJOO CACABELOS
LUCÍA FREIRE MOURE

SINATURAS:

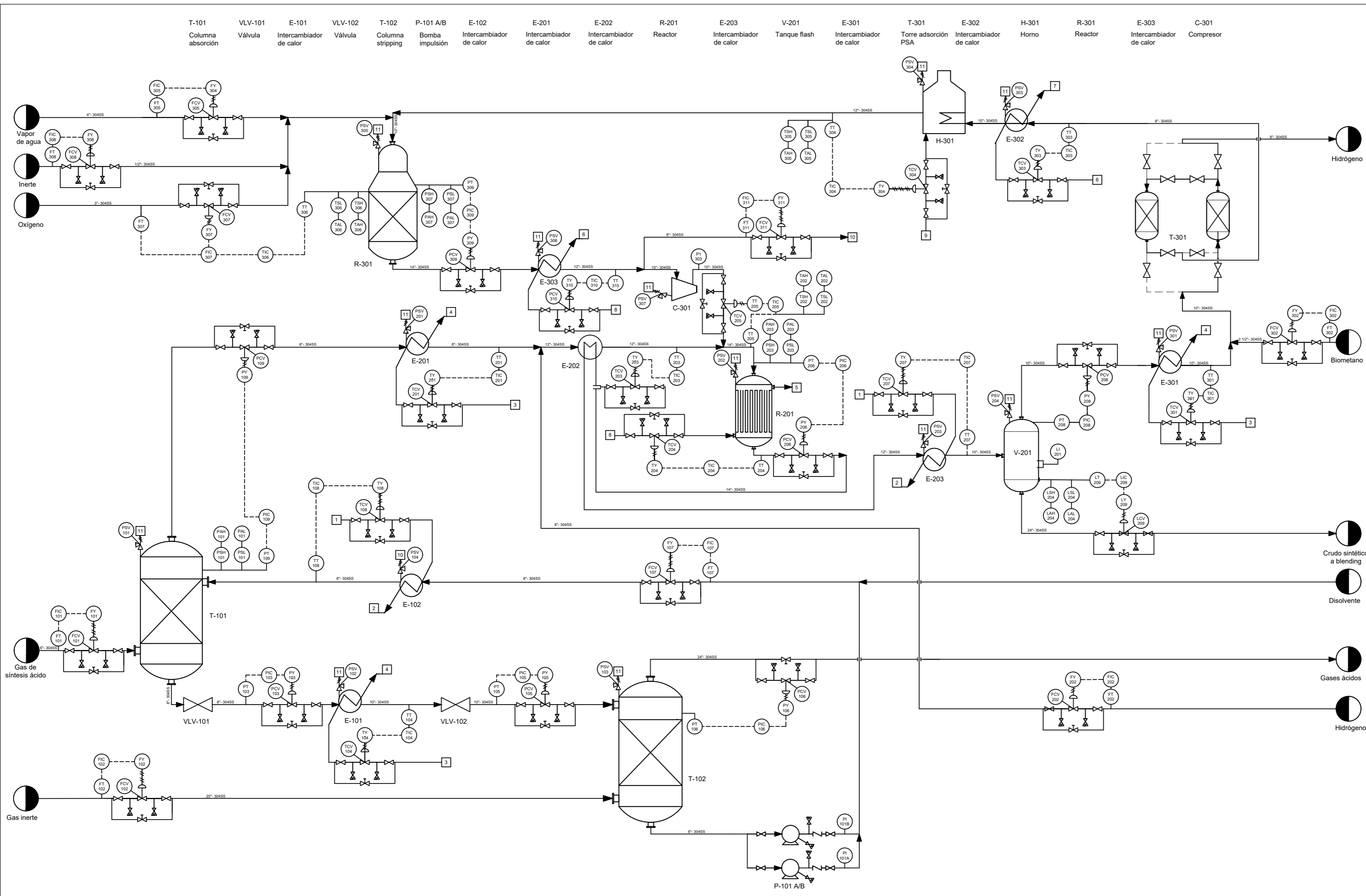


ESCALA: S/E

JUN 2025

DIAGRAMA DE FLUJO

04



REFERENCIA DE PLANOS		
PLANO NUM.	TÍTULO	HOJA

IDENTIFICACIÓN			
1	Agua refrigeración-entrada	7	Condensado vapor alta presión
2	Agua refrigeración-salida	8	Agua para caldera
3	Vapor baja presión	9	Gas natural
4	Condensado vapor baja presión	10	Purga de proceso
5	Vapor media presión	11	A tratamiento
6	Vapor alta presión		

NOTAS					
	SIMBOLOGÍA				
	X: PRIMERA LETRA	Y: LETRAS SUCEVAS			
	A: SECCIÓN	B: NÚMERO DE LAZO			
PRIMERA LETRA	LETRAS SUCEVAS				
F	Flujo	C	Control	I	Indicador
T	Temperatura	Y	Transductor	S	Interruptor
P	Presión	V	Válvula	H	Alto
N	Nivel	T	Transmisor	L	Bajo
		A	Alarma		

VÁLVULAS Y CONEXIONES	
	Válvula de control
	Válvula de alivio
	Válvula de actuador manual
	Válvula genérica
	Válvula de drenaje/venteo
	Línea de operación
	Línea de señal
	Línea neumática

EQUIPO	SERVICIO
T-101	Columna de relleno
VLV-101	Válvula de reducción de presión
E-101	Intercambio de calor
VLV-102	Válvula de reducción de presión
T-102	Columna de stripping
P-101 A/B	Impulsión de fluido
E-102	Intercambio de calor
E-201	Intercambio de calor
E-202	Intercambio de calor
R-201	Reacción
E-203	Intercambio de calor
T-301	Adsorción por cambio de presión
E-302	Intercambio de calor
H-301	Horno
R-301	Reacción
E-303	Intercambio de calor
C-301	Compresión de gas

EQUIPO	COLUMNA DE ABSORCIÓN T-101
MATERIAL CONSTRUCCIÓN	AI304
PRESIÓN DE DISEÑO (bar)	27,5
TEM. DE DISEÑO (°C)	50
DIÁMETRO INTERNO(mm)	1143
ESPEJOR(mm)	19,44
ALTURA (m)	18,53
TIPO DE RELLENO	MALLAPAK250Y
VOL. TOTAL(m3)	14,1

EQUIPO	REACTOR R-301
MATERIAL CONSTRUCCIÓN	A387 Gr 22
PRESIÓN DE DISEÑO (bar)	22
ETAPAS DE REACCIÓN	1
DIÁMETRO INTERNO(mm)	2440
ESPEJOR(mm)	34
ALTURA (m)	11
CATALIZADOR	10%Ni/Al2O3
CANT. CATALIZADOR(kg)	6143,12

REVISIONES Y MODIFICACIONES					
REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN	REALIZADO	COMPROB.	APROBADO

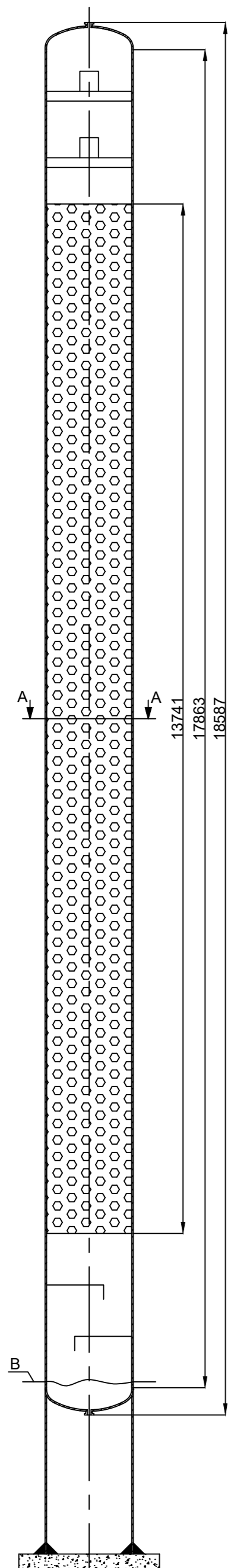
UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA - ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXEÑERÍA
 GRAO EN ENXEÑERÍA QUÍMICA - TRABALLO FIN DE GRAO

REDISEÑO DE UNA PLANTA FISCHER-TROPSCH CONVENCIONAL PARA COMBUSTIBLES SOSTENIBLES

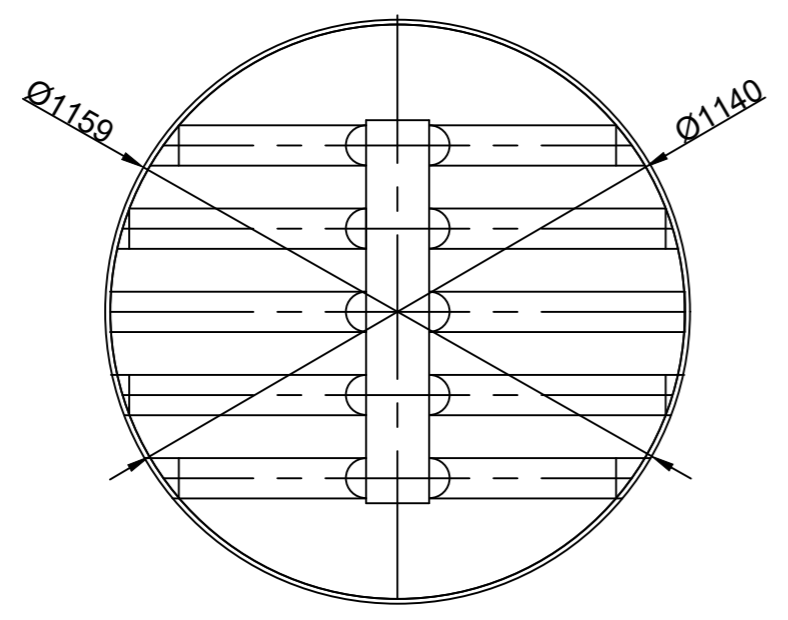
AUTORES: JULIA FEIJOO CACABELOS, LUCÍA FREIRE MOURE
 SINATURAS:
 ESCALA: S/E
 JUN 2025

DIAGRAMA DE INSTRUMENTACIÓN Y CONDUCCIONES (P&D) 05

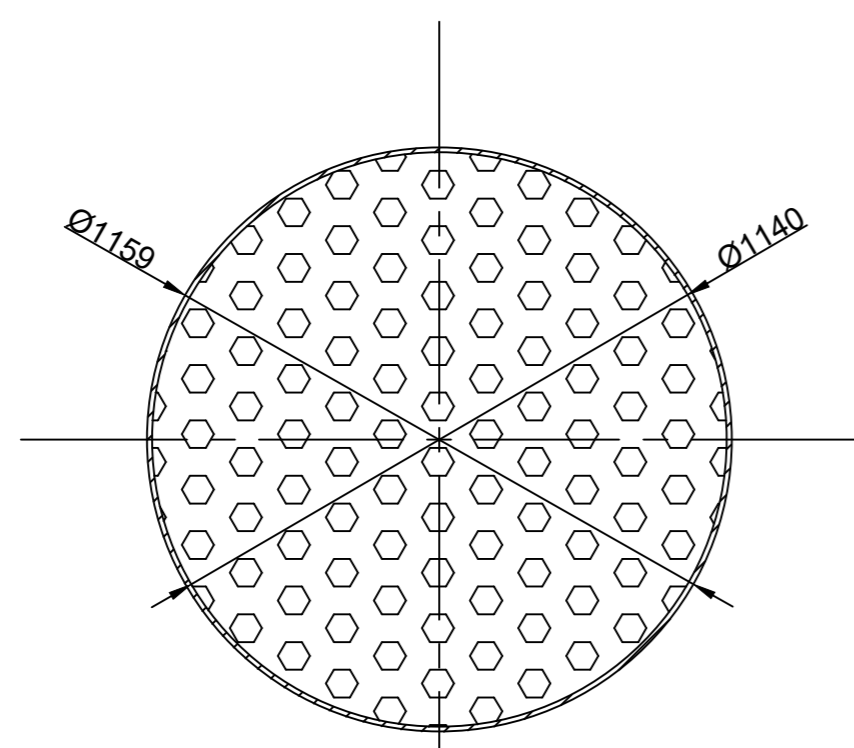
DATOS GENERALES		
DENOMINACIÓN	Columna de absorción de relleno	
FINALIDAD	Absorción de gases ácidos	
PRODUCTOS MANIPULADOS	Gas de síntesis y dimetil éter de polietilenglicol	
ORIENTACIÓN	VERTICAL	
DATOS DE OPERACIÓN		
CORRIENTES	ENTRADA	SALIDA
CAUDAL TOTAL (kg/h)	16361,66	12131,27
ESTADO	Gas	Gas
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (°C)	30	30
PRESIÓN DE OPERACIÓN (bar)	25	25
PESO MOLECULAR (kg/kmol)	31,96	27,56
DENSIDAD (kg/m³)	42,59	42,59
VISCOSIDAD (Pa·s)	1,68E-05	1,68E-05
CALOR ESPECÍFICO (kJ/kg·K)	0,695	1,05
CONDUCTIVIDAD (W/m·°C)	0,03	0,032
CARACTERÍSTICAS DEL LECHO		
RELLENO	MALLAPAK 250Y	
LONGITUD (m)	13,74	
VOLUMEN TOTAL (m³)	14,11	
DATOS DE CONSTRUCCIÓN		
CÓDIGO DE DISEÑO	ASME BPV SECCIÓN VIII DIV.1	
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	57,78	
PRESIÓN DE DISEÑO (bar)	27,5	
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE 304	
DIÁMETRO INTERIOR (mm)	1143,00	
ESPESOR (mm)	19,44	
LONGITUD (m)	18,53	
PESO EQUIPO VACÍO (kg)	9,41	
CABEZAL	Elíptico 2:1	
ESPESOR DEL CABEZAL (mm)	19,44	
ALTURA DEL CABEZAL (mm)	285,85	
ESFUERZO LONGITUDINAL (N/mm²)	80,84	
ESFUERZO CIRCUNFERENCIAL (N/mm²)	40,42	
ESFUERZO DE FLEXIÓN (N/mm²)	11,06	
PANDEO CRÍTICO (N/mm²)	329,00	



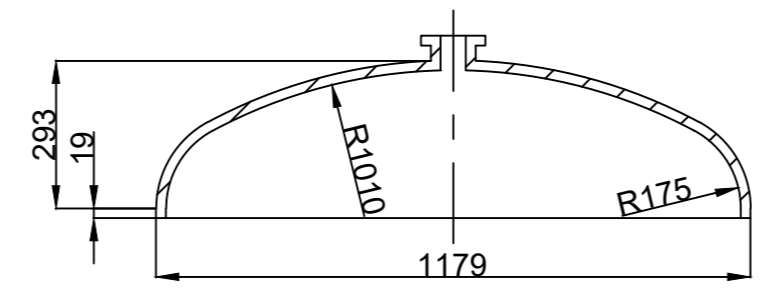
ALZADO REACTOR E 1:60



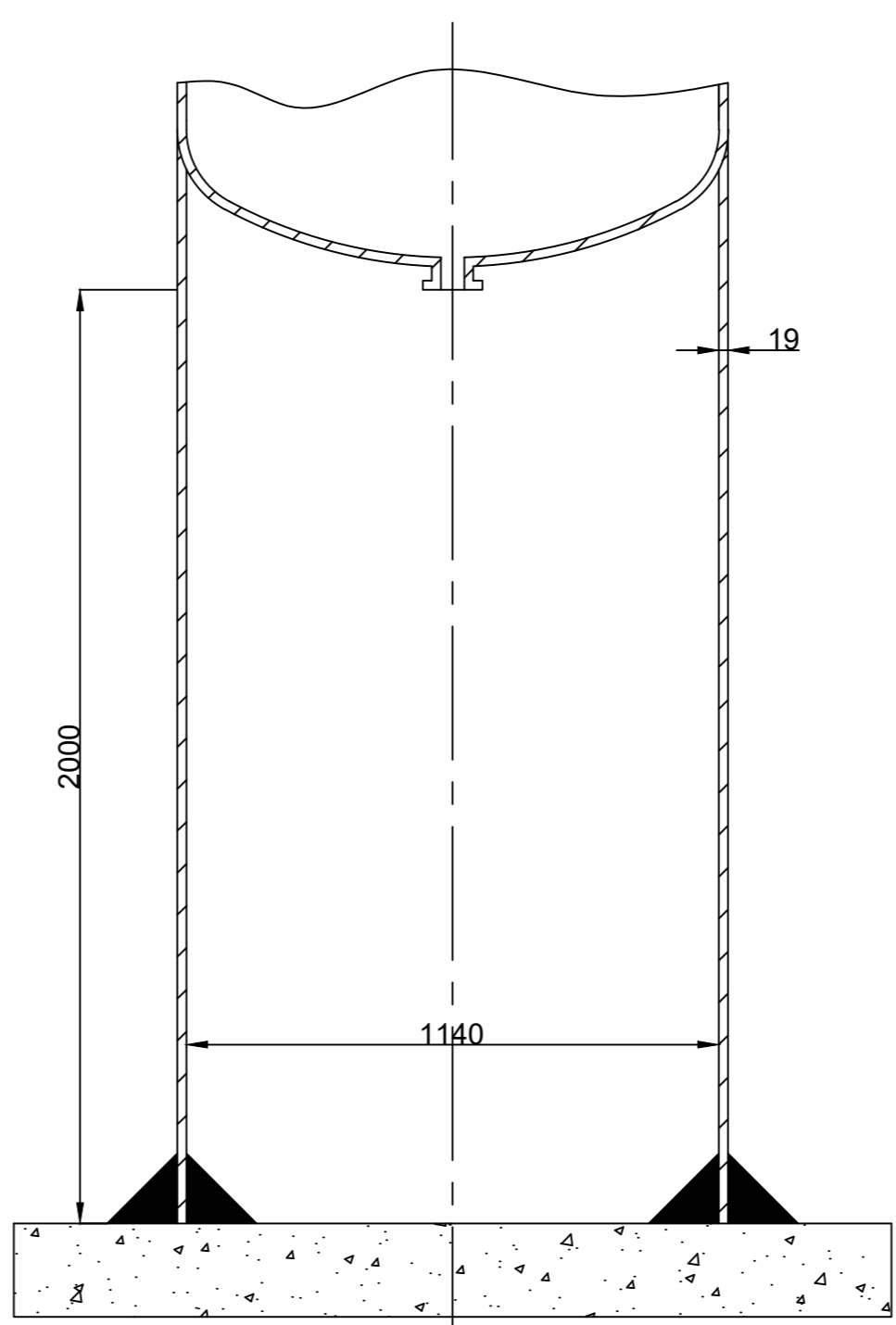
PLANTA PLATO DE DISTRIBUCIÓN E 1:15



CORTE A-A E 1:15



CABEZAL ELÍPTICO E 1:15



DETALLE B E 1:15

LEYENDA

- Relleno
- Acero baja aleación

NOTAS

1. TODAS LAS MEDIDAS ESTÁN EN MILÍMETROS
2. AQUELLOS ELEMENTOS REPRESENTADOS FUERA DEL DISEÑO DETALLADO A LA COLUMNA T-101 SON APROXIMADOS Y ORIENTATIVOS

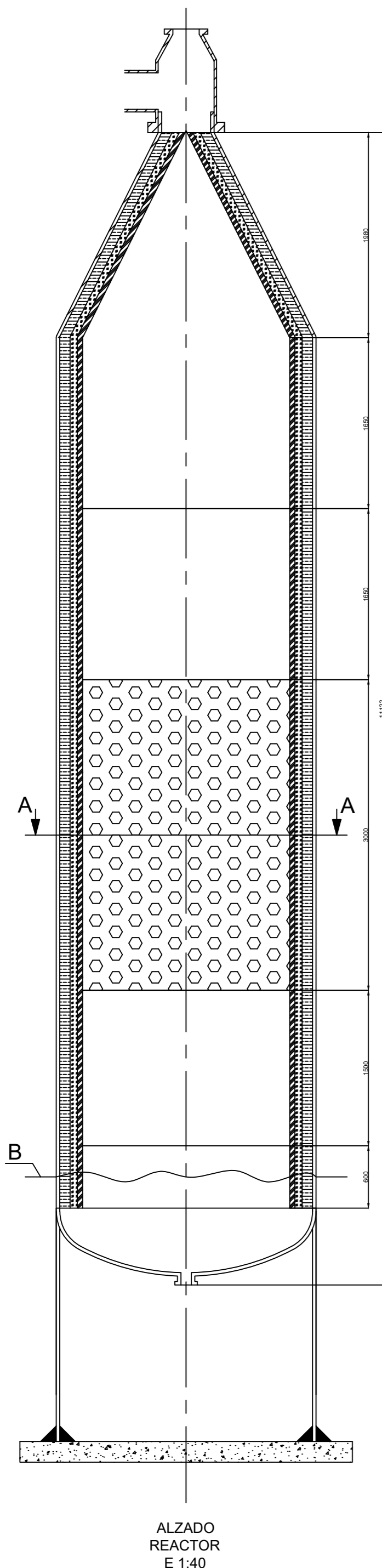
REDISEÑO DE UNA PLANTA FISCHER-TROPSCH CONVENCIONAL PARA COMBUSTIBLES SOSTENIBLES

AUTORES:
JULIA FEIJOO CACABELOS
LUCÍA FREIRE MOURE

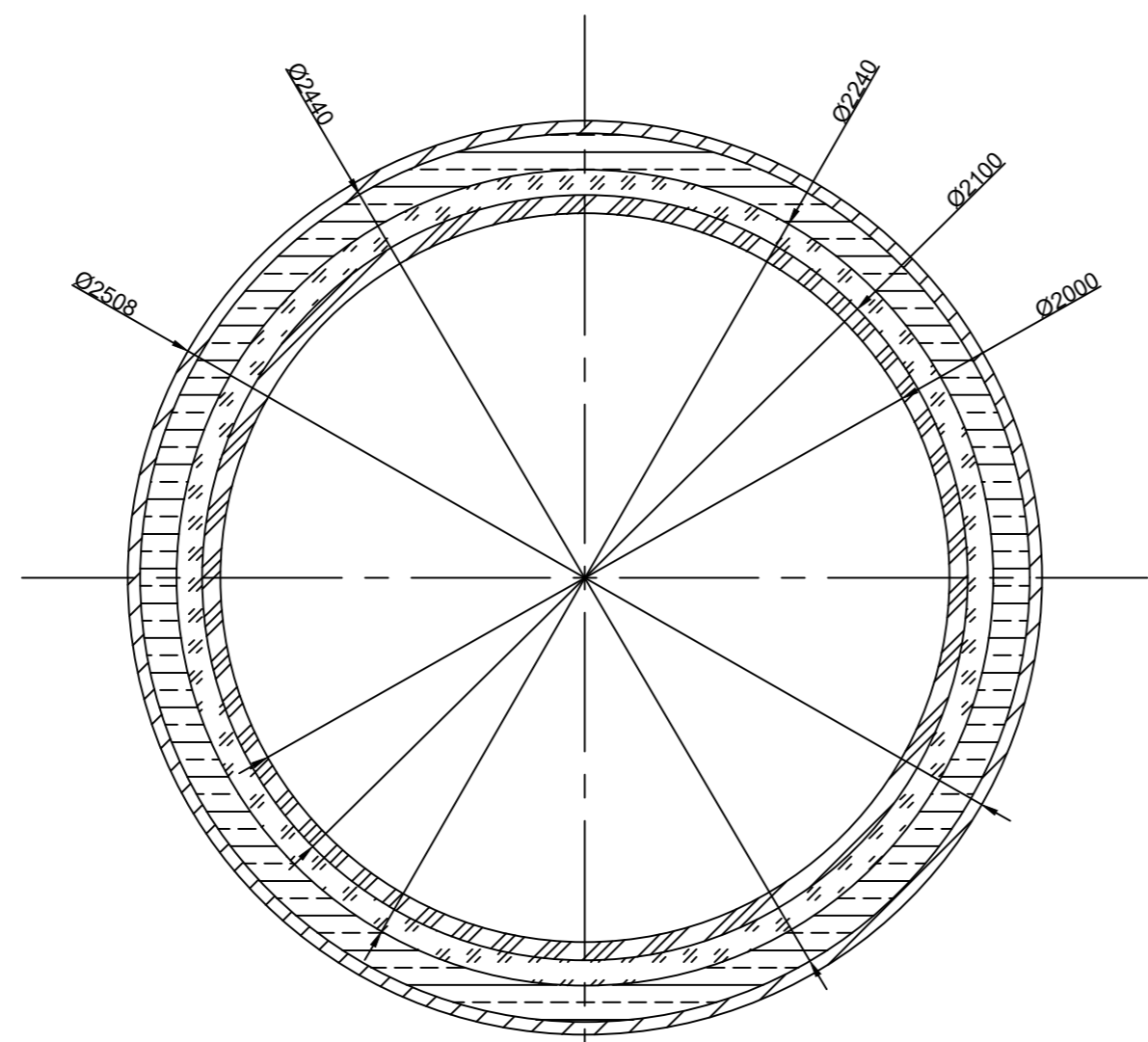
SINATURAS:

ESCALA: VARIABLE
JUN 2025

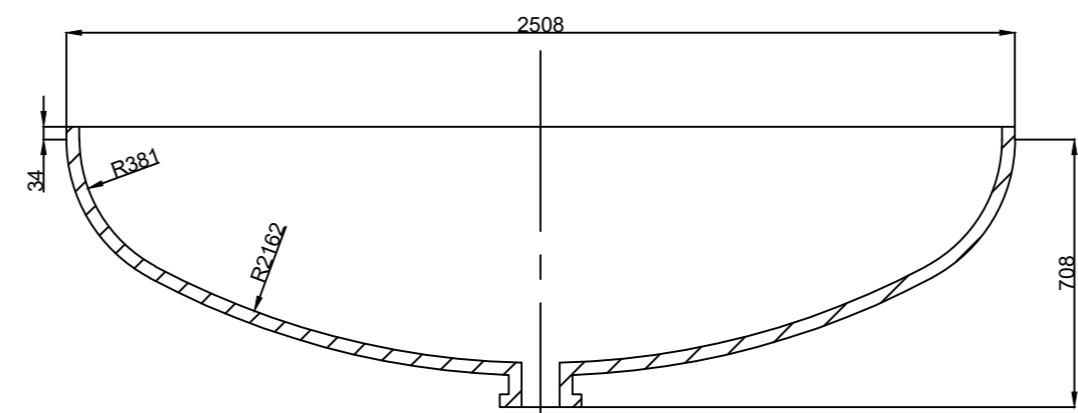
COLUMNA T-101



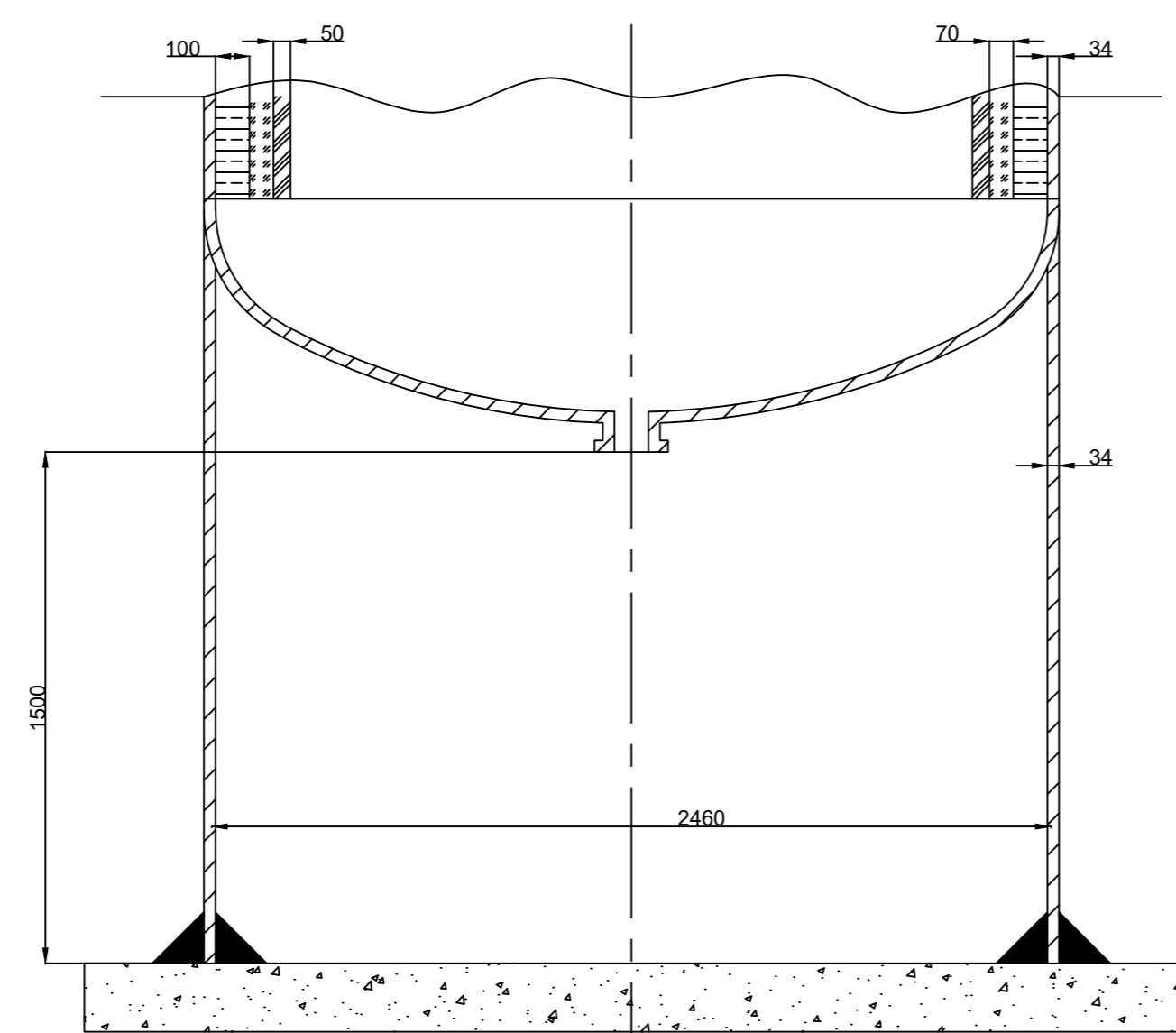
ALZADO REACTOR E 1:40



CORTE A-A E 1:20



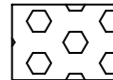

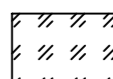
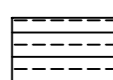

CABEZAL ELÍPTICO E 1:20



DETALLE B E 1:20

USC UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA	ÍTEM	R-301	HOJA DE ESPECIFICACIONES
	SECCIÓN	300	
	PLANTA	Proceso Fischer-Tropsch	01/06/2024
	LOCALIDAD	Cartagena	REVISADO
DATOS GENERALES			
DENOMINACIÓN	Reactor de lecho fijo autotérmico R-301		
FINALIDAD	Reformado de metano con vapor de agua		
PRODUCTOS MANIPULADOS	Vapor de agua, metano, nitrógeno, oxígeno, dióxido de carbono, monóxido de carbono e hidrógeno		
ORIENTACIÓN	VERTICAL	OPERACIÓN	Adiabática
DATOS DE OPERACIÓN			
CORRIENTES	ENTRADA	SALIDA	
CAUDAL TOTAL (kg/h)	22.028,00	22.028,00	
ESTADO	Gas	Gas	
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (°C)	500	500	
PRESIÓN DE OPERACIÓN (bar)	20	19,9	
PESO MOLECULAR (kg/kmol)	22,38	19,45	
DENSIDAD (kg/m³)	6,72	5,58	
VISCOSIDAD (Pa·s)	2,70E-05	3,00E-05	
CALOR ESPECÍFICO (kJ/kg·K)	38,94	33,53	
CONDUCTIVIDAD (W/m²·°C)	0,09	0,12	
CARACTERÍSTICAS DEL LECHO			
CATALIZADOR	10%Ni(Al ₂ O ₃)		
CANTIDAD CATALIZADOR (kg)	6143,12		
LONGITUD (m)	3,00		
VOLUMEN TOTAL (m³)	8,46		
DATOS DE CONSTRUCCIÓN			
CÓDIGO DE DISEÑO	AS/IEBPV SECCIÓN VIII DIV.2		
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	-		
PRESIÓN DE DISEÑO (bar)	22		
MATERIAL	A387 Gr 22		
DIÁMETRO INTERIOR (mm)	2440		
ESPESOR (mm)	34		
LONGITUD CÁMARA COMBUSTIÓN (m)	2,00		
LONGITUD ESPACIO LIBRE (m)	1,65		
LONGITUD DISTRIBUIDOR (m)	1,65		
LONGITUD INERTE (m)	1,50		
LONGITUD SOPORTE (m)	0,60		
LONGITUD TOTAL (m)	10,40		
PESO EQUIPO VACÍO (kg)	283.284,07		
PESO TOTAL (kg)	343.556,71		
AISLAMIENTO INTERNO	Revestimiento refractario y fibra cerámica		
ESPESOR AISLAMIENTO INTERNO (mm)	220*		
CABEZAL	Elíptico		
ESPESOR DEL CABEZAL (mm)	34,00		

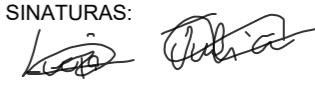
LEYENDA

-  Catalizador, lecho fijo
-  Capa refractario denso
-  Capa refractario aislante
-  Aislante fibra cerámica
-  Acero baja aleación

NOTAS

1. TODAS LAS MEDIDAS ESTÁN EN MILÍMETROS
2. AQUELLOS ELEMENTOS REPRESENTADOS FUERA DEL ALCANCE DEL DISEÑO DETALLADO AL REACTOR R-301 SON APROXIMADOS Y ORIENTATIVOS

REDISEÑO DE UNA PLANTA FISCHER-TROPSCH CONVENCIONAL PARA COMBUSTIBLES SOSTENIBLES

AUTORES: JULIA FEIJOO CACABELOS LUCÍA FREIRE MOURE	SIGNATURAS: 	ESCALA: VARIABLE JUN 2025
REACTOR R-301		07

DOCUMENTO III:
ESTUDIOS CON
ENTIDAD PROPIA

ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL

ÍNDICE

1.	Introducción, objeto y justificación.....	1
1.1	Marco normativo	1
1.2	Contenido y alcance.....	1
2.	Antecedentes.....	1
3.	Descripción del proyecto e identificación de impactos operativos	3
3.1	Análisis de las mejores técnicas disponibles	4
3.1.1.	Gestión energética en el proceso.	5
3.1.2.	Combustión.....	5
3.1.3	Eficiencia energética.....	6
3.1.4.	Eficiencia operativa	7
3.1.5.	Tratamiento de residuos sólidos	7
3.1.6	Gestión de aguas en proceso.....	7
4.	Inventario ambiental	8
4.1	Introducción.....	8
4.2	Clima	8
4.3	Calidad del aire.....	9
4.4	Suelos	10
4.5	Fauna y flora.....	11
	Red natura 2000.....	11
4.6	Paisaje.....	11
4.7	Indicadores económicos y poblacionales: Población y empleo.....	12
5.	Identificación y valoración de impactos	12
5.1	Identificación y valoración de impactos en la fase de obra.....	12
5.2	Identificación y valoración de la fase de explotación	13
6.	Medidas preventivas y correctoras	15
7.	Plan de vigilancia ambiental.....	16
8.	Documento de síntesis.....	18
9.	Bibliografía.....	19

1. Introducción, objeto y justificación.

El presente documento tiene como objeto recoger el Estudio de Impacto Ambiental (EsIA) de las modificaciones propuestas para una planta de producción convencional a partir del proceso *Fischer-Tropsch* para su adaptación a la producción de combustible sostenible para la aviación, SAF. El objetivo será analizar el impacto ambiental que supone la instalación y puesta en marcha de la línea de purificación y de la línea de recirculación. Por otra parte, las instalaciones de gasificación que son necesarias para extraer la materia prima principal deben contar con su propio Estudio de Impacto Ambiental detallado por lo que quedan fuera de ámbito, de igual forma ocurre con las instalaciones de electrolizadores y plantas de biometano. (1)

Se justifica el presente estudio por la necesidad de materiales, obras, disponibilidad de espacios y tratamiento de residuos para la instalación y puesta en marcha de las unidades y nuevas materias primas requeridas para la Sección 100 y 300 del presente proyecto.

1.1 Marco normativo

El contenido del presente documento está definido en el artículo 25 y el anexo VI de la Ley 21/2013, de 9 de diciembre, de Evaluación Ambiental (LEA) (2) (3)

En el estado español los requerimientos en la realización de la Evaluación Ambiental a un proyecto o en definitiva el Estudio de Impacto Ambiental (EsIA) deben respetar el marco normativo amparado por:

En el contexto de la *Ley 21/2013, de 9 de diciembre, de evaluación ambiental*, en la última actualización publicada el 14/06/2024, la instalación se sitúa en el Grupo 5a: *Industria química, petroquímica, textil y papelera*. Concretamente en el *apartado a* de instalaciones para la producción a escala industrial de sustancias mediante transformación química o biológica, química en este caso, de los productos químicos orgánicos i.: hidrocarburos simples. (2)

1.2 Contenido y alcance

El estudio abarcará exclusivamente la instalación y explotación de las unidades objeto de diseño detallado. Quedan fuera de ámbito del presente estudio la evaluación ambiental de las fases previas requeridas para el proceso como la producción de gas de síntesis o el diseño general de la planta convencional, salvo los aspectos que se vean afectados o modificados por la incorporación de las nuevas líneas de purificación y recirculación.

2. Antecedentes

El proceso *Fischer-Tropsch*, FT, es una tecnología madura y desarrollada en Alemania en 1925 por Franz Fischer y Hans Tropsch como alternativa al petróleo para alimentar de combustible a la aviación en la Segunda Guerra Mundial dado el elevado poder productivo de carbón en el país (4). A partir de aquí, la tecnología se ha desarrollado en

contextos de escasez de petróleo y ha ido evolucionando en el aporte de materia carbonada.

Las primeras aplicaciones industriales destacables del proceso FT se sitúan en Sudáfrica por la empresa *Sasol Chemicals* con su tecnología *Synthetic Oil Ltd. (SynthOl)* (4). La base del proceso es la conversión de carbón en combustibles líquidos (*coal-to-liquid, CTL*) el desarrollo tecnológico fue impuesto por el aislamiento energético y económico del país y la no disponibilidad de petróleo (5). Sin embargo, el impacto ambiental final del proceso es equiparable a cualquier refinería convencional, relacionado con las emisiones de CO₂ ligadas a la gasificación del carbón y el uso de energía fósil. (6)

En el año de instalación de *Sasol I* las medias de contención ambientales eran inexistentes por lo que se permitía la emisión a la atmósfera de las emisiones liberadas en la gasificación de carbón. Actualmente, esta alternativa en términos ambientales es completamente inviable.

La tecnología ha ido avanzado hasta el uso de gas natural como materia prima (*gas-to-liquid, GTL*) lo que representa una mejora en términos de emisiones de carbono, pero el impacto del uso de recursos fósiles no renovables continúa.

En las últimas décadas, dada la necesidad climática se han desarrollado nuevas tecnologías que emplean materias primas renovables. Se sitúan en este contexto las rutas biomasa a líquido, BTL, residuos a líquidos, WTL y energía a líquidos, PTL. Bien es cierto, que el impacto de la combustión de los combustibles líquidos obtenidos a partir de la gasificación de residuos sólidos urbanos, RSU, es mayor que las otras tecnologías por lo que continúa en desarrollo. El remplazo del 15% de la materia prima de carbón con biomasa se ha demostrado que dará hasta un 34% menos de emisiones de GEI durante el ciclo de vida, por lo que el remplazo al 100% del carbón por biomasa es una alternativa esperanzadora (7) . Con esto, se confirma, que las tecnologías permiten una reducción considerable de las emisiones netas de gases efecto invernadero, GEI e incluso, aunque todavía a costes tecnológicos muy elevados, podrían alcanzarse balances netos cero.

La tendencia para cumplir con los compromisos ambientales fijados en el Pacto Verde Europeo de alcanzar la neutralidad climática en 2050 (8), en el paquete *Fit for 55* de reducir en al menos un 55% las emisiones en la Unión Europea para 2030 (9) y la propuesta de *ReFuelEU Aviation* que promueve un mayor uso de combustibles de aviación sostenibles, SAF, como la herramienta más poderosa para reducir el CO₂ de la aviación que se incluye en el paquete *Fit for 55* (10). Todo esto, identifica como clave el papel de los combustibles sintéticos a partir de materias primas renovables con lo que se justifica la necesidad del proyecto planteado y la necesidad de adaptar la tecnología convencional hacia un aumento en el uso de recursos renovables y bajas emisiones.

La empresa líder en desarrollo tecnológico del proceso Fischer-Tropsch, *Sasol Chemicals* ha experimentado la implicación en la reducción del impacto ambiental y se ha fijado objetivos a 2050 que comparten los fijados en las normativas europeas a favor del clima. En el informe anual de la empresa en 2022 se enfatiza la necesidad de la

descarbonización y de un cambio en el mercado de combustibles líquidos basados en gasificación e integra eficientemente la captura de carbono a un coste competitivo (7). Como se observa en la Figura 1 se espera la tecnología *Sasol ecoFT* viable tecnológica y económicamente en 2050.

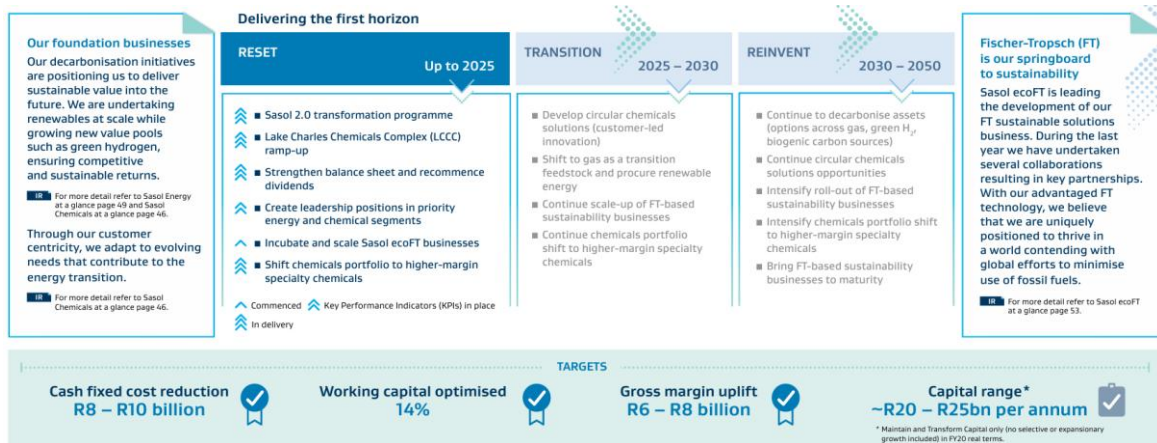


Figura 1. Misión y visión de Sasol Chemicals. (11)

3. Descripción del proyecto e identificación de impactos operativos

El proyecto planteado se sitúa en el contexto de una instalación industrial con el objetivo de producción de 20.000 t/año de combustible sostenible para aviación, SAF. Las modificaciones propuestas en el contexto de la instalación se refieren a la sección 100 de purificación de gas de síntesis y de la sección 300 de recirculación para el aprovechamiento de gas metano. De igual forma, se incluyen en las modificaciones dos inyecciones de materia prima alternativa, una de hidrógeno verde para ajustar la relación molar H₂:CO a la entrada del reactor de síntesis Fischer-Tropsch y otra de biometano en la corriente de recirculación para la flexibilización de fuentes de materia prima renovable y fijar la producción de gas de síntesis recirculado.

El análisis detallado y la justificación de las alternativas operativas seleccionadas para el proyecto se recoge en el apartado *Alternativas del documento 1 Memoria*.

En la sección 100 tiene lugar la purificación de agentes contaminantes ácidos del gas de síntesis proveniente de una instalación de gasificación con aire purificado. Para la purificación se toma como base la tecnología del proceso Selexol en el que se emplea absorción física con recuperación de absorbente para la eliminación de gases ácidos (H₂S, NH₃ y CO₂) y obtener un gas de síntesis libre de impureza que se envía a la sección de reacción, sección 200 en la que se inyecta la cantidad de H₂ requerida para alimentar al reactor de polimerización, R-201 en el que se produce el producto deseado.

En la sección 300, se propone un sistema de separación de hidrógeno no convertido para valorizarlo y el resto de la corriente rica en metano se introduce en un horno para su acondicionamiento hasta la temperatura de entrada al reactor autotérmico de reformado de metano. Tras el proceso de reformado se obtiene un corriente producto rica en CO y H₂ que se realimenta al reactor FT.

En el contexto del Estudio de Impacto Ambiental se desean identificar los principales recursos potenciales de generar un impacto negativo en el ambiente. Teniendo en cuenta que el impacto 0 es una idealidad inalcanzable, se plantea el proyecto como alternativa para reducir las emisiones en la aviación y tras el diseño se presentan las contramedidas requeridas para mitigar el impacto resultante.

Los recursos necesarios para la operación se identifican como los servicios auxiliares tales como agua de refrigeración, vapor de agua de alta y media presión, vapor sobrecalentado para alimentar el reactor R-301 y el suministro de materias primas. Los principales impactos para el suministro de recursos derivan de:

- Consumo de agua. Por la utilización de agua de refrigeración en dos de los intercambiadores de la instalación y agua empleada en labores de limpieza y mantenimiento.
- Consumo de fuentes energéticas. Se requiere energía para la operación habitual de la instalación: iluminación, potencia a equipos etc. La energía eléctrica no está disponible de recursos 100% renovables por lo que la puesta en marcha de las modificaciones tendrá un impacto significativo en este campo. Por otra parte, la instalación requiere un consumo elevado de vapor de alta y media presión, identificado como un recurso energético costoso.
- Partículas en suspensión. Especialmente en la fase de obra para la puesta en marcha de la instalación.
- Ruido. Derivado de la operación normal de una instalación industrial como puede ser por motores de bombas, compresores...
- Generación de aguas residuales y residuos. Por la contaminación en la operación con productos químicos y el consumo humano del personal
- Emisiones. Al trabajar con gases, en muchos casos de costosa separación y almacenamiento al ser incondensables.
- Consumo de materia prima y materiales no renovables. Se prioriza la materia prima renovable: gas de síntesis a partir de biomasa, biometano e hidrógeno verde. Pero finalmente, para asumir costes, se requiere consumo de cierta materia prima no renovable como el gas natural para combustible, y el suministro de materiales para la construcción de los equipos e internos.

3.1 Análisis de las mejores técnicas disponibles

Como se ha descrito en la sección *Antecedentes*, el proceso *Fischer-Tropsch* convencional no contemplaba técnicas de captura de carbono en la instalación ni recirculación con reaprovechamiento de los gases ligeros. Estos gases en el pasado se enviaban a la atmósfera sin ninguna limitación de emisiones puesto que su utilidad en la producción de combustibles es baja.

A partir de *análisis de las mejores técnicas disponibles para la operación en una refinería* (12) se identificarán y seleccionarán las más relevantes para valorar si se aplican

en la propuesta planteada o si se debieran implementar y mejorar para reducir el impacto en la operación.

3.1.1. Gestión energética en el proceso.

Uno de los principales focos de impacto en el proceso son las necesidades energéticas. Se requieren saltos de temperatura elevados, precalentamientos de alimentaciones, condiciones en la sección de purificación a baja temperatura y en reacciones a temperaturas más altas por lo que los requerimientos energéticos son elevados.

3.1.2. Combustión

La combustión es necesaria la sección 300. Pero, en una combustión se generan gases efecto invernadero y emisiones no deseadas que afectan a la sostenibilidad del proceso y al medio.

Para ello se desea que el combustible sea de máxima calidad y que la combustión sea completa. De esta manera se controlan las emisiones y se reducen riesgos. Una buena práctica, Figura 2. Seguimiento de emisiones contaminantes., para reducir el impacto es el control de los parámetros, garantizar un suministro constante de agente gasificante y reducir el contenido de nitrógeno y azufre en el combustible. En el horno se debe garantizar con el sistema de control que el suministro de aire es constante y la calidad del gas natural será máxima y preferiblemente de fuentes renovables para limitar las emisiones.

Descripción	Frecuencia mínima
Control de los parámetros relacionados con las emisiones contaminantes, por ejemplo, el contenido de O_2 en los gases de combustión, el contenido de N y S en el combustible o el piensos ⁽¹⁰⁾	Continuo para el contenido de O_2 . Para el contenido de N y S, periódico a una frecuencia basada en cambios significativos de combustible/alimentación

Figura 2. Seguimiento de emisiones contaminantes.

Por otra parte, como se observa en la Figura 3, se plantean técnicas para el aprovechamiento de los gases liberados. En este ámbito se encaja directamente el reactor autotérmico de la recirculación en el que las bases de las técnicas son el aprovechamiento de monóxido de carbono. En el contexto del proceso este es un producto valioso por lo que a partir de la combustión incompleta se reaprovecha y se devuelve al proceso.

Técnica	Descripción	Aplicabilidad
(i)Control de la operación de combustión	Véase la sección 1.20.5	Aplicable con carácter general
(ii)Catalizadores con promotores de oxidación de monóxido de carbono (CO)	Véase la sección 1.20.5	Generalmente aplicable solo para el modo de combustión completa
(iii)Caldera de monóxido de carbono (CO)	Véase la sección 1.20.5	Generalmente aplicable solo para el modo de combustión parcial

Figura 3. Gestión y reutilización de gases contaminantes.

3.1.3 Eficiencia energética

Los saltos de temperatura en el proceso tampoco se pueden reducir puesto que son requerimientos operativos para alcanzar el producto deseado en cada unidad, pero sí se puede seleccionar la mejor configuración de las corrientes para maximizar su aprovechamiento.

Como mejoras se plantea la integración energética y la recuperación de calor y energía, Figura 4. En el proceso se plantea integración energética al enfriar la corriente de salida del reactor de *Síntesis Fischer-Tropsch* con la alimentación para así calentarla. Además, esta alimentación se integra con la corriente de recirculación a más temperatura para alcanzar la temperatura requerida en el reactor de polimerización. En el proceso se siguen los consejos de integración energética y se plantea como etapa preliminar y en condiciones ideales de contacto entre las corrientes en la que la propuesta no está optimizada ni calculada con rigor por lo que existe margen de mejora.

Por otra parte, también se plantea recuperación de calor y energía al usar caldera de calor residual, uno de los dispositivos sugeridos, para el reaprovechamiento del calor en el reactor autotérmico para la generación de vapor.

b.Integración de calor	La integración térmica de los sistemas de proceso garantiza que una proporción sustancial del calor requerido en varios procesos se proporcione mediante el intercambio de calor entre las corrientes que se van a calentar y las corrientes que se van a enfriar
c.Recuperación de calor y energía	Uso de dispositivos de recuperación de energía, por ejemplo: <ul style="list-style-type: none"> — Calderas de calor residual — Expansores/recuperación de energía en la unidad FCC — Aprovechamiento del calor residual en la calefacción urbana

Figura 4. Mejores técnicas para el aprovechamiento de energía.

Además, aunque con la integración de la recirculación en el proceso el objetivo era mitigar la emisiones de gases efecto invernadero el impacto no se ha conseguido reducir al mínimo por la necesidad de incluir una purga. Al tratarse de gases incondensables su separación es muy costosa por lo que la purga es la mejor opción en términos económicos pero supone un impacto ambiental grave. Es por eso por lo que el uso de técnicas como la del ciclo combinado integrado de gasificación (IGCC) son de aplicación en este proceso. El propósito es emplear la corriente combustible de purga para producir energía eléctrica.

(iii)	
Técnicas de producción energéticamente eficientes	
un. Uso combinado de calor y electricidad	Sistema diseñado para la coproducción (o cogeneración) de calor (por ejemplo, vapor) y energía eléctrica a partir del mismo combustible
b. Ciclo combinado integrado de gasificación (IGCC)	Técnica cuyo propósito es producir vapor, hidrógeno (opcional) y energía eléctrica a partir de una variedad de tipos de combustible (por ejemplo, fueloil pesado o coque) con una alta eficiencia de conversión

3.1.4. Eficiencia operativa

La disponibilidad de materias primas es limitada por lo que la eficiencia operativa debe ser máxima. Se disponen de recursos limitados para la obtención de productos necesarios y con alto valor. Es por eso que se desea minimizar al máximo el consumo de combustibles o vapor de agua. Para la reducción de material combustible se plantea la integración energética, que va ligada a la reducción del consumo de vapor para calderas y a su vez se reducen los requerimientos de vapor al instalar un reactor autotérmico que quiere una relación vapor carbono menor a la de un reformador convencional. De igual forma, como se observa en la Figura 5 se debe revisar el sistema de drenaje y garantizar la operación en el estado óptimo.

un.Optimización de procesos	Combustión controlada automatizada para reducir el consumo de combustible por tonelada de alimento procesado, a menudo combinada con la integración de calor para mejorar la eficiencia del horno
b.Gestión y reducción del consumo de vapor	Mapeo sistemático de los sistemas de válvulas de drenaje para reducir el consumo de vapor y optimizar su uso

Figura 5. Técnicas de control y mantenimiento de procesos.

3.1.5. Tratamiento de residuos sólidos

En las mejoras planteadas los residuos sólidos producidos están directamente relacionados con la fase inicial de obra que se tratará en secciones posteriores. Sin embargo, en la fase de explotación los residuos sólidos principales se limitan al catalizador y al relleno requeridos para las nuevas unidades. El tratamiento de estos residuos no es diario y se deben seleccionar materiales en el diseño con la vida útil más larga posible, pero no son infinitos por lo que en el momento de desecharlos y cambiarlos el impacto puede ser enorme. Es por eso que se requiere una técnica optimizada, como se plantea en la Figura 6, en la que se disponga de un sistema de tratamiento de catalizadores sólidos gastados que contendrán restos de gases efecto invernadero etc.

Técnica	Descripción
(i)Gestión de catalizadores sólidos gastados	Manipulación programada y segura de los materiales utilizados como catalizadores (por ejemplo, por parte de contratistas) con el fin de recuperarlos o reutilizarlos en instalaciones externas. Estas operaciones dependen del tipo de catalizador y proceso

Figura 6. Mejor técnica disponible para la gestión de catalizadores sólidos.

3.1.6 Gestión de aguas en proceso

La disponibilidad de agua es un bien cotizado y preciado por lo que se debe tender hacia un consumo de agua lo más pequeño posible. En las modificaciones planteadas el agua se limita a utilidad de proceso: como agua de refrigeración, puesto que los servicios sanitarios y el resto de las utilidades se suponen ya preinstaladas y a disposición.

Por eso es clave la integración de técnicas de aprovechamiento de agua como las presentadas en la Figura 7. No se ha planteado ninguna integración de corriente de agua directamente por lo que existe área de mejora al plantear nuevas la instalación de nuevas

unidades. Por otro lado, en la parte de tratamiento de aguas y drenajes se espera que el impacto sea bajo puesto que se presupone un sistema de tratamiento integrado en la planta convencional y tratamiento general de efluentes industriales en el polígono de la ubicación por ser un espacio históricamente de plantas petroquímicas y de ciclo combinado altamente contaminantes. Se asegura la reducción de fugas y pérdidas de contención con el correcto diseño del sistema de seguridad y el dimensionado de equipos.

Técnica	Descripción	Aplicabilidad
(i) Integración de la corriente de agua	Reducción del agua de proceso producida a nivel de unidad antes de la descarga mediante la reutilización interna de corrientes de agua de, por ejemplo, refrigeración, condensados, especialmente para su uso en la desalinización de crudo	Aplicable con carácter general para unidades nuevas. Para las unidades existentes, la aplicabilidad puede requerir una reconstrucción completa de la unidad o la instalación
(ii) Sistema de agua y drenaje para la segregación de arroyos de agua contaminada	Diseño de un emplazamiento industrial para optimizar la gestión del agua, en el que cada corriente se trata según corresponda, por ejemplo, enrutando el agua ácida generada (procedente de unidades de destilación, craqueo, coquización, etc.) a un pretratamiento adecuado, como una unidad de extracción	Aplicable con carácter general para unidades nuevas. Para las unidades existentes, la aplicabilidad puede requerir una reconstrucción completa de la unidad o la instalación
(iii) Segregación de corrientes de agua no contaminadas (por ejemplo, enfriamiento de un solo paso, agua de lluvia)	Diseño de un sitio con el fin de evitar el envío de agua no contaminada al tratamiento general de aguas residuales y tener una liberación separada después de una posible reutilización para este tipo de arroyo	Aplicable con carácter general para unidades nuevas. Para las unidades existentes, la aplicabilidad puede requerir una reconstrucción completa de la unidad o la instalación
(iv) Prevención de derrames y fugas	Prácticas que incluyen la utilización de procedimientos especiales y/o equipos temporales para mantener el rendimiento cuando sea necesario para gestionar circunstancias especiales como derrames, pérdida de contención, etc.	Aplicable con carácter general

Figura 7. Mejores técnicas disponibles para la gestión de agua en proceso.

4. Inventario ambiental

4.1 Introducción

En el presente inventario ambiental se debe reflejar las condiciones físicas, biológicas y socioeconómicas del área donde se pretende implantar el proyecto. En tal caso, al situarse el contexto del proyecto en un polígono industrial y ser una modificación la afectación será leve y se espera que tenga un impacto acotado.

4.2 Clima

Las modificaciones se instalarán en el contexto de una planta de producción situada en la región de Murcia, concretamente en Cartagena. Se describe como una zona climática árida y calurosa con inviernos secos y fríos con la clasificación de clima mediterráneo subtropical semiárido (13).

Descripción climática e hidrológica

En la región se distinguen dos temporadas claramente diferenciadas en cuanto a temperaturas. La temporada cálida de junio a septiembre con temperaturas promedio que rondan los 25°C y la temporada fría de noviembre a marzo, con temperatura promedio diaria de 18°C. La temperatura promedio máxima se sitúa en 26°C y la temperatura promedio mínima en 6°C. (14)

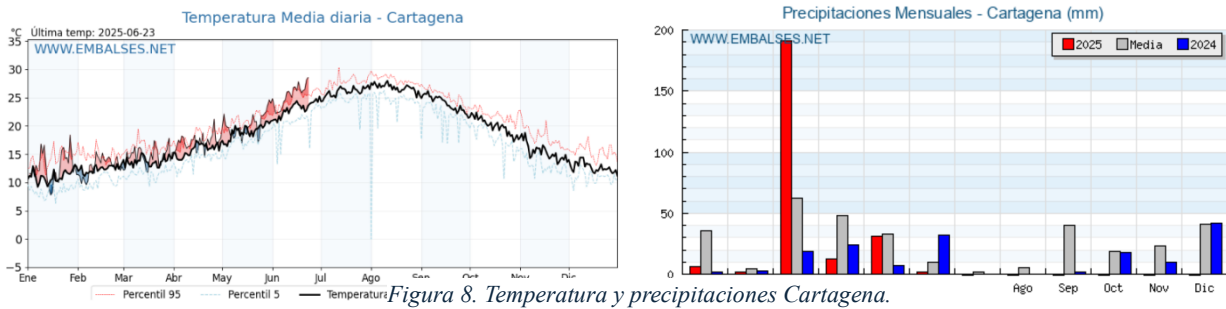


Figura 8. Temperatura y precipitaciones Cartagena.

En cuanto a las precipitaciones, el máximo se sitúa en 191mm por metro cuadrado en el mes de marzo de 2025, pero el valor promedio ronda máximos cercanos a 60mm por metro cuadrado. (15) Dadas las temperaturas cálidas y la escasez e irregularidad de las precipitaciones la disponibilidad de agua es una preocupación constante.

En cuanto a la hidrografía, la distribución del agua en la comarca se lleva a cabo gracias al acueducto Tajo-Segura con un recorrido total de aguas de 292km. El volumen máximo de trasvase está limitado a 600hm³ anuales de los cuales 110 se destinan a abastecimiento y el resto a riego. (16) (17) El entorno industrial se encuentra en zona de costa próximo al mar mediterráneo, pero no se destacan grandes ríos ni cuencas próximas por lo que no existe un curso permanente de agua y son numerosas las ramblas de cauce ancho y plano. (18) Se debe extremar precaución en los vertidos a aguas y escorrentía por el riesgo de contaminación al mar y al riego.

4.3 Calidad del aire

En este apartado se desea evaluar la calidad del aire en la zona en la que se instalarán las modificaciones. La calidad del aire es un aspecto fundamental para la salubridad del espacio y la seguridad tanto social como ambiental.

1.1.1 Análisis de contaminantes

La ley 34/2007 de calidad de aire y protección (19) de la atmósfera establece límites para los principales contaminantes. Existen múltiples contaminantes del medio, pero se debe prestar especial atención a cualquier emisión de productos químicos o partículas en suspensión. En el estudio de la calidad del aire del área concreta se realizan mediciones de materia particulada debido a la aridez de la zona (PM₁₀ y PM_{2,5}), dióxido de nitrógeno, ozono y la intrusión episódica de polvo sahariano. Se cuenta con estaciones de medición de la calidad del aire en Cartagena ciudad y el Valle de Escombreras. (20)

1.1.2 Conclusiones

El índice de calidad del aire (ICA) (21) sitúa a la región entre los 6 niveles posibles, véase Tabla 1, en un rango de bueno a moderado. El contaminante principal de la comarca es la materia particulada fina (PM_{2,5}) con una concentración de 9µg/m³ y se sitúa por encima de valor de referencia anual establecido por la Organización Mundial de la Salud (OMS). (22)

Tabla 1. Índices de calidad del aire. (23)

Nivel	Calidad
0-50	Bueno
51-100	Moderado
101-150	Insalubre para grupos de riesgo
151-200	Insalubre
201-300	Muy insalubre
301-500	Peligroso



Figura 9. Puntos de medición de la calidad del aire en Cartagena. (24)

Como se observa en la Figura 9, un deterioro de la calidad del aire próximo al complejo industrial que aumenta en 2 puntos frente a la zona urbana, pero se sigue manteniendo en un índice de calidad moderado. El control de las emisiones será un aspecto crítico deberán estar reguladas y controladas al trabajar con compuestos volátiles y de riesgo alto.

4.4 Suelos

El suelo de la región se caracteriza por ser notablemente calizo, con bajos niveles de materia orgánica, nitrógeno y fósforo asimilables, nivel medio de potasio y ligeramente salinos (25). La actividad agraria es potente en la región por lo que cuidar las emisiones al suelo es un requisito indispensable. El uso del suelo no será un aspecto relevante puesto que se supone la ya instalación de la planta anterior y se trata de suelo industrial en el contexto industrial por lo que el impacto de incluir las nuevas modificaciones se espera que sea leve.

4.5 Fauna y flora

La vegetación que cubre las zonas libres de cultivo predomina matorral y arbusto en las zonas llanas. En las sierras prelitorales existen zonas más boscosas con arboledas de pinos. Antiguamente, las ramblas estaban ocupadas por adelfas, carrizos y cañas, pero han ido desapareciendo por la extensión de tierras de cultivo y zonas urbanas (18).

En cuanto a la fauna, está principalmente representada por mamíferos: conejos o jabalíes. Pero sin duda el protagonismo en esta sección debe ligarse a la presencia de aves dada la cantidad de campos de cultivo es un buen hábitat para ellas (18). En el Municipio de Cartagena se localizan más de 80 especies de flora protegida que están bajo amparo del Ayuntamiento y existen limitaciones en la construcción para la preservación en su hábitat según su clasificación en el *Catálogo Regional de la Flora Silvestre Protegida*. (26)

Por otra parte, especial atención requieren las vías pecuarias para el paso del ganado. Actualmente, se estima que un 40% de las que había han desaparecido. En este caso, no aplica porque no consta presencia de estas vías en las inmediaciones de la localización seleccionada. (27)

De nuevo, en el entorno industrial en el que se sitúa el proyecto el impacto por daño a fauna y flora protegida se espera bajo por el contexto en el interior de polígono industrial petroquímico.

Red natura 2000

La instalación de las modificaciones queda fuera de medidas especiales por pertenecer a un entorno protegido puesto que se sitúan en el interior del Polígono Industrial de Escombreras. Está rodeado por terreno protegido, zona verde en Figura 10, pero no está en contacto con la instalación. Además, se observa que es colindante a la antigua central térmica por lo que el impacto que producirá la nueva instalación con el que ya se ha emitido será muy bajo.

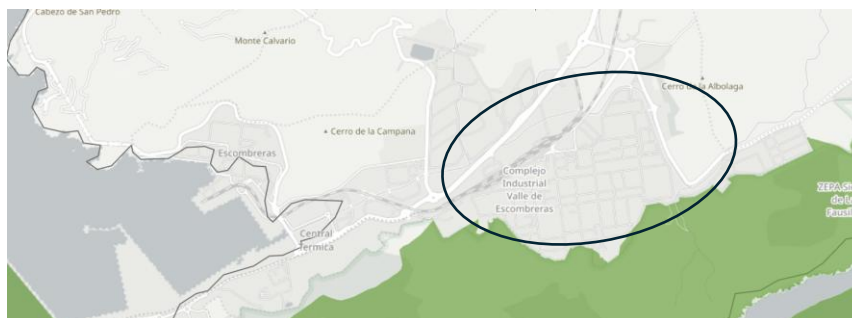


Figura 10. Visor de zona Red Natural en los alrededores de la ubicación. (28)

4.6 Paisaje

La región presenta amplia variedad ambiental dadas las influencias europeas y norteafricanas contando con un paisaje de contrastes. Sin embargo, en el Polígono se ha construido y explotado durante años por lo que el entorno es meramente industrial y el impacto en el paisaje será bajo. (13)

4.7 Indicadores económicos y poblacionales: Población y empleo

Cartagena tiene una población total de 222.205 habitantes según el Ayuntamiento de Cartagena (29) de 2025 y el término municipal total abarca 558,1km². La tasa de paro registrada en Cartagena en abril del 2025 fue del 12,49% (30). La tendencia de crecimiento de población en los últimos años se ha mantenido constante sin picos de subida ni bajada.

Se sitúa como un importante centro industrial con actividades relacionadas con la construcción naval, la industria petroquímica y la minería. Por lo que se espera que el impacto del proyecto en la población sea positivo puesto que para la fase de instalación y explotación de las nuevas líneas será necesario personal cualificado, con lo que bajará la tasa de paro, y la población está habituada a actividad industrial por lo que la propuesta no debería provocar rechazo.

5. Identificación y valoración de impactos

Una vez analizada la situación de las modificaciones planteadas a la situación convencional y su tendencia hacia la producción de combustibles sostenibles se deben analizar los impactos en la fase de obra para la instalación de equipos y en la explotación. La fase final de desmantelamiento no se contempla puesto que se presupone que, a partir de la instalación de las modificaciones, estas pasarán a formar parte del conjunto de la planta de producción y las medidas de desmantelamiento deben ser acorde a las allí planteadas. De igual manera al ser una propuesta no se conoce el grado de duración del proyecto ni las modificaciones que se llegarán a efectuar.

5.1 Identificación y valoración de impactos en la fase de obra

Los principales impactos en la fase de obra para la instalación de las unidades propuestas se espera que sean por el acondicionamiento del terreno y la construcción de equipos. Para lo que serán necesarios materiales de construcción y maquinaria pesada.

Se espera que los contaminantes sean principalmente partículas en suspensión que puedan dañar a personas y/o equipos y los residuos sólidos derivados de la construcción.

Las categorías de impactos se identifican y evalúan en la *Matriz de Leopold* recogida en la figura 11.

Tras el análisis realizado se concluye que el impacto sobre la fauna y la flora existe por el contexto general de la situación al aire libre, pero será bajo al situar las obras en un polígono industrial adecuadamente definido en el que no se interrumpe el ciclo de vida. En cuanto a cultura o clasificación de sitio arqueológico no se contempla en el enclave seleccionado por lo que el impacto será 0.

Por otra parte, los impactos negativos sobre el suelo y el terreno son necesarios para la construcción y serán mitigados aplicando las correctas medidas preventivas. Sin embargo, el impacto será positivo en la población al generar puestos de trabajo.

5.2 Identificación y valoración de la fase de explotación

Los principales impactos en la fase de explotación de la instalación se espera que estén ligados a la operación normal de la instalación es decir a la necesidad del tratamiento de aguas y residuos generados y a las emisiones derivadas de la conversión química. Por otra parte, también se incluyen en el análisis el tránsito de transporte para abastecer a la instalación y el mantenimiento de los equipos y conducciones que será imprescindible para la vida del proceso.

Las categorías de impactos se identifican y evalúan en la *Matriz de Leopold* recogida en la figura 11.

Tras el análisis realizado, se concluye que la mayor parte de los impactos negativos serán derivados de una mala gestión de aguas residuales, residuos y emisiones. Ante una mala gestión impactarían directamente en el medio y serían perjudiciales para la localidad. Por otra parte, el impacto del transporte es inevitable, pero se espera que no sea significativo en comparación al que ya se está realizando en el polígono para abastecer al resto de las industrias.

Por otra parte, el impacto más positivo de nuevo resulta en el término socioeconómico por la aparición de empleo para el control y funcionamiento de las nuevas líneas. Además, cabe destacar que el objetivo principal del proyecto es tender hacia una producción de combustible sostenible para aviación por lo que se espera que se reciba socialmente como una buena acción

ACCIONES DEL PROYECTO			FASE DE CONSTRUCCIÓN										FASE DE EXPLOTACIÓN										Nº INDICADORES POSITIVOS	Nº INDICADORES NEGATIVOS	IMPACTO POR SUBCOMPONENTE	IMPACTO POR COMPONENTES	IMPACTO TOTAL DEL PROYECTO				
			Gestión de residuos de obra		Acondicionamiento del terreno		Cimentación y estructuras		Instalaciones de obra		Tránsitos de vehículos pesados		Operación diaria en la instalación		Tratamiento de aguas residuales		Emisiones a la atmósfera		Tránsito de vehículos		Mantenimiento							Tratamiento y gestión de residuos			
FACTORES AMBIENTALES			M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I							
Criterios de Valoración			M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I							
FISICO	SUELO	Tasa de erosión			-2	2	-2	1	-2	1	-1	1														0	4	-9			
		Estructuras	-1	1	-2	2	-2	2																		0	4	-12			
	ATMOSFERA	Calidad del aire	-2	2	-2	1																				0	6	-27			
		Ruido	-1	1	-3	2	-1	2	-3	2	-3	2	-1	1													0	8	-24	-99	
	AGUA	Turbidez	-2	1	-2	1																					0	3	-5		
		Toxicidad																										0	1	-1	
PAISAJE	Calidad	-2	4	-2	2	-2	2	-2	2																		0	5	-21		
BIOLÓGICO	FLORA	Estructura y composición	-1	2	-1	2																				0	6	-10			
		Habitat					-1	1																			0	3	-5	-19	
	FAUNA	Habitat																									0	2	-4		
SOCIO ECONÓMICO	POBLACIÓN	Migración																									0	0	0		
	TERRITORIO	Uso de la Tierra			-3	3																					0	4	-15		
	ECONOMÍA	Generación de Empleo			3	4	4	4	4	4	4	4	3	3	4	3	1	2										9	0	87	72
	CULTURA	Sitio Arqueológico																									0	0	0		
INDICADORES con MAGNITUD POSITIVA			0		8		5		3		3		6		4		2		5		1		3		9						
INDICADORES con MAGNITUD NEGATIVA			6		8		5		3		3		6		4		2		5		1		3		9						
SUMA DE PRODUCTOS (M x I)			-18		-21		3		4		-7		5		-4		-8		-5		8		-3		-46						
																											46		Matriz correcta en el cálculo		
																											9		Matriz correcta en el cálculo		
																											-46		Matriz correcta en el cálculo		

Figura 11. Matriz de Leopold

6. Medidas preventivas y correctoras

Tras el planteamiento de los impactos, se desean recoger las principales medidas preventivas y correctoras para hacer viable ambientalmente la propuesta de proyecto.

Para la fase de obra, se espera que el mayor impacto sea por la necesidad de material y maquinaria específica. Igualmente, el impacto debiera mitigarse con la correcta ubicación de la maquinaria en la instalación y un sistema amparado por Real Decreto 105/2008, de 1 de febrero, por el que se regula la producción y gestión de los residuos de construcción y demolición.

Una vez puesta en marcha la instalación los impactos más preocupantes residen en las emisiones. Para evitar las emisiones a la atmósfera se les debe dar una utilidad a las corrientes gaseosas resultantes. Las medidas se aplicarán principalmente a la corriente de gases ácidos derivada de la captura de carbono en la fase de purificación y la corriente de purga.

Para la corriente de purga, se propone su envío a una instalación de valorización energética. Esta propuesta ya se ha planteado en instalaciones *Fischer-Tropsch* convencionales, pero con la totalidad de la corriente de gases ligeros como se puede observar en la Figura 12.

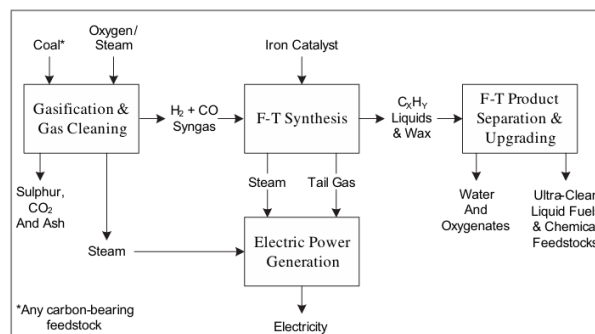


Figura 12. Esquema de una instalación FT convencional. (31)

Sin embargo, en el proyecto propuesto se propone enviar a generación de electricidad solo una parte de la corriente y la otra parte será reaprovechada en el proceso productivo. Para dar soporte a esta idea se toma la definición propuesta en el documento de Mejores Técnicas Disponibles (MTD), véase Figura 13, para *Grandes Instalaciones de Combustión*. En la que se describe la turbina de gas que se alimentaría con la corriente de purga para la producción de electricidad. Este gas de combustión derivaría de fuentes renovables. (32)

Término utilizado	Definición
Términos generales	
Caldera	Cualquier instalación de combustión, con excepción de los motores, las turbinas de gas y los calentadores y hornos de proceso.
Turbina de gas de ciclo combinado (TGCC)	Una TGCC es una instalación de combustión en la que se utilizan dos ciclos termodinámicos (es decir, los ciclos Brayton y Rankine). En una TGCC, el calor del gas de combustión de una turbina de gas (que funciona según el ciclo Brayton para producir electricidad) se convierte en energía útil en un generador de vapor con recuperación de calor (GVRC), donde se utiliza para generar vapor que a continuación se expande en una turbina de vapor (que funciona según el ciclo Rankine para producir electricidad adicional). A los efectos de las presentes conclusiones sobre las MTD, una TGCC incluye configuraciones con y sin alimentación suplementaria del GVRC.
Instalación de combustión	Cualquier dispositivo técnico en el que se oxidan productos combustibles a fin de utilizar el calor así producido. A los efectos de las presentes conclusiones sobre las MTD, una combinación de: — dos o más instalaciones de combustión independientes en las que los gases de combustión se expulsan por una chimenea común, o

Figura 13. Mejores técnicas disponibles para grandes instalaciones de combustión. (32)

Para la corriente de gases ácidos se propone su envío a una instalación de revalorización de dióxido de carbono. La corriente es rica en este gas, pero además contiene impurezas que deberán ser eliminadas en la instalación final de captura para el aprovechamiento del gas puro. Un ejemplo es el proyecto *TarracoCO₂-Storage Repsol* que tiene como objetivo almacenar 54Mt de CO₂ para diversos usos. (33)

Además, se espera que el sistema de control y los dispositivos de contención y seguridad estén adecuadamente diseñados y bajo la normativa de aplicación por lo que ante un accidente en ningún caso se emitan gases contaminantes a la atmósfera. En las modificaciones propuestas, se trabaja con los principales gases contaminantes que se incluyen en el análisis de la calidad del aire: (34)

- Metano (CH₄)
- Monóxido de carbono (CO)
- Dióxido de carbono (CO₂)

Por tanto, se debe garantizar que se cumple con los niveles de garantía de emisiones establecidos en la Normativa Europea, EN.

7. Plan de vigilancia ambiental

El plan de vigilancia ambiental, PVA, es una parte indispensable del Estudio de Impacto Ambiental como se establece en el Artículo 35 de la *Ley 21/2013*. (35)

a. Introducción

Con el PVA se establece un sistema que garantiza el cumplimiento y seguimiento de las indicaciones y de las medidas preventivas y correctoras contenidas en el EsIA. Además, se incluye en los objetivos la detección de la aparición de posibles efectos o impactos negativos que no se hayan tenido en cuenta previamente. Por otra parte, se podrán adoptar nuevas medidas correctoras o modificar las existentes en el caso de registro de impactos fuera de los límites de aceptación. (35)

En el PVA se incluirán aspectos clave como el control del consumo de materias primas no renovables, las emisiones de GEI o el consumo de recursos energéticos.

b. Descripción de los trabajos

El proyecto incluye dos fases principales la fase de obra y la fase de explotación. En la fase de obra se incluyen las labores de instalación de los equipos de proceso para lo que se requerirá personal autorizado y el permiso de obra a emitir por la autoridad pertinente. Y la fase de explotación en la que se operarán las nuevas líneas diseñadas para las que se requerirá personal autorizado y con competencia para el control de la operación industrial y asegurar el cumplimiento de la normativa ambiental para preservar la salud pública.

c. Actuaciones de seguimiento y vigilancia durante las obras

Tras la identificación de los principales impactos se debe seguir un protocolo de monitoreo de las condiciones.

- Calidad del aire. Principalmente por el contenido de partículas en suspensión y polvo que se generará de las operaciones de acondicionamiento del terreno para la instalación. Deberá ser monitorizada la calidad del aire.
- Ruido y vibraciones. Derivadas del tránsito de maquinaria pesada. En el contexto del polígono industrial no será perjudicial para los habitantes, pero sí para operarios que deben disponer de protección auditiva certificada. El correcto uso de la protección será responsabilidad individual del personal, pero se dispondrá de un sistema de auditoría y revisión por parte del responsable del departamento de Prevención de Riesgo Laborales, PRL.
- Suelo y agua. Debe instalarse un sistema provisional para la contención de posibles vertidos accidentales cuya esto deberá ser revisado en todas las etapas de duración de la obra.
- Accidentes laborales. Todos los operarios deben estar asegurados en la Seguridad Social y la empresa contratista debe hacerse responsable de que el entorno de trabajo sea seguro.

d. Actuaciones de seguimiento y vigilancia durante la fase de explotación

En la fase de explotación los impactos ambientales están directamente relacionados con el mantenimiento de las instalaciones en su estado óptimo y de garantizar la operación en condiciones seguras. Para ello se debe dotar al equipo en planta de responsables de áreas especializados en materia de seguridad laboral y operacional, control de operación y mantenimiento. A continuación, se numeran las principales prácticas y medidas de actuación.

- Control del estado de los equipos y conducciones por el departamento de mantenimiento de la instalación para evitar fugas, corrosión u otro tipo de problemática que pongan en riesgo la operación.
- Control del estado de los dispositivos de control y seguridad instalados para mantenerlos en condiciones óptimas de funcionamiento y garantizar su operabilidad cuando sean necesarios.
- Realizar simulacros y formación en medidas preventivas y de seguridad para cerciorarse de que son conocidas por todo el personal de fábrica.

- Formación y concienciación en la normativa ambiental para garantizar cultura de cero impactos ambientales y que se respeten las medidas de contención y los dispositivos de tratamiento y gestión de residuos, efluentes y emisiones.
- Control del estado de los equipos de medición planteados para el control de la calidad del aire
- Control del estado de las vías de entrada y salida de equipos de emergencia.
- Auditorías externas para asegurar el cumplimiento de las medidas planteadas y descritas.

8. Documento de síntesis

Se desea recoger el resumen de los impactos de la instalación y puesta en marcha del proyecto de modificación de una planta de producción Fischer-Tropsch para su adaptación a combustibles sostenibles para aviación, SAF. Se plantea el diseño de una línea de recirculación y de purificación de gas de síntesis para los que se ha realizado el correspondiente Estudio de Impacto Ambiental, EsIA.

En el inventario ambiental, se recogen las principales influencias climáticas en la región de Murcia, Cartagena para motivos como la precaución en el consumo de agua dada la escasez de precipitaciones o análisis de la fauna y la flora. Se concluye que aunque existen especies protegidas en la región la ubicación y el proyecto planteados no interfieren y tampoco se requieren medidas especiales por estar fuera de espacio Red Natura 2000. En cuanto al consumo de agua y otros servicios generales, se descarta un impacto significativo por unirse al consumo general del polígono industrial.

El principal impacto positivo es el socioeconómico al generar empleo y contratación de personal de la zona afectada.

El resto de los impactos negativos se han descrito con detalle en el estudio, pero se exponen las medidas preventivas y correctoras de aplicación. Los principales impactos negativos derivados de la fase de obra será el ruido y la liberación de partículas y residuos que serán paliados con protección auditiva homologada y el correcto sistema de gestión de maquinaria pesada y residuos. En la fase de explotación el principal impacto se identifica en las emisiones que se mitigan con la instalación de medidores de la calidad del aire y situando las corrientes que no son producto final ni se reaprovechan en la instalación en un fin útil. En un caso para la generación de energía eléctrica y en otro para una captura de dióxido de carbono y aprovechamiento.

Santiago de Compostela, 30 de junio de 2025

Firmado,



Lucía Freire Moure



Julia Feijoo Cacabelos

9. Bibliografía

1. MINISTERIO DE TRANSPORTES Y MOVILIDAD SOSTENIBLE. *Índice Estudio De Impacto Ambiental*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: https://www.transportes.gob.es/recursos_mfom/carreteras/T2-CS-5790-5800-5810/Estudio%20de%20Impacto%20Ambienta/Indice.pdf.
2. GOBIERNO DE ESPAÑA. *Ley 21/2013, De 9 De Diciembre, De Evaluación Ambiental*. , 2013 [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2013-12913>.
3. GABINETE JURÍDICO. *La Importancia Del Inventario Ambiental*. , 2024. [consultado el 11 de junio del 2025]
4. QUIMICA.ES. *Proceso Fischer-Tropsch*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: https://www.quimica.es/enciclopedia/Proceso_Fischer-Tropsch.html#:~:text=En%201944%20Jap%C3%B3n%20produjo%20114.000,desmanteladas%20despu%C3%A9s%20de%20la%20guerra.
5. NATIONAL ENERGY TECHNOLOGY LABORATORY. *Fischer-Tropsch Synthesis*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: https://netl.doe.gov/research/carbon-management/energy-systems/gasification/gasifipedia/ftsynthesis?utm_campaign=63567312c8da9900012acd4&utm_content=636e8ec1c667e3000101d7ab&utm_medium=smarpshare&utm_source=linkedin
6. NATIONAL ENERGY TECHNOLOGY LABORATORY. *Commercial use of Fischer-Tropsch Synthesis*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://netl.doe.gov/research/carbon-management/energy-systems/gasification/gasifipedia/sasol>
7. NATIONAL ENERGY TECHNOLOGY LABORATORY. *Fischer-Tropsch Efficiency & Performance*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://netl.doe.gov/research/carbon-management/energy-systems/gasification/gasifipedia/efficiency>
8. CONSEJO EUROPEO. *Pacto Verde Europeo*. , 2025. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://www.consilium.europa.eu/es/policies/european-green-deal/#what>
9. CONSEJO EUROPEO. *Objetivo 55*. , 2025. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://www.consilium.europa.eu/es/policies/fit-for-55/>
10. EUROPEAN COMMISSION. *ReFuelEU Aviation*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: https://transport.ec.europa.eu/transport-modes/air/environment/refueleu-aviation_en
11. SASOL LIMITED. *Integrated Report*. , 2022 [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://netl.doe.gov/sites/default/files/2023-08/SASOL%20Integrated%20Report%202022.pdf>.

12. EUROPEAN UNION. *COMMISSION IMPLEMENTING DECISION*

of 9 October 2014

Establishing Best Available Techniques (BAT) Conclusions, Under Directive 2010/75/EU of the European Parliament and of the Council on Industrial Emissions, for the Refining of Mineral Oil and Gas., 2014 [consultado el 11 de junio del 2025]

Disponible en: https://eur-lex.europa.eu/legal-content/EN/TXT/?uri=OJ%3AJOL_2014_307_R_0009.

13. REGIÓN DE MURCIA. *Territorio*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025]

Disponible en:

[https://www.carm.es/web/pagina?IDCONTENIDO=1613&IDTIPO=100&RASTRO=c\[consultado el 11 de junio del 2025\]m25987,127,1604#:~:text=El%20clima%20se%20define%20como,que%20oscila n%20seg%C3%BAAn%20la%20altura](https://www.carm.es/web/pagina?IDCONTENIDO=1613&IDTIPO=100&RASTRO=c[consultado el 11 de junio del 2025]m25987,127,1604#:~:text=El%20clima%20se%20define%20como,que%20oscila n%20seg%C3%BAAn%20la%20altura).

14. WEATHER SPARK. *El Clima Y El Tiempo Promedio En Todo El Año En Cartagena*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en:

<https://es.weatherspark.com/y/42416/Clima-promedio-en-Cartagena-Espa%C3%B1a-durante-todo-el-a%C3%B1o>

15. EMBALSES.NET. *Estación Meteorológica En Cartagena*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://www.embalses.net/estacion-meteorologica-883.html>

16. MINISTERIO DE OBRAS PÚBLICAS Y URBANISMO. *Acueducto Tajo-Segura*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en:

https://www.chsegura.es/export/sites/chs/.galleries/descargas_libros/0098.pdf.

17. MINISTERIO PARA LA TRANSICIÓN ECOLÓGICA Y EL RETO DEMOGRÁFICO. *Trasvase Tajo-Segura*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025]

Disponible en: <https://www.miteco.gob.es/es/agua/temas/concesiones-y-autorizaciones/trasvase-tajo-segura.html>

18. REGMURCIA INTEGRA-DIGITAL. *Su Fauna Y Flora*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en:

https://www.regmurcia.com/servlet/s.SI?sit=a,0,c,365,m,2705&r=ReP-16729-DETALLE_REPORTAJESPADRE

19. GOBIERNO DE ESPAÑA. *Ley 34/2007, De 15 De Noviembre, De Calidad Del Aire Y Protección De La Atmósfera*. , 2007 [consultado el 11 de junio del 2025]

Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-2007-19744&tn=1&p=20171223>.

20. REGMURCIA INTEGRA-DIGITAL. *Calidad Del Aire*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en:

https://www.regmurcia.com/servlet/s.SI?sit=c,365,m,2705&r=ReP-17765-DETALLE_REPORTAJESPADRE#:~:text=Esta%20zona%20de%20Cartagena%20y,e n%20las%20zonas%20industriales%20pr%C3%B3ximas.

21. MINISTERIO PARA LA TRANSICIÓN ECOLÓGICA Y EL RETO DEMOGRÁFICO. *Índice De Calidad Del Aire*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/atmosfera-y-calidad-del-aire/visualizacion-datos-calidad-del-aire/ica.html>
22. IQAIR. *Calidad Del Aire En Cartagena*. , 2025. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://www.iqair.com/es/spain/murcia/cartagena?srsltid=AfmBOor4gWEceUk16IJsxdUfvIF4QmL1Pvbhc5CdUqpk4II7m0ikT6e>
23. AIRNOW. *¿De Dónde Viene El Índice De Calidad Del Aire?* s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://www.airnow.gov/wednesday-aqi-spanish/>
24. IQAIR. *Mapa De Calidad Del Aire De Cartagena*. , 2025. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://www.iqair.com/es/air-quality-map/spain/murcia/cartagena>
25. COMUNIDAD DE REGANTES. CAMPO DE CARTAGENA. *Medio Físico*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://www.crcc.es/medio-fisico/#:~:text=El%20%C3%A1rea%20de%20la%20Comunidad,torno%20a%20los%20300%20mm.>
26. AYUNTAMIENTO DE CARTAGENA. *Flora Silvestre Protegida*. , 2022. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://urbanismo.cartagena.es/medionatural/areas.asp?CodMenu=003&Ficha=310&Activa=19>
27. AYUNTAMIENTO DE CARTAGENA. *Vías Pecuarias*. , 2022. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://urbanismo.cartagena.es/medionatural/areas.asp?CodMenu=003&Ficha=390&Activa=46>
28. EEA. *Natura 2000 Viewer*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://natura2000.eea.europa.eu/>
29. AYUNTAMIENTO DE CARTAGENA. *Población*. , 2021. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://www.cartagena.es/poblacion.asp?idPaginaOriginal=1325>
30. EXPANSIÓN. *Paro Por Municipios: Cartagena - (Murcia)*. s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://datosmacro.expansion.com/paro/espana/municipios/murcia/murcia/cartagena>
31. S.S. Gill a, et al. Combustion Characteristics and Emissions of Fischer–Tropsch Diesel Fuels in IC Engines. *Progress in Energy and Combustion Science. ScienceDirect*, August, 2011. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S036012851000064X?fr=RR-2&ref=pdf_download&rr=9566fc063d1ab124 DOI <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2010.09.001>.

32. COMISIÓN EUROPEA. *DECISIÓN DE EJECUCIÓN (UE) 2021/2326 DE LA COMISIÓN De 30 De Noviembre De 2021 Por La Que Se Establecen Las Conclusiones Sobre Las Mejores Técnicas Disponibles (MTD) Conforme a La Directiva 2010/75/UE Del Parlamento Europeo Y Del Consejo Para Las Grandes Instalaciones De Combustión.* 2021. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: https://prtres.es/Data/images/DecisionConclusionesMTD_GIC.pdf.
33. REPSOL. *Captura, Almacenamiento Y Uso Del Carbono (CCUS). La Tecnología, Una De Las Principales Vías Para Frenar El Cambio Climático.* s.f. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://www.repsol.com/es/sostenibilidad/ejes-sostenibilidad/cambio-climatico/nuevos-desarrollos-tecnologicos/index.cshtml>
34. ENVIRA. *Sistemas De Monitorización De Emisiones CEMS: Qué Son, Tipos Y Características.* 2023. [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: <https://envira.es/sistemas-de-monitorizacion-de-emisiones-cems-que-son-tipos-y-caracteristicas/>
35. ECOS. *Anexo III: Plan De Vigilancia Ambiental.* 2023 [consultado el 11 de junio del 2025] Disponible en: https://www.seguridadeaerea.gob.es/sites/default/files/Documento%20original%20-%20Anexo%20III_Plan%20Vigilancia%20Ambiental.pdf.

DOCUMENTO V: PRESUPUESTO

ÍNDICE

1.	Introducción.....	1
2.	Metodología de cálculo	2
3.	Índice de año y cambio de divisa.....	3
4.	Determinación de los parámetros S	4
4.1	Intercambiadores de calor.....	4
4.1	C-301	4
4.1	P-101.....	4
4.1	T-101	5
4.1	R-301	5
4.1	H-301	6
4.1	PSA.....	6
5.	Costes fijos totales.....	6
6.	Bibliografía.....	8

1. Introducción

El presupuesto juega un papel clave en la inversión en una planta química. Es imprescindible conocer los gastos, tanto fijos como variables, con el objetivo de establecer una inversión inicial relativa a la planta química que se está diseñando.

Los costes fijos, a su vez, se dividen en subcategorías, ya que existen diferentes contribuciones. La suma de estas contribuciones se refiere a coste total relativo al diseño, construcción e instalación de una planta química. Las subcategorías son las siguientes:

1. Costes fijos directos o ISBL (límite de la inversión en baterías internas): esta suma de costes se refiere a los costes de la propia planta. En esta subcategoría entran todas las contribuciones de los equipos y sus conexiones, así como los costes por el suministro eléctrico, el coste debido al control de la operación de la planta, etc.
2. OSBL: se refiere a las modificaciones y mejoras a las infraestructuras. Es la inversión offsite o los costes externos de la planta.
3. Costos de ingeniería y producción: incluyen diferentes contribuciones, como la ingeniería necesaria para el diseño básico de los equipos, el layout de la planta, la supervisión de obra y servicios de construcción, gestión de proyectos, gastos administrativos, etc.
4. Costes de contingencia: se refiere a los costos adicionales que se añaden al presupuesto con el objetivo de una cierta compensación debida a la estimación de los costes, ya que, como todas las estimaciones, siempre tienen un porcentaje de incertidumbre. El coste total de instalación de muchos equipos no se puede conocer hasta llegado el momento final de la instalación, pero estas estimaciones son las que ayudan a la preparación. Los costes de contingencia ayudan a cubrir otros problemas, además de la incertidumbre de la estimación, como son:
 - a. Cambios en el alcance del proyecto.
 - b. Cambios en los precios.
 - c. Fluctuaciones monetarias. (cambios de divisa de euro a dólar, por ejemplo)
 - d. Problemas con contratistas.

Por otro lado, para calcular la contribución de los gastos circulantes o variables, para una estimación inicial, se puede calcular como el 10-20% de los costes fijos totales. Entre estos costes variables se diferencian los siguientes:

- Inventario de materia prima.
- Inventario de productos y subproductos.
- Efectivo disponible.
- Cuentas por cobrar.

Por lo tanto, el presupuesto final se calcula como la suma de los costes fijos y los costes variables.

2. Metodología de cálculo

Para el cálculo de costes de equipos, en una estimación inicial, los cálculos se basan en el método empírico factorial. La *ecuación [1]* para el cálculo del coste de un equipo concreto es la siguiente:

$$C_E = a + b * S^n \quad [1]$$

Siendo:

- C_E : coste del equipo.
- a y b: constantes empíricas.
- n: constante exponencial.
- S: parámetro específico de tamaño del equipo. Dependiendo del equipo puede ser, por ejemplo, área o peso de la carcasa.

Para los diferentes equipos presentes en las líneas propuestas de rediseño, secciones 100 y 300, las constantes empíricas y exponenciales son las siguientes, recogidas en la siguiente Tabla 1.

Tabla 1. Constantes de coste de los diferentes equipos (1)

Equipo	a	b	n
Intercambiadores de calor	24.000	46	1,2
C-301	490.000	16.800	0,6
P-101	6900	206	0,9
T-101	15.000	68	0,85
R-301	15.000	68	0,85
H-301	68.500	93.000	0,8

Es importante tener en cuenta que ese cálculo estará en dólares estadounidenses (\$) y calculado sobre los costes de 2007 (C_E index: 509,7). En apartados posteriores, se explicará tanto el cambio de divisa como el cambio del índice de coste.

Una vez se tiene el valor del coste de todos los equipos, es necesaria la aplicación de una serie de factores que sirven para la mejor estimación del costo fijo directo, teniendo en cuenta otras cosas de la propia planta química, como son las tuberías, el coste de la electricidad, el del control del proceso, etc.

De la siguiente Tabla 1 se pueden obtener los valores de los factores que es necesario usar:

Tabla 2. Factores de corrección de costes(1)

Factor	Valor
Instalación de equipos, fer	0,3
Tubería, fp	0,8
Instrumentación y control, fi	0,3
Eléctrico, fel	0,2
Civil, fc	0,3
Estructuras y edificios	0,2
Revestimiento y pintura, fl	0,1

Por otro lado, también es necesario el uso de un factor de material, diferenciando entre acero al carbono,

Por lo tanto, el cálculo final para los costes de equipos, basados en el año 2007, se hace con la ecuación [2] siguiente:

$$C = \sum C_E * \left[(1 + f_p) + \frac{f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_i}{f_m} \right] \quad [2]$$

El resultado de esa ecuación será el coste total de los equipos de proceso, que se debe sumar al resto de costes fijos directos.

3. Índice de año y cambio de divisa

Como ya se ha dicho, el coste resultante de la aplicación del método empírico factorial es un coste basado en el año 2007, por lo que se hace necesaria la actualización al año 2024, que es el año más reciente del que se dispone de los datos.

La actualización de coste se puede llevar a cabo gracias al CEPCI (chemical engineering plant cost index), un índice de costo anual que permite el ajuste de los costes de equipos.

El CEPCI del año 2007, año base para el cálculo de los costes previos de los equipos, es de 509,7. Por otro lado, el índice para el año 2024, actualizado del mes de mayo, es de 798,8 (2). Con la siguiente ecuación [3], se calcula la actualización del coste debido al cambio de año:

$$\text{Coste 2024} = \text{Coste 2007} * \frac{\text{CEPCI 2024}}{\text{CEPCI 2007}} \quad [3]$$

Sin embargo, ese coste sigue estando en USD\$, por lo que hay que realizar el cambio de divisa para pasar el coste a €. Para realizar el cambio de divisa, se sabe que, actualmente, 1 euro equivale a 1,16 USD\$ (3).

4. Determinación de los parámetros S

En este apartado, se procede a la determinación de los parámetros S que son necesarios para el cálculo de costes de cada equipo. Dependiendo del equipo, el parámetro cambia.

4.1 Intercambiadores de calor

Para el cálculo del coste de los intercambiadores de calor, es necesaria el área de los mismos, calculada en *Anexo II. Cálculos justificativos. Parte C: Dimensionamiento básico de equipos*. En la siguiente Tabla 3, se disponen las respectivas áreas calculadas en el anexo.

Tabla 3. Resumen de las áreas de intercambiadores para cálculo de costes. Elaboración propia

Intercambiador	Área	Unidades
E-301	27,00	m2
E-302	107,48	m2
E-303	176,16	m2
E-101	108,17	m2
E-102	711,03	m2

Por lo tanto, en la siguiente Tabla 4 se recogen los costes de todos los intercambiadores anteriormente expuesto:

Tabla 4. Resumen de los costes asociados a cada uno de los intercambiadores. Elaboración propia

Intercambiador	Coste	Unidades
E-301	26.401	€
E-302	36.600	€
E-303	46.795	€
E-101	36.697	€
E-102	145.626	€

4.1C-301

El coste de los compresores se basa en la potencia calculada, necesaria para aumentar la presión. En este caso, la potencia del compresor está calculada en el Anexo I. Balances de materia y energía.

En este caso, el compresor se decidió como un compresor centrífugo. La potencia del compresor es de 196,9 kW, resultando un valor de **\$889.815,02**.

4.1P-101

La bomba, al ser una bomba centrífuga, para aplicar el método empírico factorial, se debe hacer en base al flujo volumétrico de la corriente a la que le sube la presión. El caudal volumétrico que trata es 79,19 L/s.

Por lo tanto, el coste relativo a la bomba de aumento de presión es de **\$17.435,99**.

4.1T-101

El coste del absorbedor se debe hacer en base al peso de la carcasa, ya que se considera como un tanque a presión para esta estimación, porque la presión de operación es de 25 bar. Para ello, son necesarios una serie de datos relativos al diseño mecánico, disponibles en el *Anexo II. Cálculos justificativos. Parte A. Columna de absorción T-101*. En la siguiente Tabla 5, se resumen los cálculos para el peso de la carcasa:

*Tabla 5. Resumen del procedimiento de cálculo para la obtención del coste de la columna T-101.
Elaboración propia*

Parámetro	Valor	Unidades
Di	1,14	m
Do	1,18	m
L	18,02	m
t	0,0195	m
A_{externa}	66,93	m ²
V	1,31	m ³
pacero	7.930	kg/m ³
Peso carcasa	10.356,36	kg

Teniendo en cuenta ese peso de carcasa y las constantes determinadas previamente, el coste de la columna es de **\$190.968,52**.

4.1R-301

El coste del reactor autotérmico se calcula, al igual que el absorbedor, como un tanque a presión, debido a que la presión de operación es de 20 bar. Por lo tanto, para el cálculo del peso de la carcasa, se sigue la misma metodología que con el absorbedor, recogida en la Tabla 6.

Tabla 6. Resumen del procedimiento de cálculo para la obtención del coste del reactor R-301

Parámetro	Valor	Unidades
Di	2	m
Do	2,076	m
L	11	m
t	0,038	m

A_{externa}	71,74	m ²
V	2,73	m ³
pacero	7.930	kg/m ³
Peso carcasa	21.618,6	kg

Con ese peso de carcasa, y los valores de las constantes de apartados anteriores, se calcula el coste total del reactor. El coste resulta de **\$343.936,15**.

4.1H-301

El coste del horno se calcula en base al calor intercambiado dentro del mismo, que se calcula en el Anexo I. Balances de materia y energía. El calor intercambiado es de 2,03 MW.

Por lo tanto, el coste total del horno es de **\$232.470,22**.

4.1PSA

El coste del PSA, para una estimación inicial en un proyecto de ingeniería básica, se puede calcular en base a la cantidad de adsorbente necesario.

Según datos bibliográficos (4), se estima que se puede necesitar una cantidad de adsorbente (zeolitas 5A) de 7.051,1 lb/TPD H₂. Teniendo en cuenta que la corriente de H₂ de entrada al PSA es de 1808,62 kg/h, la cantidad total necesaria de adsorbente es de 138.829,1 kg. Sabiendo que el precio de a zeolita es de 1,29 €/kg (5), el coste total final estimado para el PSA es de **\$179.520**.

Todos los resultados anteriores no tienen en cuenta ni el cambio de divisa ni los factores necesario aplicar.

5. Costes fijos totales

A continuación, se presentan varias tablas resumen del cálculo de los costes fijos, tanto directos como indirectos, aplicando los factores, cambios de divisa, y cambios del índice de costes anual, y de los costes variables.

En relación con los costes fijos directos, el resultado, recogido en la Tabla 7 es el siguiente:

Tabla 7. Costes directos fijos resultantes. Elaboración propia

COSTES DIRECTOS FIJOS O ISBL	22.508.740 €
Costes totales equipos	7.823.894 €
Instalación equipos	1.805.514 €
Tuberías	6.259.115 €
Instrumentación y control	1.805.514 €

Coste eléctrico	1.203.676 €
Coste civil	1.805.514 €
Estructuras y edificios	1.203.676€
Revestimiento y pintura	601.838 €

En relación con los costes fijos indirectos, los resultados, recogidos en la siguiente Tabla 8 son los siguientes:

Tabla 8. Resumen de los costes fijos indirectos resultantes. Elaboración propia

COSTES FIJOS INDIRECTOS	18.457.167 €
OSBL	6.752.622 €
Diseño e ingeniería	8.778.409 €
Contingencia	2.926.136 €

Para el cálculo del valor del OSBL, el factor se aplica solo al valor del ISBL. Sin embargo, el coste de “diseño e ingeniería” y de “contingencia”, el factor de aplica a la suma de ISBL más OSBL.

Por lo tanto, los costes fijos totales se corresponden con la suma de los directos y los indirectos, más el valor de la parcela estimado (496.119,54 €)(6) , resultando un valor final total de **41.462.027 €**

Para los costes variables, se estimó un porcentaje del 15% sobre los costes fijos totales, resultando en un valor de **6.219.304 €**

Por lo tanto, para el cálculo del presupuesto total necesario, se suman los costes indirectos y los costes directos, resultando un valor de **47.681.332 €**, **CUARENTA Y SIETE MILLONES SEISCIENTOS OCHENTA Y UN MIL TRESCIENTOS TREINTA Y DOS EUROS.**

Santiago de Compostela, 30 de junio de 2025

Firmado,

Lucía Freire Moure

Julia Feijoo Cacabelos




6. Bibliografía

1. RAY SINNOTT, &. and Gavin Towler. *Chemical Engineering Design* 6th ed. Elsevier, 2020 *Chapter 6 - Costing and Project Evaluation*, pp. 275–369 ISBN 978-0-08-102599-4. DOI <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-102599-4.00013-8>.
2. Charles Maxwell. *Cost Indices*. Mar 3, 2025. Disponible en: [Cost Indices – Towering Skills](#)
3. BANCO DE ESPAÑA. *Convertor De Divisas*. DOI s.f. Disponible en : [Convertor de divisas • BdE](#)
4. MOHAMED SAFDAR, A.B., William Ackley. *Pressure Swing Adsorption Process for the Production of Hydrogen*. UNITED STATES: , 2001 Disponible en: <https://patents.google.com/patent/US6340382B1/en>.
5. MADE IN CHINA. *Precio De Zeolita 5A*. s.f. Disponible en: [zeolita 5a,zeolita 5a made in China – Made-in-China.com](#)
6. *Sede Del Catastro Español*. , 2025. Disponible en: <https://www1.sedecatastro.gob.es/CYCBienInmueble/OVCConCiud.aspx?del=51&mun=16&UrbRus=R&RefC=51016A051000470000AR&Apenom=&esBice=&RCBice1=&RCBice2=&DenoBice=&from=nuevoVisor&ZV=NO&anyoZV=>