

Trabajo Fin de Grado  
Grado en Ingeniería Química

Ingeniería básica de una planta de producción de  
etanol a partir de gas de síntesis

Autor: Ricardo Sánchez Montero

Tutor: Manuel Campoy Naranjo

**Dpto. Ingeniería Química y Ambiental**  
**Escuela Técnica Superior de Ingeniería**  
**Universidad de Sevilla**

Sevilla, 2020





Trabajo Fin de Grado  
Grado en Ingeniería Química

# **Ingeniería básica de una planta de producción de etanol a partir de gas de síntesis**

Autor:

Ricardo Sánchez Montero

Tutor:

Manuel Campoy Naranjo

Profesor Titular

Dpto. de Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020

# Agradecimientos

---

En primer lugar, me gustaría agradecer a mi familia. A mis padres, Ricardo y Tere, y a mi hermana Maite. A mis tíos, tías y primos, por siempre haberme soportado y escuchado. Me gustaría dar una especial mención a todos mis abuelos, a mi abuela Josefa que podrá disfrutar de este documento conmigo, y a mis abuelos Antonio, José y Manolita, que estoy seguro que estarán muy orgullosos de todo lo que he logrado y podrán leer este texto allá donde estén.

También a todos mis seres queridos, amigos, compañeros y personas que me he ido cruzando durante toda mi vida y que han aportado algo positivo en mi persona.

A todos mis profesores, desde la escuela infantil hasta la actualidad, por haberme dotado de todos sus conocimientos y hacer que llegue hasta donde estoy hoy, en especial a Manuel Campoy por haberme ayudado a realizar este trabajo, con paciencia y dedicación, en unos tiempos algo revueltos y complicados.

Y, por último, a mí mismo, por haber luchado contra viento y marea durante todos los años de mi vida para lograr llegar y lograr ser quien soy hoy.



El objetivo de este proyecto es la realización de una ingeniería básica para una planta de producción de 100.000 toneladas de etanol al año empleando gas de síntesis.

En primera instancia, se mostrará una introducción donde se comentará qué es el etanol, sus métodos de obtención, el mercado de dicho producto y sus aplicaciones.

Después, se describirá el proceso de producción mediante un diagrama de flujo detallado con todos los equipos y corrientes que participan en el proceso, realizando los diversos balances de materia y energía del proceso completo, además de un diseño de los equipos participantes con sus respectivas hojas de datos.

Para terminar, se realizará un análisis económico preliminar de la instalación con la finalidad de determinar los costes de los equipos y de la inversión de la planta.

# Abstract

---

The objective of this project is to elaborate a basic engineering for a production plant of 100,000 tons of ethanol per year using synthesis gas.

In the first instance, an introduction will be shown, where it will be commented what ethanol is, its methods of obtaining it, the market of this product and its applications.

Afterwards, the production process will be described by a detailed flow diagram with all the equipment and streams that participate in the process, carrying out the material and energy balances of the complete process, as well as a design of the participating equipment with their respective data sheets.

Finally, an approximate economic analysis of the installation will be carried out in order to determine the costs of the equipment and the investment of the plant.

# ÍNDICE

---

<b>Agradecimientos</b>	<b>iv</b>
<b>Resumen</b>	<b>vi</b>
<b>Abstract</b>	<b>vii</b>
<b>ÍNDICE</b>	<b>viii</b>
<b>Índice de Tablas</b>	<b>x</b>
<b>Índice de Figuras</b>	<b>xi</b>
<b>1. Introducción</b>	<b>1</b>
1.1 <i>Objetivo y alcance del Proyecto</i>	1
1.2 <i>Etanol y usos</i>	1
1.3 <i>Gas de Síntesis</i>	2
1.3.1 Hidrógeno	2
1.3.2 Monóxido de carbono	3
1.4 <i>Localización</i>	4
1.5 <i>Métodos de obtención de etanol</i>	4
1.5.1 Hidratación indirecta de etileno	4
1.5.2 Hidratación catalítica directa etileno	5
1.5.3 Etanol a partir de metanol	6
1.5.4 Etanol a partir de gas de síntesis	7
1.5.5 Fermentación de azúcares	8
1.6 <i>Mercado del etanol</i>	9
1.6.1 Mercado global del etanol	9
1.6.2 Mercado etanol en España	11
<b>2. Memoria descriptiva y justificativa</b>	<b>13</b>
2.1 <i>Preparación para la reacción</i>	13
2.2 <i>Reacción</i>	14
2.2.1 Catalizador	16
2.2.2 Cinética de reacción	16
2.3 <i>Separación primaria</i>	18
2.4 <i>Reformado y recirculación</i>	22
<b>3. Memoria de cálculo</b>	<b>24</b>
3.1 <i>Tanques de almacenamiento</i>	24
3.2 <i>Equipos de intercambio de calor</i>	25
4.2.1 Intercambiadores de calor	25
4.3 <i>Equipos de intercambio de energía mecánica</i>	29
4.3.1 Compresores	29
4.3.2 Bombas	30
4.4 <i>Reactor</i>	32
4.5 <i>Separador Flash</i>	34
4.6 <i>Columnas de destilación</i>	36



<b>4. Mediciones y presupuestos</b>	<b>38</b>
5.1 <i>Coste de los equipos</i>	38
5.1.1 Correlaciones de costes	38
5.1.2 Método de Williams	38
5.1.3 Parámetros característicos	39
5.2 <i>Coste inversión de la planta</i>	42
<b>5. Hojas de Especificaciones</b>	<b>43</b>
<b>6. Anexos</b>	<b>63</b>
6.1. <i>Anexo A. Balance de materia y energía del proceso</i>	63
6.2. <i>Anexo B. Diagrama de flujo del proceso</i>	66
6.3. <i>Anexo C. Catálogos de bombas usadas</i>	67
<b>7. Referencias</b>	<b>69</b>

# ÍNDICE DE TABLAS

---

Tabla 1-1. Propiedades del etanol [1]	2
Tabla 1-2. Propiedades del hidrógeno gas [3]	3
Tabla 1-3. Propiedades monóxido de carbono [5]	3
Tabla 2-1. Condiciones de las corrientes en etapa de alimentación al reactor [11]	14
Tabla 2-2. Valores de conversión y selectividad	15
Tabla 2-3. Condiciones de operación de las corrientes en etapa reacción [11]	15
Tabla 2-4. Factores de frecuencia y energías de activación [24]	18
Tabla 2-5. Valores de órdenes de reacción para presiones parciales [24]	18
Tabla 2-6. Condiciones corrientes en flash [11]	19
Tabla 2-7. Puntos de ebullición de los compuestos a separar	19
Tabla 2-8. Caracterización de corrientes en D-101 y D-102 [11]	20
Tabla 2-9. Especificaciones de las corrientes en D-103 y D-104 [11]	22
Tabla 2-10. Especificaciones corrientes de etapa de reformado [28]	23
Tabla 3-1. Temperaturas de inflamación de los productos [36]	24
Tabla 3-2. Capacidad de los tanques de almacenamiento	25
Tabla 3-3. Dimensiones intercambiadores diseñados	29
Tabla 3-4. Potencia diseño de los compresores	30
Tabla 3-5. Características de las bombas de la instalación	32
Tabla 3-6. Dimensiones del reactor	33
Tabla 3-7. Dimensiones de tanque flash F-101	35
Tabla 3-8. Dimensionamiento de las columnas de destilación	37
Tabla 4-1. Capacidad o tamaño de cada equipo [41]	39
Tabla 4-2. Parámetros característicos de cada equipo, $k_i$ [41]	39
Tabla 4-3. Parámetros característicos de cada equipo, $C_i$ [41]	39
Tabla 4-4. Factor de corrección por presión en vasijas [41]	40
Tabla 4-5. Correlaciones de costes para cada equipo [41]	40
Tabla 4-6. Parámetros característicos $B_i$ de cada equipo [41]	40
Tabla 4-7. Cálculo del coste de cada equipo	41
Tabla 4-8. Cálculo coste total de la planta usando el método de Chilton	42
Tabla 6-1. Balance de materia y energía de las corrientes 1-9	63
Tabla 6-2. Balance de materia y energía de las corrientes 10-19	64
Tabla 6-3. Balance de materia y energía de las corrientes 20-29	65

# ÍNDICE DE FIGURAS

---

Figura 1-1. Estructura Etanol [43]	1
Figura 1-2. Ubicación de la instalación [42]	4
Figura 1-3. Diagrama de Flujo producción etanol a partir de etileno [8]	5
Figura 1-4. Diagrama de flujo etanol a partir de metanol y ácido acético [10]	7
Figura 1-5. Productos a partir de gas de síntesis [11]	7
Figura 1-6. Resumen producción de etanol por fermentación [25]	9
Figura 1-7. Producción de Etanol por países [17][19]	9
Figura 1-8. Producción global etanol en % (Elaboración propia con datos [17])	10
Figura 1-9. Aplicaciones Etanol en 2019 [20]	10
Figura 1-10. Situación etanol en España [23]	11
Figura 2-1. Diagrama de bloques del proceso	13
Figura 2-2. Etapa de preparación y alimentación al reactor	14
Figura 2-3. Etapa de reacción	15
Figura 2-4. Etapa de separación flash	19
Figura 2-5. Etapa de separación primaria	20
Figura 2-6. Etapa de separación de propanol	21
Figura 2-7. Etapa de separación entre metanol y etanol	21
Figura 2-8. Etapa de reformado	22
Figura 3-1. Dimensionamiento tanques NRF-015- PEMEX- 2012 [35]	25
Figura 3-2. Evolución de conversión y selectividad en reactor	33
Figura 3-3. Evolución de la conversión de CO en función de la temperatura	34
Figura 3-4. Esquema de un separador flash [39]	35
Figura 6-1. Diagrama de flujo del proceso completo	66
Figura 6-2. Curva selección de bomba P-101 [44]	67
Figura 6-3. Curva característica bomba P-101 [44]	68
Figura 6-4. Curva característica bomba P-102 [44]	68



# 1. INTRODUCCIÓN

---

## 1.1 Objetivo y alcance del Proyecto

El objetivo de este Trabajo Fin de Grado es la elaboración de una ingeniería básica de una planta que produce 100.000 toneladas al año de etanol, empleando gas de síntesis como materia prima.

El Proyecto comprende:

- Elaboración del diagrama de flujo (PFD), donde se verá reflejado las principales etapas del proceso a seguir para la obtención de etanol.
- Balances de materia y de energía realizados a partir del PFD.
- El diseño de la planta, así como de algunos equipos en concreto, y la elaboración de las hojas de especificaciones de los equipos que participan en el proceso.
- Estudio económico de la instalación, para justificar la inversión que se debe realizar.

## 1.2 Etanol y usos

El etanol, cuya estructura se muestra en Figura 1-1, también conocido como alcohol etílico, es un compuesto orgánico perteneciente al grupo de los alcoholes. En condiciones normales, el etanol es un líquido incoloro, inflamable, miscible en agua, como en otros compuestos como pueden ser acetona, benceno, disolventes orgánicos y éteres. Las propiedades químicas del etanol vienen dadas por el grupo funcional alcohol -OH, el cual interviene en reacciones de gran importancia a nivel industrial, como pueden ser las reacciones de deshidratación, halogenación, oxidación y la formación de ésteres.

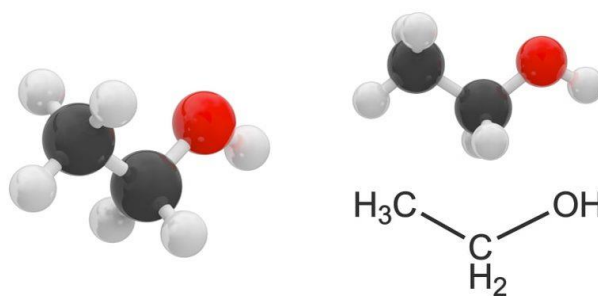


Figura 1-1. Estructura Etanol [43]

A continuación, en la Tabla 1-1 se muestra algunas de las propiedades más importantes del etanol.

Tabla 1-1. Propiedades del etanol [1]

Nombre	Etanol
Fórmula	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH
Masa molar	46,07
Densidad (20 °C)	789 kg/m <sup>3</sup>
Punto de ebullición normal	78,39 °C
Capacidad calorífica (20 °C)	111,1 J mol <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup>
Calor de evaporación (70 °C)	855,66 kJ/kg
Temperatura de autoignición	425 °C

El etanol es un derivado del petróleo y es un compuesto de gran importancia en la industria petroquímica. La obtención de etanol se puede llevar a cabo por diferentes vías siendo la reacción de hidratación de etileno, la fermentación de los azúcares de los carbohidratos, a partir de metanol y a partir de gas de síntesis, las principales. Esta última es la que se va a tener en cuenta en este Proyecto.

Los usos del etanol son variados. Uno de los usos principales del etanol es en la fabricación de bebidas alcohólicas, como pueden ser las cervezas o vinos. Otros de los usos más importantes del etanol pueden ser como disolvente, ya que es el disolvente más importante por detrás del agua o como materia prima para producir otros compuestos como acetaldehído o butadieno. Pero actualmente, su uso más importante es como combustible o como aditivo para gasolina. [1]

### 1.3 Gas de Síntesis

Se denomina gas de síntesis, syngas en inglés, a un gas que está formado en su mayoría por monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H<sub>2</sub>). Puede incluir cantidades insignificativas de vapor de agua, dióxido de carbono y metano. Este gas de síntesis es la base de la mayoría del hidrógeno puro producido, así como del monóxido de carbono. La obtención de gas de síntesis proviene, principalmente, de residuos procedentes de combustibles como el gas natural, residuos de compuestos pesados de azufre y carbón. También se puede obtener mediante residuos de otros combustibles menos convencionales, líquidos o sólidos, así como de biomasa. La composición del gas de síntesis es variable y dependerá de las características de la materia empleada para producirlo. [2]

Las principales aplicaciones del gas de síntesis son para la obtención de amoníaco y metanol, así como de hidrocarburos ligeros a partir del proceso Fischer-Tropsch, en las refinerías por su contenido en H<sub>2</sub> y como combustible para generar electricidad a partir de las turbinas de gas.

#### 1.3.1 Hidrógeno

El hidrógeno es el primer elemento químico de la tabla periódica, teniendo como configuración electrónica 1s<sup>1</sup>. El hidrógeno es el elemento más ligero que existe y en condiciones normales se encuentra en estado gaseoso. Es un gas incoloro, inodoro e inflamable. Algunas de las principales propiedades físicas del hidrógeno gas vienen dadas en la Tabla 1-2. [4]

Tabla 1-2. Propiedades del hidrógeno gas [3]

Nombre	Hidrógeno
Fórmula	H <sub>2</sub>
Masa molecular	2,01
Densidad (0 °C)	0,088 kg/m <sup>3</sup>
Punto ebullición normal	-252,6 °C
Capacidad calorífica	24,263 J mol <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup>
Calor de vaporización (-248 °C)	897 J/mol
Temperatura autoignición	560 °C

En la industria química el H<sub>2</sub> tiene gran importancia, ya que es el compuesto principal en las reacciones de hidrogenación o de reducción. Mayoritariamente, el H<sub>2</sub> se emplea en estas dos reacciones para producir otros compuestos como metanol, juntamente con CO, o la síntesis de amoníaco. Otros usos que se le da al hidrógeno es en refinarias para hidrotratamientos o mezclas con otros compuestos para su combustión y generar energía. [3]

### 1.3.2 Monóxido de carbono

El monóxido de carbono, con fórmula química CO, es un gas incoloro, inodoro y altamente inflamable a temperatura y presión ambiente. Es un gas tóxico generado por la combustión incompleta de compuestos con contenido en carbono. En la industria, el CO se obtiene mediante la gasificación del carbón y por steam reforming del gas natural o en petroquímicas. Como se menciona anteriormente, el CO es un gas con gran importancia en la industria química ya que se emplea con otros gases en la producción de otros compuestos. En la Tabla 1-3 se mostrará algunas propiedades de interés del CO.

Tabla 1-3. Propiedades monóxido de carbono [5]

Nombre	Monóxido de carbono
Fórmula	CO
Masa molecular	28,011
Densidad (20 °C)	1,250 kg/m <sup>3</sup>
Punto ebullición normal	-191,37
Capacidad calorífica	29,142 J mol <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup>
Calor de vaporización (-191,37)	6,042 kJ/mol
Temperatura de autoignición	607 °C

Además de su uso como gas de síntesis en la producción de metanol o amoníaco, entre otros, el CO también se emplea como forma pura para producir compuestos tales como el ácido acético o reaccionando con metales de transición para generar los llamados carbonilos metálicos. [5]

## 1.4 Localización

Se ha decidido colocar la planta en A Coruña, en un polígono a las afueras de la ciudad (Figura 1-2) [42]. Se ha elegido esta localización debido a la comodidad y facilidad del transporte de materias primas (gas de síntesis principalmente) a la planta, proveniente de empresas productoras cercanas a nuestro emplazamiento, como Air Liquide. Además, esta situación de la planta tiene una gran cantidad de accesos por vía terrestre y vía marítima, ya que se encuentra cerca de puertos de gran relevancia a nivel estatal. Esta situación geográfica también ayudaría a la distribución del producto final, y no solo a las materias primas.



Figura 1-2. Ubicación de la instalación [42]

## 1.5 Métodos de obtención de etanol

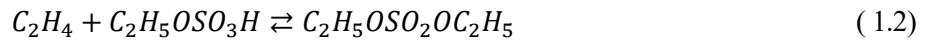
Existen diferentes métodos de obtener  $C_2H_5OH$ . Las principales rutas serán la hidratación indirecta de etileno, hidratación catalítica directa del etileno, a partir de gas de síntesis para formar metanol y posteriormente sintetizarlo en etanol entre otros productos, a partir de gas de síntesis usando catalizadores heterogéneos y homogéneos y, por último, a partir de la fermentación de los azúcares [1]. Este último es el método más usado en la actualidad.

### 1.5.1 Hidratación indirecta de etileno

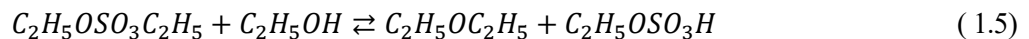
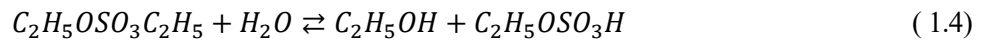
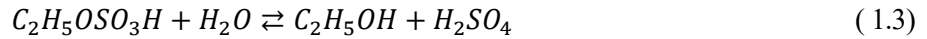
Este proceso se basa en la absorción de un gran volumen de etileno en ácido sulfúrico altamente concentrado. En este proceso se formará etanol, que es el producto que estamos buscando, y éter dietílico, cuando la solución de ácido sulfúrico se diluye en agua [1]. Según el proceso detallado en [6], consta de tres etapas. Primero la producción del gas y su purificación, luego la producción de alcohol y por último su destilación y rectificación. El primer paso se refiere a la preparación de la solución de  $C_2H_4$  con  $H_2SO_4$  concentrado. El  $C_2H_4$  será absorbido en dos etapas, y la reacción será exotérmica. Posteriormente, dará lugar la reacción de hidrólisis donde obtendremos el  $C_2H_5O$  y dietiléter ( $(C_2H_5)_2O$ ) en pequeñas proporciones, entre en 5-10 %. Estas proporciones



de éter pueden ser modificadas cambiando la proporción entre  $C_2H_4/H_2SO_4$  y variando las condiciones de la hidrólisis.



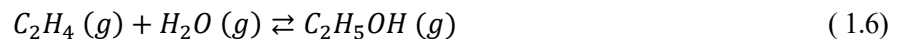
Hidrólisis consta de tres pasos:



El producto final, etanol, abandona la etapa de destilación con una concentración del 95 % aproximadamente. Los etilsulfatos formados en las reacciones (1.1) y (1.2) pueden ser usados con ácido acético para producir acetato de etilo, que luego se puede recuperar por destilación e hidrolizar en etanol y ácido acético.

### 1.5.2 Hidratación catalítica directa etileno

Este proceso surge en el año 1948 por Shell Chemical Company y desde entonces ha ido sobreponiéndose a la hidratación indirecta de etileno. Este proceso se caracteriza por no usar  $H_2SO_4$ , a diferencia de la hidratación indirecta. La hidratación directa viene dada por la siguiente reacción exotérmica reversible controlada por el equilibrio:



Al ser una reacción reversible, también se genera como subproducto el dietiléter como en el caso anterior:



Para que den lugar estas reacciones necesitamos emplear catalizadores. En este proceso destacan el catalizador de ácido fosfórico-gel de sílice y catalizador de óxido de tungsteno azul-gel de sílice [1]. El catalizador de ácido fosfórico es el más empleado en la industria gracias a su alta selectividad. Con este catalizador, la conversión del etileno está limitada a un 5 % aproximadamente [7].

Este proceso de hidratación directa se muestra en **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**, donde se ve representado el diagrama de flujo del proceso.

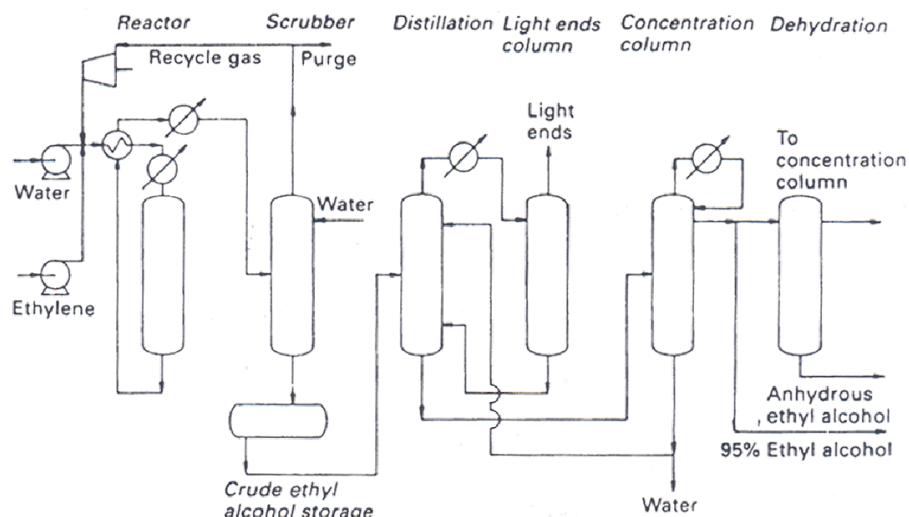
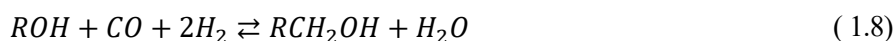


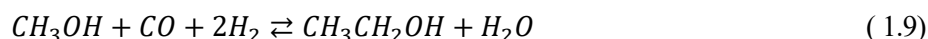
Figura 1-3. Diagrama de Flujo producción etanol a partir de etileno [8]

### 1.5.3 Etanol a partir de metanol

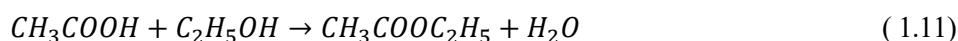
En este proceso se produce la llamada hidrocarbonilación del metanol, que consiste, en presencia de un catalizador, en aumentar la longitud de cadena de un alcohol por un grupo  $-CH_2$  cuando el alcohol reaccione con gas de síntesis. El catalizador empleado es de cobalto y trabaja a alta temperatura y presión.



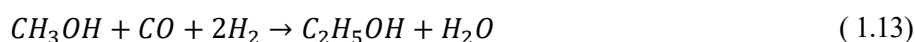
En el caso de metanol, la reacción sería:



Otro método para convertir metanol en etanol es a partir de la llamada carbonilación del metanol en ácido acético. En este método, se emplea catalizadores de óxido de cobre-óxido de zinc. Las reacciones que se dan son:



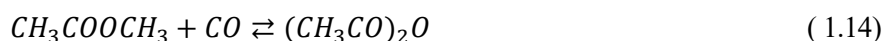
Donde la reacción global es:



Realmente, el ácido acético puede ser hidrogenado directamente a etanol, pero este proceso requiere equipos que trabajen a alta presión, además de ser económicamente bastante más caros. El proceso de formación de etanol consta de esterificar el ácido acético formado en el primer paso con etanol en presencia de ácido sulfúrico y así producir acetato de etilo.

Este acetato de etilo, a continuación, se convierte en etanol en un reactor tubular que trabaja a unos 200 °C gracias a la reacción de hidrogenólisis, reacción por la cual un enlace simple C-C o carbono-heteroátomo es separado por hidrógeno [9]. En este caso sería el enlace C-O del acetato de etilo el que se rompe en presencia de  $H_2$ .

Una modificación de este proceso es que el acetato de metilo es carbonilado en lugar del metanol, dando lugar a:



El anhídrido acético resultante reaccionará posteriormente con etanol y metanol dando lugar a etil y metil acetatos. Estos acetatos que se producen son separados. El acetato de etilo reacciona según la reacción (1.12) dando lugar a etanol y el metil acetato reacciona según (1.14). [1] [10]

Este último proceso es el que se muestra en el diagrama de flujo de la Figura 1-4.

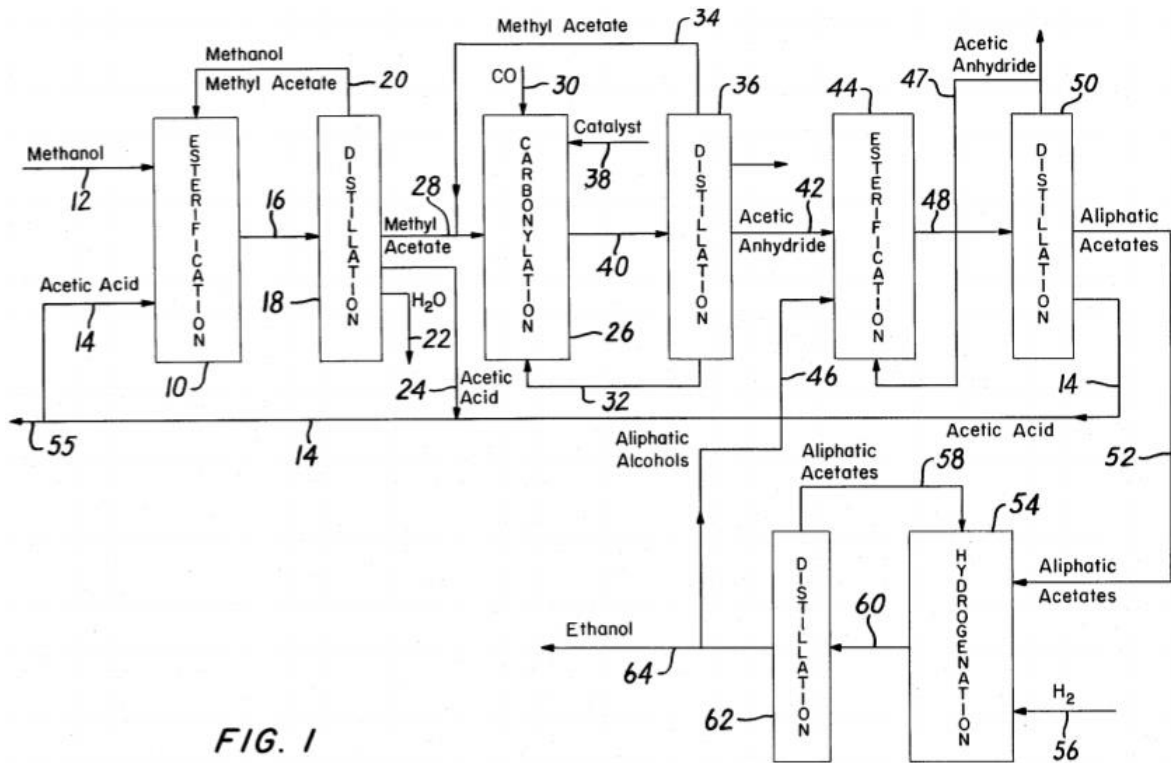


Figura 1-4. Diagrama de flujo etanol a partir de metanol y ácido acético [10]

### 1.5.4 Etanol a partir de gas de síntesis

Este proceso es en el que principalmente vamos a centrarnos en este trabajo. Ya se han visto otros métodos de producción que emplean gas de síntesis en la producción de etanol, como por ejemplo a partir de metanol.

En la Figura 1-5, se puede observar los principales productos que se obtienen a partir de gas de síntesis, dependiendo del catalizador elegido para cada proceso.

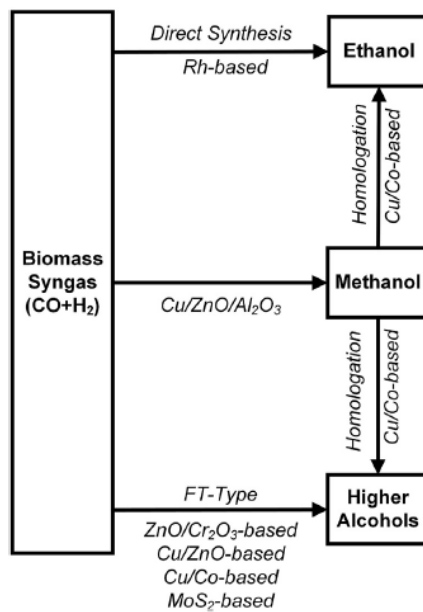


Figura 1-5. Productos a partir de gas de síntesis [11]

Como se observa, partiendo de syngas se pueden obtener diferentes rutas de producción de etanol, siendo la ruta directa la que se pretende buscar. Según el tipo de catalizador empleado, si es heterogéneo o homogéneo, se pueden diferenciar dos síntesis principalmente. [1]

#### 1.5.4.1 Síntesis por catálisis heterogénea

Los principales métodos para desarrollar la síntesis de etanol han sido basados en modificar los catalizadores que contienen óxidos de zinc, cobre o cromo, empleados industrialmente en la síntesis de metanol. Además, se ha estudiado que la incorporación de cobalto en estos catalizadores mejora la producción de etanol. Se puede distinguir entre dos tipos de catalizadores heterogéneos: catalizadores cuya base son metales nobles o catalizadores con base de metales no nobles.

Los catalizadores de metales nobles son empleados principalmente para la conversión de gas de síntesis en etanol. Estos catalizadores generalmente contienen rodio, rutenio y renio, sobre sílice o alumina. Estos catalizadores tienen una alta selectividad, pero son complicados de encontrar debido a su alto precio y a la disponibilidad limitada.

Dentro del grupo de catalizadores de metales no nobles se encuentran los catalizadores nombrados al inicio de este apartado y otros catalizadores que contienen molibdeno con compuestos alcalinos. Se puede decir que estos catalizadores son los correspondientes a los catalizadores modificados empleados en la producción de metanol. [12].

#### 1.5.4.2 Síntesis por catálisis homogénea

Principalmente, la síntesis por catálisis homogénea se basa en el uso de catalizadores de rutenio. Este catalizador ha demostrado gran selectividad cuando se emplea junto compuestos orgánicos de fósforo. El gas de síntesis se puede convertir en más de un 50 % en etanol usando un catalizador de rutenio disuelto en óxido de trifenilfosfina.

Otra combinación de rutenio, pero en este caso con cobalto disuelto en tolueno, igualmente se emplea para convertir este gas de síntesis en una mezcla de etanol, ácido acético y metanol.

También existen otros catalizadores como los de rodio, cloroplatinato de potasio y cloruro de estaño dan como principal producto el etanol. [1] [13]

#### 1.5.5 Fermentación de azúcares

Este método de obtención de etanol es realmente es más usado en la actualidad. Se basa en la fermentación de productos que contengan un alto contenido en azúcares, como pueden ser los cereales, que contienen almidón o la caña de azúcar. Normalmente estos productos que contienen azúcares son de origen vegetal y el etanol que se produce a partir de ellos es el conocido como bioetanol.

El proceso de fermentación alcohólica que se lleva a cabo es realizado por levaduras, que serán las encargadas de fermentar los azúcares más simples de la materia prima dando como productos etanol y dióxido de carbono. Este proceso de fermentación se realiza de forma anaerobia, es decir, sin oxígeno.

El etanol que se produce en la fermentación alcohólica es destilado hasta conseguir un etanol de alta calidad y que tenga la concentración adecuada. Esta concentración suele ser un 95 %. El 5 % restante corresponde a agua. Por último, el etanol es deshidratado hasta conseguir un 99,5 % aproximadamente, según [14].

En este proceso es verdaderamente importante la función de las levaduras. Estas necesitan una serie de nutrientes para crecer y así poder realizar su función. Normalmente, en la materia prima ya se encuentran estos nutrientes que necesitan las levaduras, pero a veces es necesario un suplemento extra de nutrientes. Estos nutrientes que requieren las levaduras suelen ser carbono, nitrógeno, azufre, oxígeno, hidrógeno, cantidades pequeñas de calcio o potasio y algunos componentes orgánicos necesarios para el crecimiento como vitaminas o aminoácidos.

La levadura más empleada en este proceso son las pertenecientes a la familia de *Saccharomyces cerevisiae*. [1] [15]

Este proceso se define de manera esquemática como se muestra en la Figura 1-6.

**SCHEMATIC DIAGRAM OF INTEGRATED BIOETHANOL PRODUCTION FROM MIXTURES OF CORN AND CORN STOVER**

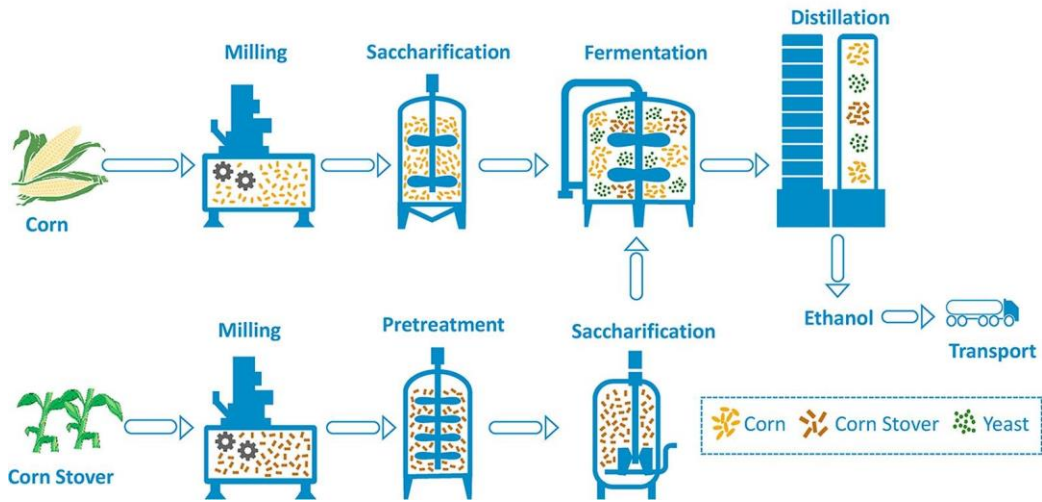


Figura 1-6. Resumen producción de etanol por fermentación [25]

## 1.6 Mercado del etanol

Antes de comentar el mercado del etanol en el mundo y en España, conviene definir un nuevo concepto acerca del etanol. Es el caso del bioetanol. El bioetanol es el etanol que ha sido producido a partir de materia prima de origen vegetal, como el grano de maíz. [16].

### 1.6.1 Mercado global del etanol

Internacionalmente, los mayores productores de etanol son Brasil y Estados Unidos, cuyas producciones de etanol en el año 2018 corresponden a más del 80% del total alrededor del mundo [17]. Ambos países, además, son los que más demanda tienen de este producto, razón por la cual son los mayores productores de etanol.[18] En la Figura 1-7 se muestra la producción de etanol clasificada por países.

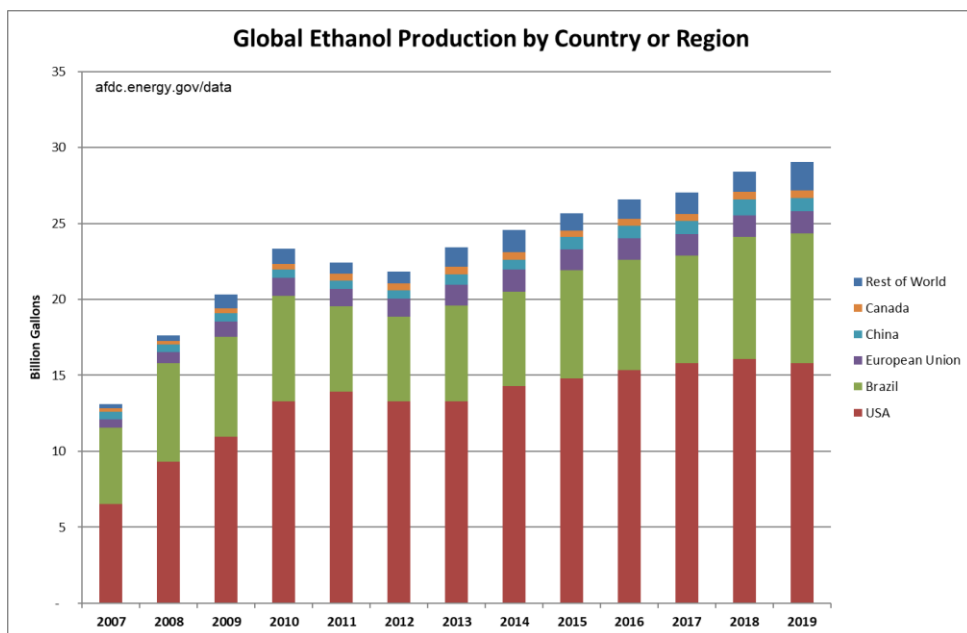


Figura 1-7. Producción de Etanol por países [17][19]

Seguidos de estos dos principales productores, nos encontramos con la Unión Europea, China y Canadá como los siguientes mayores generadores de etanol en el mundo. Observando la Figura 1-8, estos países corresponden al 10% del total, una cifra bastante inferior a la mencionada anteriormente.

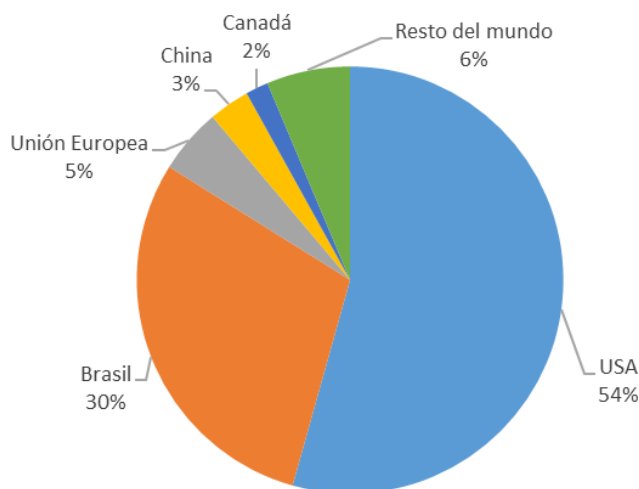


Figura 1-8. Producción global etanol en % (Elaboración propia con datos [17])

Tanto Estados Unidos como Brasil destacan en estos datos debido a sus buenas condiciones climáticas, grandes terrenos donde cultivar la materia prima para producir el etanol y buen estado del suelo.

En Brasil se origina, principalmente, a partir del azúcar y su fermentación de productos como la caña de azúcar o la yuca. En este país tiene gran importancia la industria azucarera como se puede apreciar.

Por otro lado, en Estados Unidos se usa especialmente el maíz como principal producto para la fermentación de etanol. También se usa cañas de azúcar e incluso, residuos de empresas relacionadas con el papel cuyos desechos tienen contenido en sulfitos. [1]

A continuación, en la Figura 1-9 se muestran las principales aplicaciones del etanol en el año 2019.

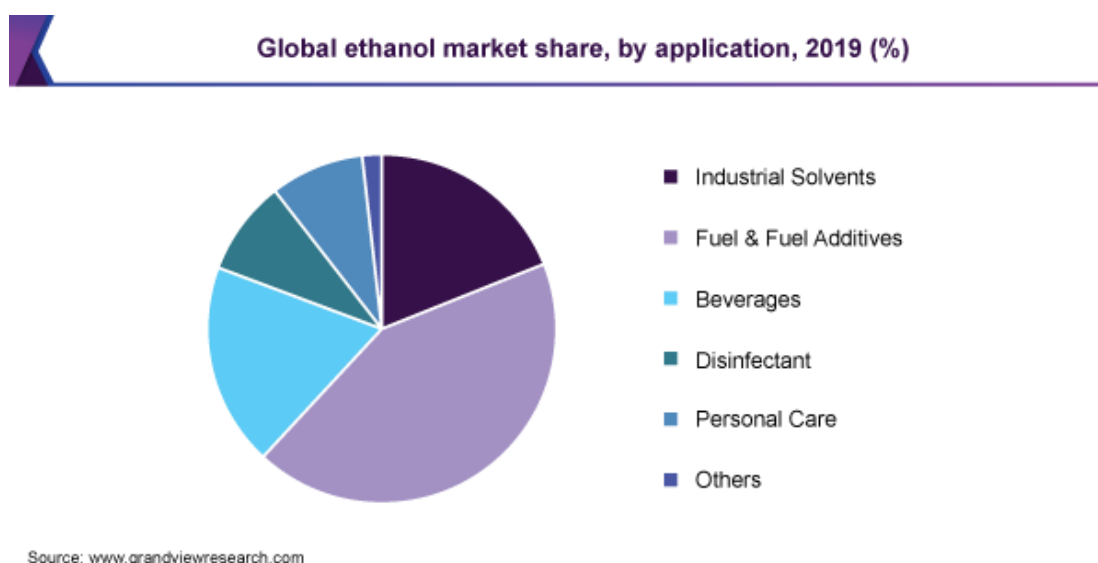


Figura 1-9. Aplicaciones Etanol en 2019 [20]

Como se puede apreciar, la mayor parte del etanol que se produce se destina a su uso como combustible o como aditivo. Este campo de aplicación tiene gran importancia en la actualidad, especialmente en países como Estados Unidos, cuya demanda de  $C_2H_5OH$  aumenta cada año, haciendo de este sector crezca aún más. [17]. Así mismo,

otros grandes usos del etanol son como disolvente industrial y para bebidas. [20].

### 1.6.2 Mercado etanol en España

Respecto a la producción y consumo de etanol en España, como se ha dicho anteriormente, el principal empleo del etanol en nuestro país es como combustible. Actualmente en España, el consumo de bioetanol ha ido creciendo a lo largo de los años, aunque ahora mismo se encuentre a la baja debido a la crisis sanitaria del 2020.

Sin embargo, estas plantas encargadas de producir el biocombustible han encontrado un nuevo mercado debido a la baja demanda de etanol por la situación sanitaria y la alta demanda que se requiere al etanol como desinfectante. En España consta un total de 4 plantas especializadas en la obtención del bioetanol y se estima que se produzcan 492 millones de litros en el año 2020. [21] [ 22]

En la Figura 1-10 se muestra el volumen de producción, importación y exportación del etanol en España. Se observa como la cantidad anual de producción ha ido creciendo conforme el paso de los años. También como el volumen de exportaciones es mucho mayor que el de importaciones.

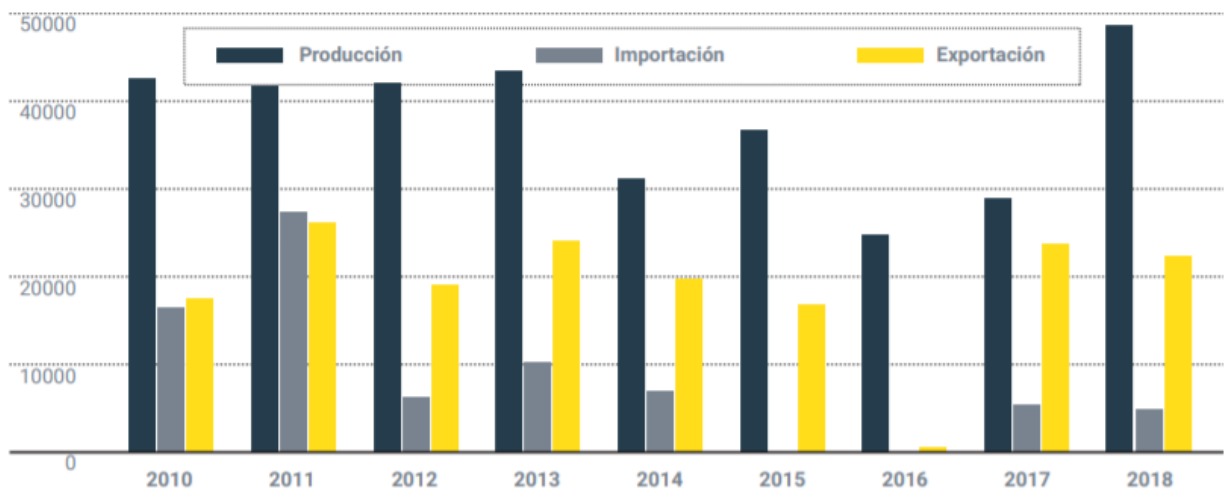


Figura 1-10. Situación etanol en España [23]





## 2. MEMORIA DESCRIPTIVA Y JUSTIFICATIVA

En este apartado se va a explicar detalladamente el proceso seleccionado y justificar esta elección. En este caso, el proceso es la producción de etanol a partir de gas de síntesis, como se ha ido comentando a lo largo de los apartados anteriores. También se explicará paso a paso todo el proceso, indicando las distintas etapas principales y los equipos que harán falta para la producción de etanol. Todo esto quedará detallado con la realización del PFD de la planta y de manera más concisa y resumida en el correspondiente diagrama de bloques.

A continuación, en la Figura 2-1 se muestra el diagrama de bloques de nuestra instalación.

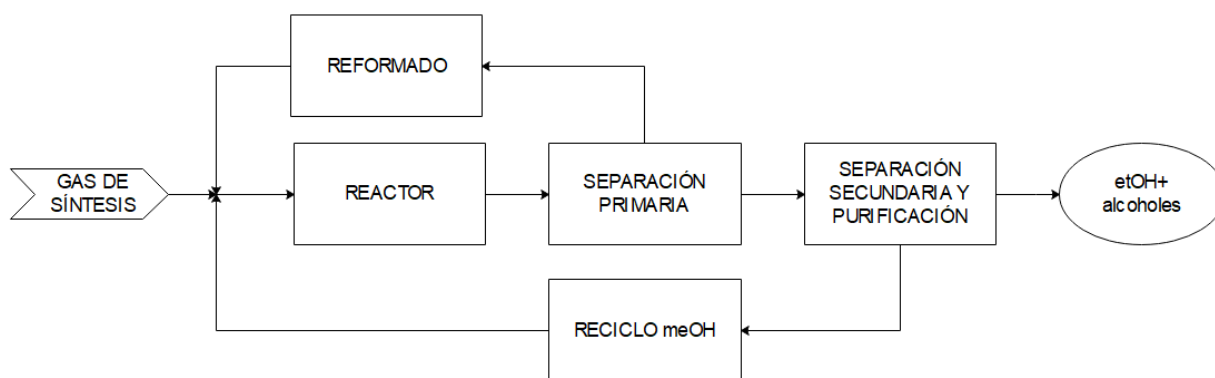


Figura 2-1. Diagrama de bloques del proceso

En el Anexo se encuentra el diagrama PFD donde se mostrará de forma más detallada como es el proceso.

Se va a diferenciar el proceso en las siguientes etapas: preparación para la reacción, etapa de reacción, separación primaria de los productos, reformado y recirculación de gas de síntesis, separación secundaria y recirculación de agua, y, por último, purificación etanol.

### 2.1. Preparación para la reacción

La materia prima de este proceso es el gas de síntesis. Este gas de síntesis es obtenido a partir de una empresa cercana al emplazamiento de la planta de producción, teniendo en cuenta que este gas debe ser producido a partir de biomasa. Por tanto, en primer lugar, se obtendrá la cantidad suficiente de CO y de H<sub>2</sub> necesarios. Este CO y H<sub>2</sub> que llega a la planta lo hará en recipientes de almacenamiento de gases a presión, por lo que, con el uso de válvulas de control, ambos compuestos serán alimentados a la planta a la presión necesaria concreta.

En este proceso tiene gran importancia el ratio molar H<sub>2</sub>/CO que se alimenta al reactor. Normalmente, este ratio va desde 0,5 a 2, siendo en este caso H<sub>2</sub>/CO=1,05 el empleado. Se emplea este ratio ya que según [26] un ratio cercano a la unidad es positivo para que el catalizador pueda soportar mejor las altas concentraciones de CO sin llegar a desactivarse. Ambas corrientes deben de ser suministradas al reactor a una presión entre los 70 y 110 bar. En este proceso, esta corriente alcanzará los 95 bar de presión, aproximadamente.

La etapa de preparación de la reacción se muestra en la Figura 2-2, figura obtenida a partir del PFD mostrado en el Anexo.

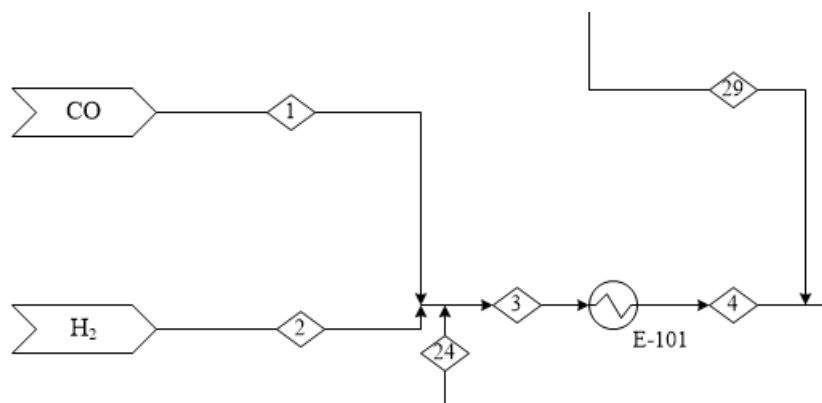


Figura 2-2. Etapa de preparación y alimentación al reactor

Posteriormente, se emplea un intercambiador de calor, empleando aceite térmico precalentado, para acondicionar en términos de temperatura la corriente antes de ser introducida al reactor. Estas condiciones serán que la corriente debe introducirse a una temperatura entre 270-320 °C. En este caso, la corriente de entrada al reactor aumentará su temperatura hasta unos 300 °C. Aparte del CO y de H<sub>2</sub>, el otro componente que entra al reactor es metanol (meOH en adelante). Este meOH es recirculado desde su producción, ya que alimentar al reactor con pequeñas cantidades de este compuesto aumenta ligeramente la productividad del etanol (se le llamará etOH a partir de ahora) usando el catalizador que se emplea en este proceso [27]. Concretamente, la corriente de alimentación del reactor contará con un 3,2% molar de meOH.

La corriente de alimentación se encontrará en estado gaseoso en las condiciones de presión y temperatura elegidas. En Tabla 2-1 se muestra las condiciones de operación de las corrientes.

Tabla 2-1. Condiciones de las corrientes en etapa de alimentación al reactor [11]

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)
1	25	90
2	25	90
3	51,1	90
4	300	90
24	443	90
29	301,15	90

## 2.2. Reacción

La reacción tiene lugar en el reactor R-101 que será el equipo que más importancia tendrá en la planta, ya que es donde se darán las combinaciones necesarias entre los distintos compuestos para dar etanol y más productos. Este reactor trabajará a una presión de 95 bar y 300 °C de temperatura. Realmente, estos parámetros de presión y temperatura vendrán impuestos por el tipo de catalizador que usemos.

Por ejemplo, los catalizadores que emplean Rh operan a 280 °C y 54 bar, mientras que los basados en MoS<sub>2</sub> operarán a 300 °C y una presión entorno los 100 y 105 bar. [28]

Se muestra en Figura 2-3 las corrientes que participan en la etapa de reacción.

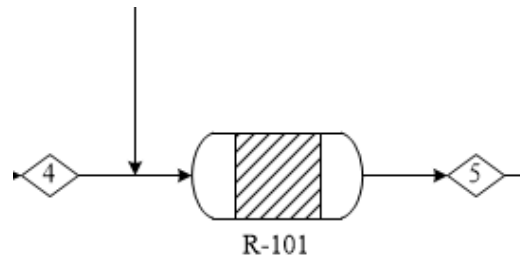


Figura 2-3. Etapa de reacción

El tipo de reactor empleado será un reactor multitubular de lecho fijo con refrigeración. En realidad, mantener la misma temperatura a lo largo de R-101 será complicado, ya que las reacciones que se dan en el son exotérmicas. Por ello, el reactor suele trabajar a presiones altas, para así garantizar la producción de los alcoholes buscados.

El reactor ha sido diseñado con el fin de obtener los mejores valores posibles de conversión del CO y la máxima selectividad del etOH. Estos valores son bajos en este tipo de procesos, suelen encontrarse estos valores entre el 38-40 % en términos de conversión, y en el caso de la selectividad si existe una mayor variación en los objetivos, encontrándose en un rango entre 25-50% en función de la conversión. [28][26]. Para este proceso concreto, se ha logrado alcanzar los siguientes valores respecto conversión y selectividad, mostrados en Tabla 2-2:

Tabla 2-2. Valores de conversión y selectividad

<b>Conversión CO</b>	47,11%
<b>Selectividad etOH</b>	40,87%

Para el caso de la refrigeración, se empleará algún compuesto que sea capaz de mantener una temperatura adecuada en el reactor de la instalación. En ese caso, se usará agua como refrigerante para mantener la temperatura. [29]

La alimentación al reactor corresponde al gas de síntesis, con una ratio de  $H_2/CO=1,05$  y una pequeña parte del meOH que sale por el reactor, que se recircula con el fin de aumentar la productividad, como se dijo con anterioridad.

A la salida del reactor se obtendrá, aparte de etOH, otros alcoholes como el meOH o propanol (prOH en adelante). También se produce agua, debido a la reacción WGSR, y  $CO_2$ . Otro subproducto importante que se produce en el reactor es  $CH_4$  que será recirculado con los productos que no se quieren con el fin de producir más gas de síntesis a partir del reformado.

Las reacciones que se dan en el R-101 son las vistas en el apartado 2.2.2 (Cinética de reacción).

La corriente de salida del reactor debe ser enfriada hasta una temperatura próxima a los 40 °C antes de ser introducida en el siguiente equipo, el separador flash. Las condiciones de operación de las corrientes entrantes y salientes del reactor se especifican en la Tabla 2-3.

Tabla 2-3. Condiciones de operación de las corrientes en etapa reacción [11]

<b>Corriente</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Presión (bar)</b>
4	300	90
5	310	95

## 2.2.1 Catalizador

Como se ha comentado anteriormente, la elección del catalizador es de vital importancia a la hora de la reacción. Según que tipo de catalizador se tenga, la reacción y el producto buscado se podrá ver afectada positiva o negativamente por unas condiciones de presión y temperatura concretas o por cuestiones de selectividad del catalizador en función de los reactivos, por ejemplo. Por tanto, este proceso de elección es muy importante.

El catalizador empleado será K-Co-MoS<sub>2</sub>. Se ha decidido emplear este catalizador frente a un catalizador de Rh principalmente porque MoS<sub>2</sub> trabaja con ratios de H<sub>2</sub>/CO menores que en el caso de Rh, que emplea una relación H<sub>2</sub>/CO=2, aproximadamente, y porque el MoS<sub>2</sub> fomenta la producción también de meOH, que puede ser un subproducto con valor añadido, o recircularlo al reactor con el fin de aumentar la cantidad de etOH producido, que es el caso expuesto en este documento.

Otra ventaja que tiene el catalizador usado es que no sufre envenenamiento por azufre. Incluso requiere pequeñas cantidades de H<sub>2</sub>S en el syngas para mantener la sulfidez del catalizador. Esto deriva a otra ventaja, que es en el caso de alimentación, no haría falta desulfurar la corriente de gas de síntesis, por lo que se vería reducido el coste de desulfuración. [30]. En este proceso esto no se ha tenido en cuenta.

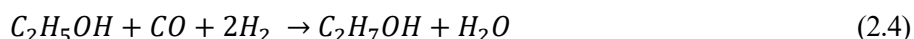
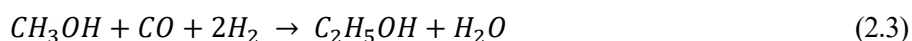
Para la planta se ha decidido emplear este catalizador, con unos datos de 3200 kg/m<sup>3</sup> de densidad aparente [31] y un diámetro de 6 mm.

## 2.2.2 Cinética de reacción

En este apartado se realizará un análisis acerca de la cinética de las reacciones que se darán en el reactor del proceso. En el reactor se darán 5 reacciones en total, donde la reacción que se puede denominar la principal es la de producción de etOH, mientras las otras serán secundarias, que darán otros productos de valor añadido como el prOH o metano.

Esta cinética viene dada según la elección del catalizador empleado, que será el K-Co-MoS<sub>2</sub>.

A continuación, se muestran las reacciones que se dan, según [24]:



Se tiene, en total, ocho compuestos que intervienen en las reacciones. Las ecuaciones cinéticas referidas a estas cinco reacciones son:

$$r_{meOH} = A_1 \cdot \exp\left(-\frac{Ea_1}{R \cdot T}\right) P_{CO}^a \cdot P_{H_2}^b \quad (2.6)$$

$$r_{CH_4} = A_2 \cdot \exp\left(-\frac{Ea_2}{R \cdot T}\right) P_{H_2}^c \cdot P_{meOH}^d \quad (2.7)$$

$$r_{etOH} = A_3 \cdot \exp\left(-\frac{Ea_3}{R \cdot T}\right) P_{CO}^e \cdot P_{H_2}^f \cdot P_{meOH}^g \quad (2.8)$$

$$r_{prOH} = A_4 \cdot \exp\left(-\frac{Ea_4}{R \cdot T}\right) P_{CO}^h \cdot P_{H_2}^i \cdot P_{etOH}^j \quad (2.9)$$

$$r_{CO_2} = A_5 \cdot \exp\left(-\frac{Ea_5}{R \cdot T}\right) \left[ P_{CO} \cdot P_{H_2O} - \left(\frac{k_x}{K_{ws}}\right) \cdot P_{CO_2} \cdot P_{H_2} \right] \quad (2.10)$$

Donde:

- $r_i$  es la velocidad de reacción de generación para cada compuesto  $i$ , en kmol/kg·s
- $P_i^j$  es la presión parcial del compuesto  $i$  elevada a un coeficiente  $j$  dado en [24].
- $A_n$  es el factor de frecuencia de cada reacción  $n$ .
- $Ea_n$  es la energía de activación de cada reacción  $n$ .
- $R$  es el valor de la constante universal de los gases ideales, cuyo valor es 8,314 kJ/kmol K.
- $T$  es la temperatura a la que se dan las reacciones, en K

Como se observa, la reacción (2.10) es la conocida WGSR y es reversible. Todas las reacciones se asumen que son irreversibles excepto esta última. En la ecuación (2.11) se muestra como sería la cinética teniendo en cuenta que es una reacción reversible, donde:

- $k_x$  es un parámetro que tiene en cuenta la no idealidad de los gases debido a las altas presiones de operación.
- $K_{ws}$  es la constante de equilibrio de la reacción, la cual se obtiene de la siguiente forma:

$$K_{ws} = \exp\left(-\frac{\Delta G'_{ws}}{R \cdot T}\right) \quad (2.11)$$

$$\Delta G'_{ws} \left(\frac{cal}{mol}\right) = -8514 + 7,71 \cdot T(K) \quad (2.12)$$

Para simplificar el modelo cinético, se supondrá que WGSR es irreversible, según [24]. :

$$r_{CO_2} = A_5 \cdot \exp\left(-\frac{Ea_5}{R \cdot T}\right) [P_{CO}^c \cdot P_{H_2O}^d] \quad (2.13)$$

A continuación, se mostrará la Tabla 2-4 donde se indicarán los valores de los factores de frecuencia y energías de activación de las reacciones vistas:

Tabla 2-4. Factores de frecuencia y energías de activación [24]

Reacción	Factor de frecuencia, $A_n$ (kmol/kg·s·bar)	Energía de activación, $Ea_n$ (kJ/kmol)
1	0,0037	79000
2	2885	115000
3	0,010	80000
4	987,85	152000
5	11,85	100000

Por último, se mostrará los valores de los órdenes de reacción de las presiones parciales, en la Tabla 2-5:

Tabla 2-5. Valores de órdenes de reacción para presiones parciales [24]

a	b	c	d	e	f	g	h	i	j
1,70	0,53	0,06	0,52	1,31	0,14	0,56	1,35	0,89	0,74

### 2.3. Separación primaria

A continuación, la corriente de productos saliente de R-101 será sometida a una serie de separaciones con el objetivo de poder separar las corrientes en los componentes que más interese. El primer elemento separador que se empleará es un separador flash, V-101, el cual opera a unos 40 °C y a una presión de entorno 35 bar. El tanque flash es un equipo vertical cuya finalidad es la de separar la corriente de entrada en dos corrientes, una gaseosa y otra líquida.

La corriente de entrada al V-101 está formada principalmente de todos los alcoholes formados tras darse todas las reacciones y de, además, todos los componentes que no han reaccionado totalmente, como el syngas restante, y otros componentes que no estamos buscando en el proceso, pero que pueden ser útiles como el CH<sub>4</sub> y el CO<sub>2</sub>.

Para conseguir que la corriente de salida de R-101 entre a V-101 a esas condiciones exigidas, será necesario implementar un tren de intercambiadores, con la finalidad de producir vapor de alta presión y media presión para poder ser aprovechado posteriormente en el reformer o en las columnas de destilación. Es por ello que se coloca los intercambiadores E-102, E-103 y E-104 en serie. La temperatura de salida del ultimo intercambiador será unos 40 °C.

En este primer separador V-101 se separará por cabeza los gases que no han sido convertidos o los gases que no son necesarios en el proceso. Estos gases son el CO y H<sub>2</sub> que no han reaccionado, CH<sub>4</sub> y el CO<sub>2</sub>. Todos estos compuestos se dirigen ahora a la zona de reformado y recirculación, donde volverán a ser usados en el proceso. Por otro lado, por fondo saldrá una corriente líquida compuesta por los alcoholes y agua.

A continuación, en la Figura 2-4 se muestra la etapa correspondiente a la separación flash del PFD, mientras que en la Tabla 2-6 están especificadas las corrientes que participan en el proceso de separación.

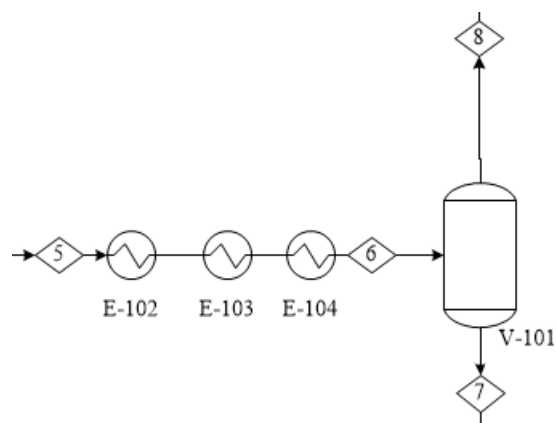


Figura 2-4. Etapa de separación flash

Tabla 2-6. Condiciones corrientes en flash [11]

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)
6	40	90
7	40	35
8	40	35

La corriente 8 que contiene los alcoholes y el agua serán introducidas en una serie de equipos separadores, en este caso equipos de destilación, que se encargan de separar el etOH del resto de alcoholes y del agua, y, además, hacer que este etOH salga con la máxima concentración posible. El método de separación por destilación es el más usado en la industria química, basado en la separación de componentes a partir de las diferencias de volatilidad de estos. A continuación, se muestra la Tabla 2-7 con los diferentes puntos de ebullición de los compuestos que serán separados en las siguientes columnas:

Tabla 2-7. Puntos de ebullición de los compuestos a separar

Compuesto	Temperatura Ebullición (°C)
Metanol	64,7
Etanol	78,2
Propanol	97
Agua	100
Etilenglicol	197

El primer separador, el D-101, que trabaja a presión atmosférica, es donde tendrá lugar la deshidratación de la mezcla. El equipo D-101 utiliza la destilación extractiva como método de separación, ya que el agua forma azeótropo con el etOH. Para que se de la destilación extractiva es necesario el uso de un disolvente. Se usará etilenglicol, EG, como disolvente necesario para que se de la separación en D-101. EG será introducido en D-101 junto a la corriente de entrada.

Por otro lado, en el segundo separador, el D-102, es destilación simple el método usado para separar la mezcla

de agua y EG que salió por cola en D-101. Esta columna también trabaja en condiciones de presión atmosféricas.

Posteriormente, una vez separadas ambas corrientes, el EG será enviado de vuelta a D-101 mediante la bomba P-101, mientras que la corriente de agua que sale por cabeza será enviada fuera del proceso.

Para una mejor comprensión, se adjunta la Figura 2-5 donde se muestra el extracto correspondiente de dicha separación de el PFD.

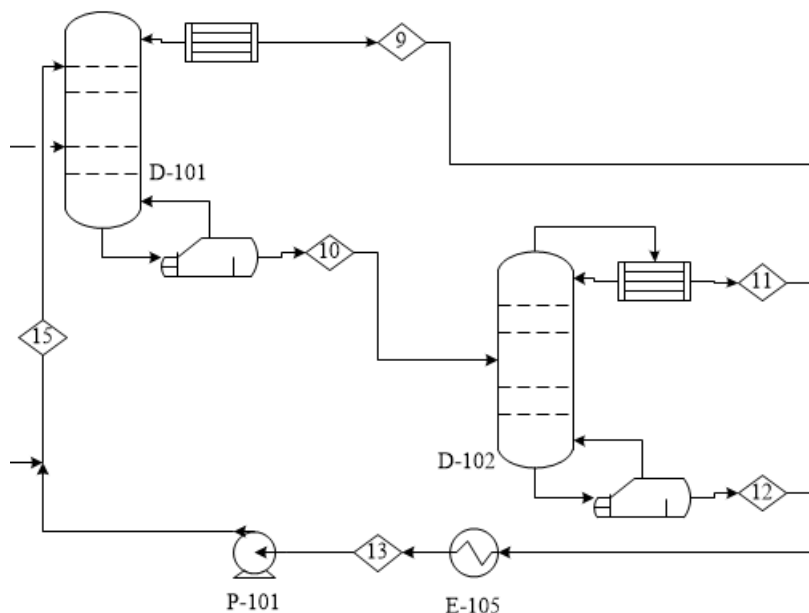


Figura 2-5. Etapa de separación primaria

El empleo de destilación extractiva en D-101 es debido a que el EG tiene un punto de ebullición elevado, es decir, es poco volátil respecto el resto de los componentes, y además es miscible en agua, por lo que ayuda a retirar esa agua que forma un azeótropo con el etOH, y que no permitiría obtener una mayor concentración por destilación que la del punto azeotrópico, que es 95%. [32]

En ambas columnas se asume que tanto el condensador como el hervidor son totales.

Las corrientes involucradas en esta primera etapa de separación se muestran en la Tabla 2-8.

Tabla 2-8. Caracterización de corrientes en D-101 y D-102 [11]

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)
9	97,5	1
10	146	1
11	99,6	1
12	192	1
13	105	1
14	25	3,5
15	105	3,5

La corriente 9 que sale por cabeza de D-101 está formada por todos los alcoholes del proceso, meOH, etOH y



prOH. Posteriormente, esta corriente será separada en la columna D-103, con el fin de obtener los compuestos más volátiles en cabeza, que serán el meOH y etOH, y por fondo el más pesado, prOH. La columna de destilación también trabaja a presión ambiente.

La corriente de fondo compuesta de prOH será enfriada en el intercambiador E-104 y almacenada en el tanque de almacenamiento TK-101 para su posterior aprovechamiento. La Figura 2-6 muestra la separación de propanol de los alcoholes restantes.

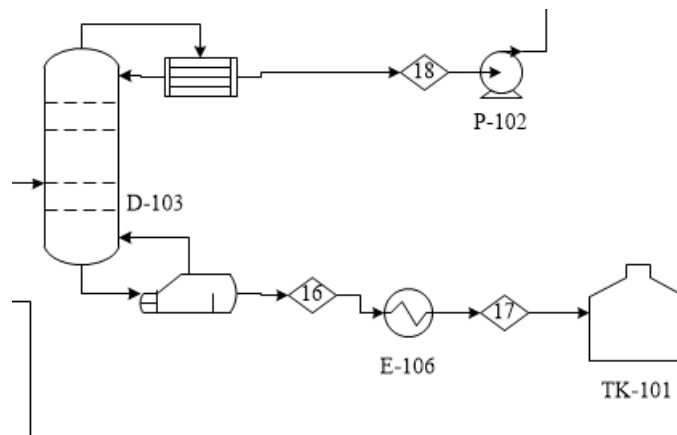


Figura 2-6. Etapa de separación de propanol

Por cabeza, sale una mezcla compuesta por meOH y etOH que serán bombeadas hasta la siguiente columna para su posterior separación y almacenamiento.

A continuación, también se muestra la etapa de separación entre los dos últimos alcoholes, en la Figura 2-7, donde etOH es el producto que se busca en la planta, y el meOH, que parte de este último se recirculará al reactor.

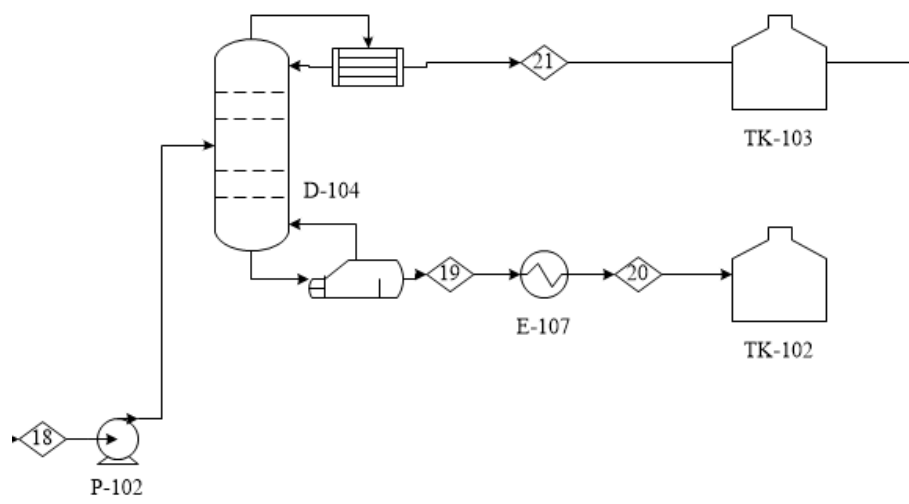


Figura 2-7. Etapa de separación entre metanol y etanol

En la columna de destilación simple D-104 se consigue la separación de ambos alcoholes. Como se dijo anteriormente, el etOH que en este caso es el más pesado sale por fondo y será acondicionado para su posterior almacenamiento en el TK-102. Por otro lado, por cabeza saldrá meOH que en principio será recirculado a la planta. No se recircula completamente, es por ello que se decide instalar un tanque de almacenamiento, el TK-103 para poder guardar ese meOH que no se usa, y poder sacarle partido de otro modo, como por ejemplo sacar rédito económico vendiéndolo a otra empresa.

El etOH que sale por fondo se encuentra al 99,9% de pureza, cumpliendo entonces uno de los objetivos

principales de la instalación, conseguir producir tal cantidad de producto con una pureza elevada.

A continuación, en la Tabla 2-9 se muestran las especificaciones de las corrientes correspondientes a la etapa de destilación del prOH, como la etapa que concierne a la columna D-104.

Tabla 2-9. Especificaciones de las corrientes en D-103 y D-104 [11]

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)
16	97	1
17	35	1
18	64,5	2,5
19	78,3	1
20	30	1
21	64,5	1

## 2.4. Reformado y recirculación

Una vez visto lo que ocurre con los componentes que se querían obtener, ahora se debe indicar que pasa con aquellos compuestos los cuales no han reaccionado totalmente o no eran buscados en el proceso, pero se han generado en el reactor. La corriente 8 es la que se obtiene al separar en V-101 por cabeza. Esta corriente, como se dijo en apartados anteriores, está formada por CO y H<sub>2</sub> que no han reaccionado, CH<sub>4</sub> y el CO<sub>2</sub>, principalmente. El proceso de reformado viene detallado en el extracto del PFD mostrado en Figura 2-8.

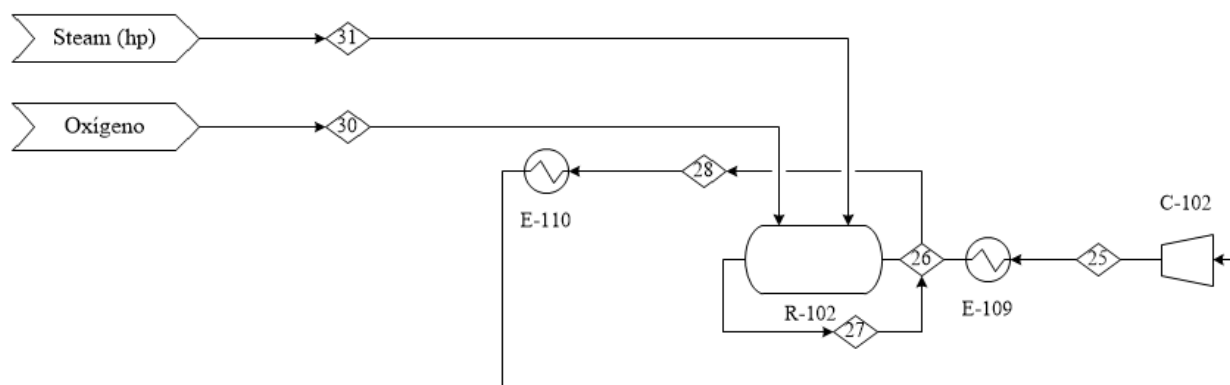


Figura 2-8. Etapa de reformado

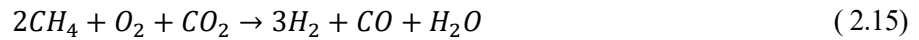
La corriente 8 se comprimirá y se calentará de nuevo en el intercambiador E-109 para ser luego introducida en un nuevo equipo, el reformer. El proceso de reformado seguido es el conocido como ATR, o reformado autotérmico. ATR usa O<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> o vapor de agua para, reaccionando con CH<sub>4</sub>, producir gas de síntesis. Esta reacción tiene lugar en el reformer donde el CH<sub>4</sub> es parcialmente oxidado. Esta reacción es exotérmica debido a la oxidación.

Se puede decir que el método ATR es una mezcla entre oxidación parcial y el steam reforming. Se decide emplear el ATR sobre el steam reforming ya que el ATR puede dar ratios de producción de H<sub>2</sub>/CO variados.

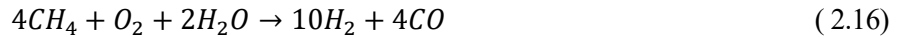
Además, el steam reforming requiere un mayor consumo energético para que se de lugar. [33]

Por lo tanto, las reacciones que se dan en el reformer son las siguientes.

En el caso de emplear CO<sub>2</sub>:



En caso de que sea ATR con vapor:



Otra reacción que se dará en el proceso de reformado es la WGSR.



Las condiciones de operación de ATR son de una temperatura entre 900 y 1400 °C, y a una presión entre 1-90 bar. Para este proceso la temperatura será de 1100 °C y la presión de 90 bar. [11]

Para esta simulación, se supone que este reformado será ideal, es decir, que todos los gases que no se quieren en el proceso (CH<sub>4</sub> y el CO<sub>2</sub>) reaccionarán estequiométricamente para dar lugar a syngas estequiométrico. La cantidad de O<sub>2</sub> y de vapor a alta presión que será introducida, por lo tanto, será también la estequiométrica. [11]

La corriente de salida del reformer abandona el equipo a alta presión y temperatura, sobre los 1100 °C, por lo que se aprovecha esa alta temperatura para precalentar la corriente 23, es decir, precalentar la corriente de entrada al reformer con la corriente de salida de este.

Posteriormente, el syngas, será reintroducido en el proceso de nuevo a través de la corriente 27, a las condiciones de temperatura y presión adecuadas. Para ello se emplea un intercambiador de calor, E-110, donde circulará por tubos el syngas producido a alta temperatura y por carcasa se empleará aceite térmico para precalentarlo. Este aceite es el que se usará posteriormente en el E-101, para tratar de sacar el máximo beneficio a las altas temperaturas generadas en el reformer.

Con estas dos últimas decisiones se trata de aprovechar al máximo las altas temperaturas del equipo, tratando de imponer un sistema de cogeneración que sea beneficioso para la instalación.

Se muestran las especificaciones de las corrientes involucradas en esta etapa en la Tabla 2-10. [28]

Tabla 2-10. Especificaciones corrientes de etapa de reformado [28]

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)
25	129	90
26	241,8	90
27	1000	90
28	705	90
31	251,94	40

## 3. MEMORIA DE CÁLCULO

En este apartado de memoria de cálculo se mostrará todos los balances de materia y energía de la instalación, siguiendo la notación empleada para las corrientes y equipos en el PFD que se encuentra en el Anexo de este documento.

Como se dijo en apartado anteriores, la planta estará diseñada para producir 100.000 t/año de etanol, operando la instalación 8000 horas al año.

Todos los cálculos expuestos a continuación han sido realizados mediante las aplicaciones de EES (Engineering Equation Solver), Microsoft Excel y Aspen Heat Exchanger Design and Rating.

### 3.1. Tanques de almacenamiento

Los equipos empleados para almacenar las materias primas y los productos son los tanques de almacenamiento. El diseño del tanque se realizará de tal forma que, el equipo tenga capacidad de almacenamiento de 30 días.

En el caso de los productos de la instalación, los tanques que se usarán serán cilindricos verticales con fondo plano, que permiten almacenar una gran cantidad de compuesto con la limitación de que operan a presión atmosférica. [34] En las materias primas del proceso se emplearán otro tipo de tanques.

Para dimensionar el tanque, se debe estimar el volumen que ocuparía cada líquido. Hay que tener en cuenta que el fluido ocupará el 80 % de la capacidad total del tanque por motivos de seguridad. Para obtener las medidas del equipo se debe seguir la norma desarrollada por la empresa PEMEX [35], NRF-015- PEMEX- 2012, acerca del dimensionamiento, reglamento de equipos a presión, almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles en recipientes y el reglamento de protección contra incendios. Es por ello que, se debe tener en cuenta los puntos de inflamación de cada compuesto que se va a querer almacenar en el tanque. Los compuestos que serán almacenados en dichos tanques son el etanol, propanol y metanol. Sus temperaturas de inflamación [36] son las mostradas en Tabla 3-1:

Tabla 3-1. Temperaturas de inflamación de los productos [36]

Compuesto	Temperatura inflamación
Metanol	9 °C
Etanol	13°C
Propanol	22 °C

Al ser valores cercanos a la temperatura atmosférica, ambos compuestos serán considerados como líquidos inflamables. Debido a esto, los tanques que almacenen dichos productos deben de ser de techo flotante, ya que estos tanques están diseñados para reducir la cámara de aire, además de proporcionar un medio aislante, reduciendo la velocidad de transferencia de calor al producto que se almacena cuando las temperaturas son altas en el ambiente. [34]

En el caso de las materias primas, el H<sub>2</sub> vendrá almacenado en tanques a presión de 300 bar. Por otro lado, el CO también viene almacenado en tanques a presión, a una presión de 150 bar aproximadamente [37].

En la Figura 3-1 se muestran las medidas que deben tener los tanques de almacenamiento según la norma [35]. Dependiendo del volumen necesario de almacenaje, se podrán obtener sus medidas de diámetro y altura.

Capacidad del tanque	Diámetro	Altura	Perímetro	Superficie del tanque (espejo total)
b (m <sup>3</sup> )	m (ft)	m (ft)	m (ft)	m <sup>2</sup> (ft <sup>2</sup> )
500 000 (79 500)	85,344 (280,00)	14,630 (48,00)	268,12 (879,64)	5 720,35 (61 573,33)
200 000 (31 800)	54,864 (180,00)	14,630 (48,00)	172,35 (565,48)	2 364,02 (25 446,96)
150 000 (23 850)	45,720 (150,00)	14,630 (48,00)	143,63 (471,24)	1 641,68 (17 671,50)
100 000 (15 900)	40,843 (134,00)	12,192 (40,00)	128,31 (420,97)	1 310,13 (14 102,64)
80 000 (12 720)	36,576 (120,00)	12,192 (40,00)	114,90 (376,99)	1 050,67 (11 309,76)
55 000 (8 745)	30,480 (100,00)	12,192 (40,00)	95,75 (314,16)	729,63 (7 854,00)
30 000 (4 770)	22,352 (73,33)	12,192 (40,00)	70,22 (230,37)	392,34 (4 223,32)
20 000 (3 180)	18,288 (60,00)	12,192 (40,00)	57,45 (188,49)	262,66 (2 827,44)
15 000 (2 385)	17,678 (58,00)	9,754 (32,00)	55,53 (182,21)	245,44 (2 642,08)
10 000 (1 590)	12,954 (42,50)	12,192 (40,00)	40,69 (133,51)	131,79 (1 418,62)
5 000 (795)	9,652 (31,66)	10,973 (36,00)	30,32 (99,46)	73,13 (787,25)
3 000 (477)	9,144 (30,00)	7,315 (24,00)	28,72 (94,24)	65,66 (706,86)

Figura 3-1. Dimensionamiento tanques NRF-015- PEMEX- 2012 [35]

En la Tabla 3-2 se muestra los volúmenes de los tanques de la planta.

Tabla 3-2. Capacidad de los tanques de almacenamiento

Equipo	Capacidad (m <sup>3</sup> )
TK-101	8745
TK-102	15900
TK-103	8745

## 3.2. Equipos de intercambio de calor

### 4.2.1 Intercambiadores de calor

Como equipo de intercambio de calor en nuestra instalación, solo consideraremos los intercambiadores de calor. En este caso, se disponen de una cantidad de 8 intercambiadores, cada uno con sus características propias. Para simplificar los cálculos, se ha impuesto que todos los intercambiadores serán de carcasa y tubo. Para resolver el balance de energía se emplearán las siguientes ecuaciones:

$$\dot{Q} = m_f \cdot C_{pf} \cdot (T_{if} - T_{of}) = m_c \cdot C_{pc} \cdot (T_{oc} - T_{ic}) \quad (3.1)$$

Donde:

- $\dot{Q}$  es el calor intercambiado en kW
- $m_f$  y  $m_c$  es el flujo másico del fluido frío y caliente, respectivamente, en kg/s
- $C_{pf}$  y  $C_{pc}$  es la capacidad calorífica del fluido frío y caliente, respectivamente, en kJ/kg°C

- $T_{if}$  y  $T_{of}$  son las temperaturas de entrada y salida del fluido frío, respectivamente, en °C
- $T_{oc}$  y  $T_{ic}$  son las temperaturas de salida y entrada del fluido caliente, respectivamente, en °C

En el balance de energía se ha supuesto que no existen pérdidas de calor en el intercambiador.

A partir de la ecuación 3.1 y con los resultados del balance de materia de la planta, se podría obtener el valor de  $\dot{Q}$  y el rango de temperaturas de los fluidos que intervienen en el equipo de intercambio.

Posteriormente, se realizará el diseño de los intercambiadores, en el que se calculará el valor del DTLM para, a continuación, poder dimensionar el intercambiador, según la ecuación 3.2:

$$\dot{Q} = A \cdot U \cdot F \cdot DTLM \quad (3.2)$$

Donde:

- $A$  es el área de transferencia, en  $m^2$ .
- $U$  es el coeficiente global de transferencia de calor, en  $kW/m^2K$ .
- $F$  es un factor de corrección, adimensional. En nuestro caso se tomará este valor como igual a la unidad con el fin de simplificar cálculos.
- $DTLM$  es la diferencia de temperatura media logarítmica en un intercambiador contracorriente equivalente entre los fluidos, en °C. Se calcula según la siguiente ecuación 3.3 a partir de las temperaturas de entrada y salida de los fluidos:

$$DTLM = \frac{(T_{ic} - T_{of}) - (T_{oc} - T_{if})}{\ln\left(\frac{(T_{ic} - T_{of})}{(T_{oc} - T_{if})}\right)} \quad (3.3)$$

Por otro lado, para poder aplicar la ecuación 3.2, también se necesita conocer el valor del coeficiente de transferencia  $U$ . Para poder calcularlo, se usará la siguiente expresión:

$$U = \frac{1}{\frac{D_e}{h_i \cdot D_i} + F_{se} + \frac{F_{si} \cdot D_e}{D_i} + \frac{1}{h_e}} \quad (3.4)$$

Donde, en este caso para la ecuación 3.4 tenemos:

- $D_e$  y  $D_i$  que son los diámetros exterior e interior de los tubos del intercambiador, respectivamente, en  $m$ .
- $F_{se}$  y  $F_{si}$  que son los términos referidos al ensuciamiento exterior e interior de los tubos, respectivamente, en  $m^2 K/W$ . Se le llama también factor de ensuciamiento. En este caso, este valor lo tomaremos como constante e igual a  $0,0002 m^2 K/W$  para todos los intercambiadores y para ambos casos exterior e interior, según bibliografía [38].
- $h_i$  y  $h_e$  son los coeficientes de películas de los fluidos interior y exterior. Se mide en  $W/m^2 K$ .

Estos valores del coeficiente de película se pueden obtener directamente desde tablas, de manera aproximada. Sin embargo, para obtener un valor más exacto se empleará las siguientes ecuaciones y correlaciones vistas en [38]:

$$h = Nu \cdot \frac{k}{D_{eq}} \quad (3.5)$$

- $Nu$  es el número adimensional de Nusselt. Su valor viene dado por las correlaciones en [38] y dependerá del régimen del fluido.
- $k$  es la conductividad térmica del fluido, en W/m K.
- $D_{eq}$  es el diámetro equivalente, es decir, que según el fluido circule por el interior o exterior de los tubos, este diámetro se verá referido a esta situación. Por ejemplo, si el fluido circulara por el exterior de los tubos, en la ecuación 3.5 se usará el  $D_e$  para el cálculo del  $h_e$ .

El diámetro equivalente viene dado por:

$$D_{eq} = 1,27 \cdot (\text{pitch}^2 - 0,785 \cdot D_e^2) \quad (3.6)$$

Donde  $\text{pitch}$  es la distancia que existe entre los centros de los tubos del intercambiador. Según [39] esta distancia debe ser 1,25 veces el  $D_e$ .

Por lo general, el número  $Nu$  que viene dado por las correlaciones, dependerá del valor de otros dos números adimensionales: el número de Reynolds y el número de Prandtl.

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot L}{\mu} \quad (3.7)$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad (3.8)$$

Donde:

- $\rho$  es la densidad del fluido, en kg/m<sup>3</sup>.
- $v$  es la velocidad del fluido, en m/s.
- $L$  es la longitud característica. Por ejemplo, en el caso de que el fluido este atravesando un tubo, esta longitud característica será su diámetro de paso.
- $\mu$  es la viscosidad dinámica del fluido, en Pa·s.

Otra forma de expresar el número de Reynolds es en función del caudal másico,  $\dot{m}$ , cuando circula por el interior de un tubo:

$$Re = \frac{4 \cdot \dot{m}}{D_i \cdot \pi \cdot \mu} \quad (3.9)$$

La velocidad del fluido se determinará a partir de la densidad y el área de paso. Depende de por donde circule el fluido tendremos un área de paso interna, si circula por interior de los tubos, o externa en el caso contrario.

$$v = \frac{\dot{m}}{\rho \cdot A_{paso}} \quad (3.10)$$

$$A_{paso}(interno) = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot n_{tubos}}{4 \cdot n_{pasos}} \quad (3.11)$$

$$A_{paso}(externo) = \frac{(pitch - D_e) \cdot D_s \cdot L_b}{pitch} \quad (3.12)$$

Donde  $n_{tubos}$  es el número de tubos del intercambiador y  $n_{pasos}$  se considerará 2 pasos por los tubos. Por otro lado, aparecen dos nuevos términos en la expresión del área de paso externo, que son  $L_b$ , que es la distancia entre los baffles del intercambiador, en m2, y  $D_s$  que es el diámetro de la carcasa. Ambos términos vienen dados por las expresiones:

$$L_b = \frac{D_s}{5} \quad (3.23)$$

$$D_s = D_e \left( \frac{n_{tubos}}{k_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} \quad (3.14)$$

Donde:

- $k_1$  y  $n_1$  son 0,249 y 2,207 respectivamente, ya que el número de pasos es 2 [39]

Por ultimo, se calculará el número de tubos, relacionando el área de transferencia con el área del tubo. Para poder proceder se fijará el valor de la longitud de los tubos.

$$n_{tubos} = \frac{A}{\pi \cdot L \cdot D_e} \quad (3.15)$$

Antes de proceder a presentar los resultados obtenidos en el diseño de los intercambiadores de la instalación, se deben de tener en cuenta los siguientes puntos respecto a los resultados. Para hacer los cálculos necesarios se han impuesto los siguientes puntos:

Todos los intercambiadores serán de carcasa y tubo tipo E, con un paso por carcasa y dos pasos por tubos. Los tubos estarán dispuestos en forma de U.

El fluido frío será el que circule por el exterior de los tubos del intercambiador, mientras que el fluido caliente será el que circule por el interior.

No se tendrán en cuenta las posibles pérdidas de carga en estos equipos.

A continuación, los siguientes resultados que se muestran en la Tabla 3-3 han sido obtenidos mediante el uso de el software de diseño de intercambiadores *Aspen Heat Exchanger Design and Rating*.



Tabla 3-3. Dimensiones intercambiadores diseñados

Equipo	Diámetro externo tubos (in)	Espesor (BWG)	Longitud (m)	Número de tubos	Diámetro de carcasa (mm)
E-101	¾	10	6,096	344	593,72
E-102	¾	10	6,096	370	577,85
E-103	¾	10	6,096	864	850,9
E-104	¾	10	6,096	334	542,92
E-105	¾	10	6,096	1031	876,30
E-106	¾	10	6,096	267	466,72
E-107	¾	10	6,096	1375	977,90
E-108	¾	10	1,828	24	219,08
E-109	¾	10	5,500	316	2616,00
E-110	¾	10	6.096	85	533,40

### 4.3 Equipos de intercambio de energía mecánica

#### 4.3.1 Compresores

Los compresores serán los equipos empleados para aumentar la presión de un fluido compresible, en este caso un gas. Para calcular la potencia consumida por un compresor se usará la siguiente expresión:

$$P = \dot{m} \cdot (H_{out} - H_{in}) \quad (3.16)$$

Donde:

- $P$  es la potencia del compresor, en kW
- $\dot{m}$  es el caudal másico de la corriente, en kg/s
- $H_{out}$  y  $H_{in}$  son las entalpías de las corrientes de salida y entrada al compresor, respectivamente, en kJ/kg

Para conocer estos valores de entalpías se necesita que las corrientes esten completamente especificadas. En el caso de entrada al compresor, se conocen todos los valores de presión y temperatura de las corrientes por lo que no se debe tener ningún problema en el cálculo. En caso de no conocer la presión o temperatura de alguna corriente en concreto, y la imposibilidad de calcular así la entalpía, como el proceso se supone que es isentrópico, se empleará el valor del rendimiento isentrópico del compresor, que por lo general oscila entre 0,8 y 0,9. Se tomará 0,85. Esto es lo que sucede a la salida del compresor, que se recurrirá al valor del rendimiento isentrópico.

El rendimiento isentrópico se expresa:

$$\eta_{is} = \frac{(H_{isout} - H_{in})}{(H_{out} - H_{in})} \quad (3.17)$$

Donde  $H_{isout}$  es la entalpía de la corriente de salida en la situación de que la compresión fuera isentrópica. Esta situación sería la ideal, pero no es lo que ocurre en la realidad. En el caso isentrópico se consume menor potencia que en el caso real. La expresión (3.17) se utiliza para determinar la entalpía de salida, ya que realmente no se conoce la temperatura a la que saldrá del compresor.

Para el cálculo de las entalpías y entropías necesarias para el dimensionamiento del compresor, se debe de tener en cuenta que las corrientes que se van a comprimir están compuestas por mezcla de diferentes gases. Es por ello que, se considera a la mezcla como mezcla ideal de gases reales, por lo que se emplearán las siguientes expresiones:

$$H_{mezcla} = \sum x_i \cdot H_i(T, P) \quad (3.18)$$

$$S_{mezcla} = \sum x_i \cdot S_i(T, P) - R \cdot \sum x_i \cdot \ln(x_i) \quad (3.19)$$

Estos datos de entalpía y entropía serán dados directamente mediante el software EES.

En la Tabla 3-4 se muestran las potencias calculadas en EES.

Tabla 3-4. Potencia diseño de los compresores

Equipo	Potencia (kW)
C-101	1162
C-102	1481

### 4.3.2 Bombas

Las bombas serán el otro equipo de impulsión fundamental que emplearemos en nuestra instalación. En este Proyecto, se supondrá que todas las bombas empleadas para la impulsión de líquidos son centrífugas. Además, se despreciarán todos los parámetros relativos a la fricción en las tuberías, resistencias o desprendimientos de la capa límite. Se realizarán estas aproximaciones con el fin de simplificar cálculos.

Para realizar el diseño de la bomba se deben de tener en cuenta la altura que desarrolla la bomba y el caudal volumétrico, para así posteriormente poder calcular la potencia consumida por la bomba. Para calcular la altura que debe de vencer la bomba se aplicará la ecuación de Bernouilli.

$$Q = \frac{\dot{m}}{\rho} \quad (3.20)$$

$$\Delta H_B = \frac{P_{out} - P_{in}}{\rho} + \frac{(u_s^2 - u_e^2)}{2} + g \cdot \Delta z \quad (3.21)$$

$$P_f = \rho \cdot \Delta H_B \cdot Q \quad (3.22)$$

Donde:

- $Q$  es el caudal volumétrico, en m<sup>3</sup>/s.
- $m$  es el dato del caudal másico que impulsará la bomba, en kg/s
- $\rho$  es la densidad del fluido a impulsar, kg/m<sup>3</sup>.
- $\Delta H_B$  es la altura que vence la bomba, en m<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>. En caso de querer expresarla en metros, se debe de dividir por el valor de  $g$  (9,8 m/s<sup>2</sup>), y lo expresariamos como  $\Delta h_b$ .
- $P_{out}$ ,  $P_{in}$  son las presiones del fluido en la zona de impulsión y de aspiración, respectivamente, en Pa.
- $u_s$ ,  $u_e$  son las velocidades del fluido en el tramo de impulsión y aspiración, respectivamente, en m/s. Normalmente, se tomará como  $u_s$  igual a 1 m/s y  $u_e$  generalmente 1 m/s, excepto si el fluido está almacenado en algún tanque, cuyo valor se toma como despreciable.
- $\Delta z$  es la diferencia de cota entre el punto de absorción y el punto hasta donde se quiere impulsar, en m. Se ha supuesto que el punto hasta donde se quiere impulsar es aproximadamente la mitad de la altura de la columna de destilación.
- $P_f$  potencia que la bomba suministra al fluido, en W.

Este dato de potencia calculado  $P_f$  no es la potencia real de la bomba, ya que se debe de tener en cuenta las pérdidas mecánicas que existen en el equipo. Por tanto, la potencia real de la bomba queda como:

$$P_B = \frac{P_f}{\eta} \quad (3.23)$$

Donde  $\eta$  es el rendimiento de la bomba. Este valor es un dato que da el fabricante.

Otro dato importante para el dimensionamiento de las bombas es el NPSH. El NPSH disponible es la altura minima para evitar que se produzca el fenómeno de cavitación en la bomba. La cavitación ocurre cuando la presión del líquido a impulsar es menor que la presión de vapor del mismo, por lo tanto, el fluido puede cambiar de fase (vaporizar). Este es un fenómeno dañino para el funcionamiento de una bomba, por lo tanto, es algo que se quiere evitar. Este NPSH disponible lo podemos identificar mediante la siguiente expresión:

$$NPSH)_d = \frac{P_{in} - P_v}{\rho} - \frac{u_{in}^2}{2} \quad (3.24)$$

En dicha expresión  $P_v$  es la presión de vapor del líquido en Pa.

Como se dijo anteriormente, se usarán los catálogos de los fabricantes para dicho dimensionamiento. Cabe destacar que, en los catálogos, se da como dato el NPSH requerido ( $NPSH)_r$ ), que se relaciona con el disponible según la siguiente ecuación:

$$NPSH)_r \leq \frac{NPSH)_d}{1,2} \quad (3.25)$$

En la siguiente Tabla 3-5 se mostrarán las características principales de las bombas elegidas para este proceso.

Los catálogos empleados se encontrarán en el Anexo C.

Tabla 3-5. Características de las bombas de la instalación

Equipo	Potencia (kW)	Altura (m)	Caudal (m <sup>3</sup> /h)
P-101	13,5	29,85	118,86
P-102	3,5	21,34	27,77

## 4.4 Reactor

En el reactor es donde obtendremos el producto buscado, etanol, y es donde, además, se producen otros productos no deseados, o subproductos con valor añadido.

Como se dijo en el apartado 2.2, el reactor será de tipo lecho fijo tubular. Para su diseño se recurrirá al apartado de cinética de las reacciones que se vió en el punto 2.2.2. En este caso, se emplearán las ecuaciones estudiadas en [40] para el dimensionamiento del equipo. A continuación, se expresa la ecuación de balance de materia en función de la masa de catalizador:

$$\frac{dF_i}{dW} = \sum_{j=1}^n v_{ij} \cdot (r'_j) \quad (3.26)$$

Donde:

- $F_i$  es el flujo molar de todas las especies  $i$ , en kmol/h
- $W$  es la masa de catalizador empleado, en kg de catalizador.
- Los índices  $i$  y  $j$  hacen referencia a las especies y reacciones, respectivamente. En nuestro reactor se producen un total de  $X$  especies ( $i=X$ ) y de  $X$  reacciones ( $j=X$ )
- $v_{ij}$  son los coeficientes estequiométricos de las especies  $i$  en las reacciones  $j$ .
- $(r'_j)$  es la velocidad intrínseca de reacción expresada en función de la masa de catalizador, en kmol/kg<sub>cat</sub>·h

Se asumirá, por tanto, que no existen efectos de transporte externos ni internos.

Posteriormente, determinaremos el volumen del reactor usando la siguiente fórmula:

$$\frac{W}{V} = \rho_{cat} \cdot (1 - \varepsilon) \quad (3.27)$$

Donde:

- $V$  es el volumen del reactor, en m<sup>3</sup>.
- $\rho_{cat}$  es la densidad del catalizador, en kg<sub>cat</sub>/m<sup>3</sup><sub>catalizador</sub>.
- $\varepsilon$  es la porosidad del lecho, en m<sup>3</sup><sub>huecos</sub>/m<sup>3</sup>.

Empleando el software EES se calculará el volumen del reactor en función de los datos obtenidos. Algunas características del reactor se muestran en Tabla 3-6

Tabla 3-6. Dimensiones del reactor

Nombre	R-101
Volumen (m <sup>3</sup> )	71,41
Longitud tubos (m)	6,00
Díámetro de los tubos (in)	2,00
Número de tubos	5498

A continuación, se muestran las Figura 3-2 y Figura 3-3, donde se expresa en forma gráfica la evolución de la conversión y selectividad principalmente, que se han obtenido mediante el software EES.

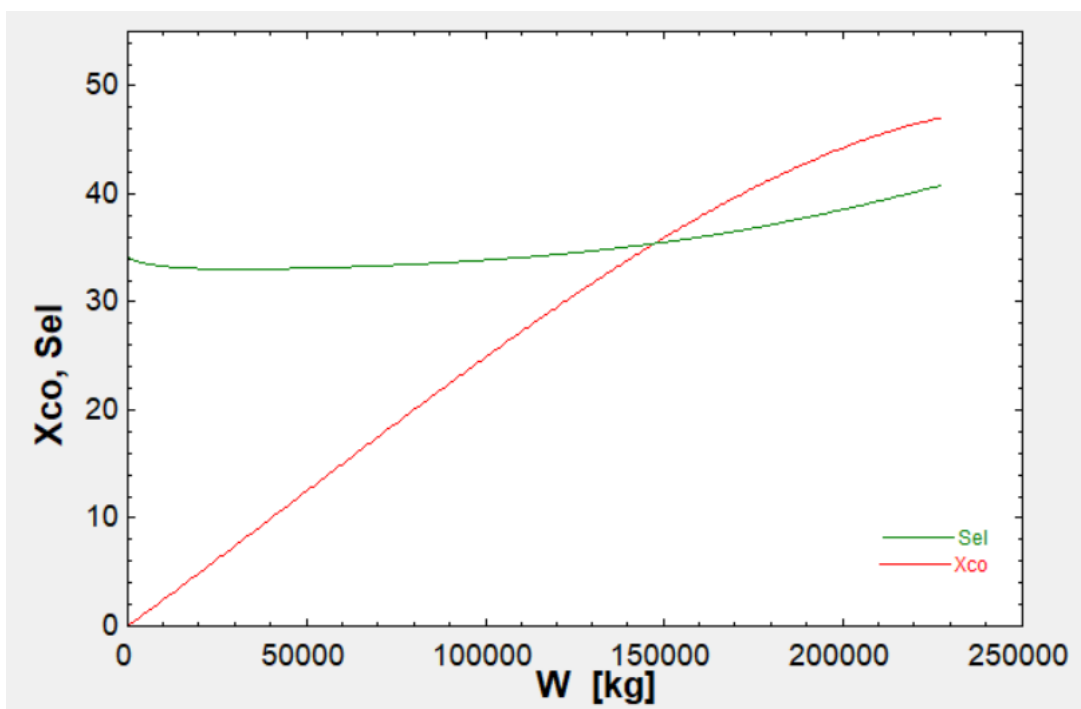


Figura 3-2. Evolución de conversión y selectividad en reactor

Atendiendo a la Figura 3-2 se aprecia como la conversión ha ido incrementándose casi linealmente a lo largo del reactor, llegando al valor calculado, una conversión de CO del 47,11%. Por otro lado, la selectividad de etOH también ha ido creciendo poco a poco a lo largo del reactor, aunque manteniéndose siempre dentro del 30 y 40% de selectividad. Finalmente, se obtuvo una selectividad del 40,97%. Ambos resultados han sido calculados para una masa de catalizador de 228000 kg.

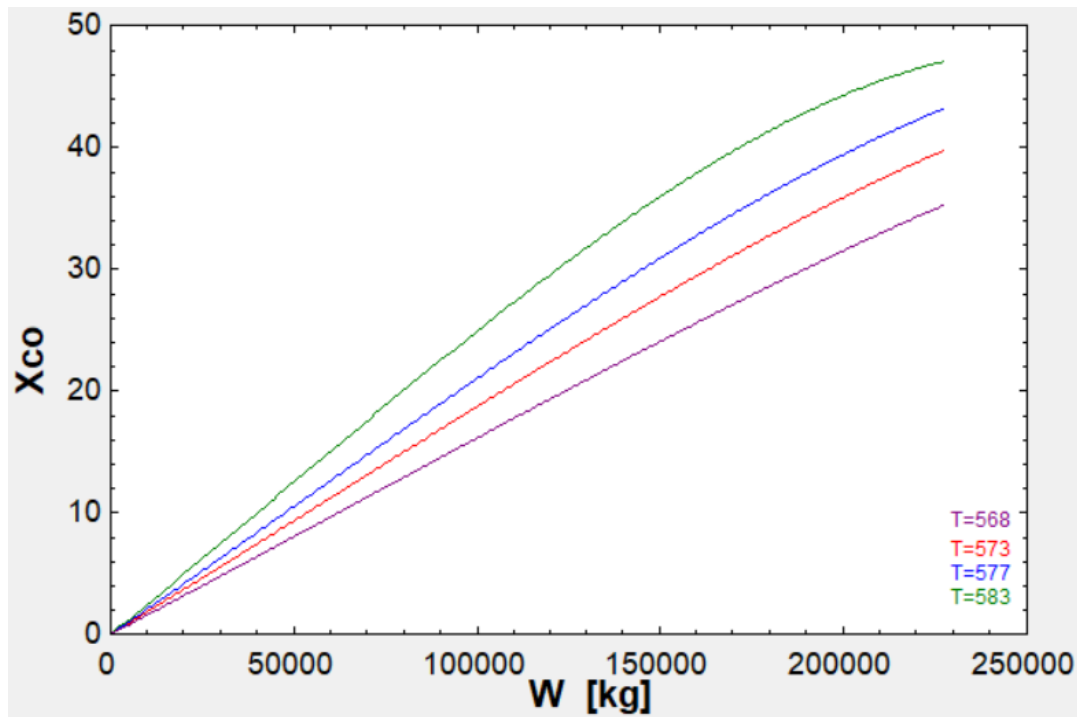


Figura 3-3. Evolución de la conversión de CO en función de la temperatura

En la Figura 3-3 se muestra el efecto de la temperatura a la que se da la reacción frente la conversión. Se puede observar como a medida que se incrementa la temperatura en el reactor, la conversión de CO aumenta, debido a que, con una mayor temperatura, la cinética de reacción se ve favorecida.

## 4.5 Separador Flash

El separador flash se encuentra a la salida del reactor. En él, se realizará la primera separación del proceso mediante equilibrio líquido-vapor. En este caso se supondrá que la separación será ideal, es decir, que se conseguirá separar al completo ambas corrientes.

Para poder dimensionar el flash se debe calcular primeramente la velocidad de lagrimeo, que viene dada por la siguiente expresión:

$$u_t = 0,07 \cdot \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} \quad (3.28)$$

Donde:

- $u_t$  es la velocidad de lagrimeo, en m/s
- $\rho_L$  es la densidad de la corriente líquida, en  $\text{kg/m}^3$
- $\rho_V$  es la densidad de la corriente vapor, en  $\text{kg/m}^3$

Posteriormente, el diámetro de el separador debe de ser lo suficientemente grande como para poder disminuir la velocidad de la corriente gaseosa por debajo o igual de la velocidad de lagrimeo que tiene la corriente líquida. Por lo tanto, este diámetro se obtiene de:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_G}{\pi \cdot u_V}} \quad (3.29)$$

Donde:

- $D$  es el diámetro mínimo del separador, en m.
- $Q_G$  es el caudal volumetrico de la corriente de vapor, en  $m^3/s$ .
- $u_V$  es la velocidad de la corriente de vapor, que debe de ser igual a la velocidad de lagrimeo de la corriente liquida para así poder obtener el diámetro mínimo, en  $m/s$ .

Como se muestra en la Figura 3-4, tendremos dos partes diferenciadas, una parte ocupada por el gas y otra por el líquido. La altura que ocupa el gas depende de el diámetro, mientras que la altura del líquido viene dada por el tiempo que permanece el líquido en el separador. Normalmente será unos 10 minutos para asegurar que la operación se realiza bajo óptimas condiciones de control y fluidez.

Por lo tanto, una vez realizado todos los cálculos referidos a las expresiones anteriores, el separador flash quedará determinado. [39]

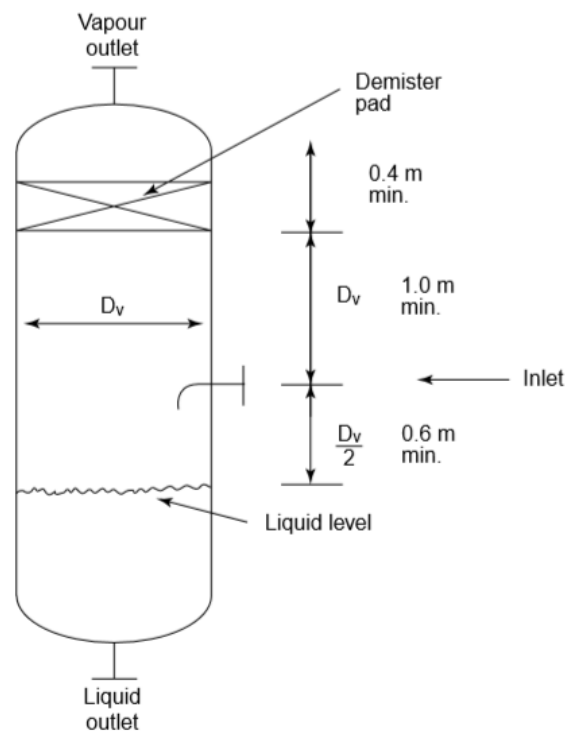


Figura 3-4. Esquema de un separador flash [39]

La Tabla 3-7 resume las características principales calculadas para el tanque flash de la instalación.

Tabla 3-7. Dimensiones de tanque flash F-101

Velocidad lagrimeo (m/s)	$Q_G$ ( $m^3/s$ )	$Q_L$ ( $m^3/s$ )	Diámetro (m)	Altura (m)	Volumen ( $m^3$ )
2,228	15,43	0,0133	2,97	7,84	54,29

## 4.6 Columnas de destilación

El diseño completo de las columnas de destilación es bastante complejo, ya que se debería estudiar con exactitud cada etapa planteando los balances de materia y energía en cada una de ellas. Este diseño es recomendable realizarlo mediante software especializado, como puede ser Aspen Plus. Debido a esto, el cálculo y simulación de las columnas queda fuera del alcance de el proyecto. Aún así, se realizará un prediseño de las columnas con la finalidad de obtener un número aproximado de etapas para así poder realizar el análisis económico de la forma más exacta posible.

La principal dificultad con la que se encuentra en las columnas es que se tienen mezclas multicomponentes. Es por ello que se recurrirá a la ecuación de Fenske, con la que se obtendrá el número mínimo de etapas de cada torre. [39]

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right)_D \cdot \log\left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right)_B}{\log \alpha} \quad (3.30)$$

Donde:

- $N_{min}$  es el número mínimo de etapas.
- $LK$  se refiere al componente más ligero de la corriente, mientras que  $HK$  al componente más pesado. Ambos hacen referencia a el componente que se encuentre en mayor proporción.
- $D$  y  $B$  se refieren a la corriente de destilado y de fondo, respectivamente.
- $\alpha$  es la volatilidad entre los componentes L y H.

Posteriormente, se calculará el número real de etapas fijando un valor de eficiencia promedio, de manera aproximada. Luego, se podrá obtener también la altura de la columna, así como el diámetro de esta. Para ello, se empleará las siguientes expresiones.

$$N = \frac{N_{min}}{E} \quad (3.31)$$

$$H = N \cdot L_T \quad (3.32)$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_g}{\pi \cdot \rho_g \cdot v_g}} \quad (3.33)$$

Donde:

- $N$  es el número real de etapas.
- $E$  es la eficiencia. Se tomará como valor típico de 0,8. [39]
- $H$  es la altura de la columna, en m.
- $L_T$  es la distancia entre los platos. Su valor suele encontrarse entre los 0,5 y 1,5 metros. Se tomará 0,5 metros para el cálculo
- $\rho_g$  es la densidad de la corriente gaseosa, en  $\text{kg/m}^3$ .
- $Q_g$  es el caudal másico de la corriente gas, en  $\text{kg/s}$ .
- $v_g$  es la velocidad del gas, en  $\text{m/s}$ . Se tomará un valor típico de 1,5  $\text{m/s}$  [39].

El dimensionamiento de las columnas de destilación de forma aproximada queda recogido en la Tabla 3-8.



Tabla 3-8. Dimensionamiento de las columnas de destilación

<b>Equipo</b>	<b>Número platos</b>	<b>Diámetro (m)</b>	<b>Altura (m)</b>	<b>Volumen (m<sup>3</sup>)</b>
<b>D-101</b>	23	0,797	11,4	5,674
<b>D-102</b>	17	0,64	8,125	2,61
<b>D-103</b>	14	1,10	7,00	6,67
<b>D-104</b>	4	0,84	1,776	0,97

## 4. MEDICIONES Y PRESUPUESTOS

En este apartado se detallará, de manera aproximada, los costes de los equipos necesarios para la planta, así mismo como los costes de instalación y funcionamiento de esta misma. Para ello recurriremos a una serie de correlaciones y expresiones que nos darán una estimación económica de nuestro proyecto.

### 5.1 Coste de los equipos

#### 5.1.1 Correlaciones de costes

Para poder realizar una estimación de los costes tendremos en cuenta la siguiente correlación [41]:

$$\log_{10}(C_{eq}) = k_1 + k_2 \cdot \log_{10}(A) + k_3(\log_{10}(A))^2 \quad (4.1)$$

Donde:

- $C_{eq}$  es el coste de un equipo a presión atmosférica y temperatura ambiental, teniendo en cuenta que el material del que está constituido es acero al carbono.
- $k_1$ ,  $k_2$  y  $k_3$  son unos parámetros característicos de cada equipo.
- $A$  es el denominado como parámetro específico de cada equipo. Por ejemplo, si estamos ante un intercambiador sería su área de transferencia, y si el equipo en cuestión fuera un compresor, su potencia. Posteriormente se dirá cual es el parámetro específico de cada equipo.

Como se ha dicho, esta ecuación solo podrá ser empleada en unas determinadas condiciones de presión y temperatura, que son presión atmosférica y temperatura ambiente. En el caso de que el equipo no trabaje a presión atmosférica, situación muy frecuente en la industria, se debe realizar una corrección mediante la siguiente correlación:

$$\log_{10}(F_p) = C_1 + C_2 \cdot \log_{10}(P) + C_3(\log_{10}(P))^2 \quad (4.2)$$

Donde:

- $F_p$  es el factor de corrección respecto la presión.
- $C_1$ ,  $C_2$  y  $C_3$  son los parámetros característicos de los equipos.
- $P$  es la presión de operación en cada equipo.

Además de la corrección por presión, existe otra corrección que es por material. Esta corrección se debe de tener en cuenta en el caso de que el equipo este hecho con otro material que no sea acero al carbono ( $F_M=1$ ). En nuestro caso concreto, por motivos de seguridad, algunos de los equipos estarán fabricados de acero inoxidable, cuyo factor material es  $F_M=3,1$  para vasijas,  $F_M=2,73$  para intercambiadores de calor,  $F_M=2,3$  para bombas y  $F_M=5,8$  para compresores.

#### 5.1.2 Método de Williams

Estas correlaciones anteriores solo serán válidas para un rango determinado de valores de los parámetros específicos de cada equipo. En el caso de del equipo a estudiar sobrepase dichos límites, o se tenga información acerca del precio del equipo en una determinada situación, se puede recurrir a otra ecuación que simplificaría de manera notable los cálculos. Esta es la ecuación de Williams.

$$C_{eq} = C_{ref} \cdot \left( \frac{A}{A_{ref}} \right)^a \quad (4.3)$$

Donde:

- $A_{ref}$  es la característica específica de referencia de cada equipo.
- $C_{ref}$  es el coste de referencia de cada equipo.
- $a$  es un parámetro ya definido en la correlación, cuyo valor está tabulado según el equipo que sea y que suele rondar la cifra de 0,6.

### 5.1.3 Parámetros característicos

A continuación, se mostrarán una serie de tablas, desde la Tabla 4-1 hasta la Tabla 4-6, donde se expondrán los distintos parámetros que se han mencionado con anterioridad.

Tabla 4-1. Capacidad o tamaño de cada equipo [41]

Equipo	Tamaño o capacidad
Compresores	Potencia (kW)
Intercambiadores de calor	Área de transferencia (m <sup>2</sup> )
Bombas	Potencia (kW)
Vasijas (reactor, columnas y flash)	Volumen (m <sup>3</sup> )
Tanques almacenamiento	Volumen (m <sup>3</sup> )

Tabla 4-2. Parámetros característicos de cada equipo,  $k_i$  [41]

Equipo	$k_1$	$k_2$	$k_3$
Compresor	2,2891	1,3604	-0,1027
Bomba	3,3892	0,0536	0,1538
Vasijas	3,4974	0,4485	0,1074
Tanques	5,9567	-0,7585	0,1749

Tabla 4-3. Parámetros característicos de cada equipo,  $C_i$  [41]

Equipo	$C_1$	$C_2$	$C_3$
Bomba	-0,3935	0,3957	-0,00226
Compresor	0	0	0

En el caso de vasijas, los valores del factor de corrección de presiones,  $F_P$ , vienen dados según la siguiente tabla:

Tabla 4-4. Factor de corrección por presión en vasijas [41]

Presión (bar)	$F_P$
3,45	1,00
6,89	1,05
13,79	1,15
20,68	1,20
27,58	1,35
34,47	1,45
62,05	2,30
68,95	2,50

Tabla 4-5. Correlaciones de costes para cada equipo [41]

Equipo	Correlación
Intercambiadores de calor, vasijas, tanques y bombas	$C_T = C_{eq} \cdot (B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_P)$
Compresores	$C_T = C_{eq} \cdot F_M$

Donde los parámetros  $B_i$  son característicos de cada equipo:

Tabla 4-6. Parámetros característicos  $B_i$  de cada equipo [41]

Equipo	$B_1$	$B_2$
Bombas	1,69	1,35
Vasijas	2,25	1,82
Tanques	1,10	0

En la Tabla 4-7 se muestra el coste de cada equipo empleando las ecuaciones vistas a lo largo de este apartado. Para el caso de los intercambiadores, se ha estimado el coste a partir de el dimensionamiento realizado en *Aspen Heat Exchanger Design and Rating*. Esta aplicación da un coste estimado del intercambiador y se han empleado dichos valores.

Se ha tenido en cuenta la corrección por año, estando el coste de los equipos referidos a enero de 2020.

Tabla 4-7. Cálculo del coste de cada equipo

<b>Equipos</b>	<b>Tamaño</b>	<b>Coste Equipos</b>
<b>C-101</b>	1162 kW	2.115.750
<b>C-102</b>	1481 kW	2.519.499
<b>P-101</b>	12 kW	22.066
<b>P-102</b>	3,5 kW	14.016
<b>TK-103</b>	8745 m <sup>3</sup>	621.896
<b>TK-104</b>	15900 m <sup>3</sup>	925.909
<b>TK-105</b>	8745 m <sup>3</sup>	621.896
<b>V-101</b>	54,29 m <sup>3</sup>	226.873
<b>D-101</b>	5,67 m <sup>3</sup>	66.045
<b>D-102</b>	6,67 m <sup>3</sup>	73.018
<b>D-103</b>	2,61 m <sup>3</sup>	42.303
<b>D-104</b>	0,97 m <sup>3</sup>	20.786
<b>E-101</b>		82.331
<b>E-102</b>		99.726
<b>E-103</b>		181.766
<b>E-104</b>		249.157
<b>E-105</b>		211.551
<b>E-106</b>		36.336
<b>E-107</b>		129.932
<b>E-108</b>		79.592
<b>E-109</b>		393.091
<b>E-110</b>		493.581
<b>R-101</b>	71,41 m <sup>3</sup>	1.161.151
<b>TOTAL:</b>		<b>10.388.273 \$</b>

## 5.2 Coste inversión de la planta

Para calcular de forma aproximada el coste de inversión de la planta se empleará el método de Chilton. Este método estima a partir de una serie de factores el posible coste de inversión, una vez que se tengan los costes de los equipos realizados, en función de la planta a realizar. Por ello, en la Tabla 4-8 se muestra el coste de inversión para esta planta concreta.

Tabla 4-8. Cálculo coste total de la planta usando el método de Chilton

Ítem	Factor de Chilton	Coste (\$)
Coste equipos principales	1	10.388.2732
Coste de equipos instalados	1,40-2,20	18.698.891
Coste de tuberías (fluidos)	0,30-0,60	8.414.501
Coste de instrumentación (Completa)	0,10-0,15	2.337.361
Edificios y preparación del terreno (interno)	0,60-1,00	14.959.112
Auxiliares (ampliación grande)	0,05-0,25	2.804.834
Líneas exteriores (unidad separada)	0,05-0,10	1.402.417
<b>Coste Directo Total</b>		<b>48.617.116</b>
Ingeniería y construcción (complicada)	0,35-0,50	20.662.274
Contingencia y beneficio del contratista (sujeto a cambios)	0,20-0,30	12.154.279
Factor del tamaño (grande)	0-0,5	1.215.428
<b>Coste Indirecto Total</b>		<b>34.031.981</b>
<b>Coste Total Inversión</b>		<b>82.649.096 \$</b>

## 5. HOJAS DE ESPECIFICACIONES

---

<b>TANQUE ALMACENAMIENTO 1</b>	
<b>Planta:</b> producción etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> TK-101
<b>Material:</b> acero inoxidable	<b>Líneas:</b> 17
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> tanque de almacenamiento de propanol
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Tipo	Cilíndrico
Disposición	Vertical
Tipo de techo	Flotante
Diámetro (m)	30,48
Altura (m)	12,192
Volumen (m <sup>3</sup> )	8745
Perímetro (m)	95,75
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluidos	Propanol
Estado	Líquido
Temperatura (°C)	35
Presión (bar)	1
Punto de inflamabilidad (°C)	22
Temperatura de autoignición (°C)	371
Peligrosidad	Altamente inflamable
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	772,4
Viscosidad (kg/m s)	0,2587

<b>TANQUE ALMACENAMIENTO 2</b>	
<b>Planta:</b> producción etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> TK-102
<b>Material:</b> acero inoxidable	<b>Líneas:</b> 20
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> tanque de almacenamiento de etanol
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Tipo	Cilíndrico
Disposición	Vertical
Tipo de techo	Flotante
Diámetro (m)	40,843
Altura (m)	12,192
Volumen (m <sup>3</sup> )	15900
Perímetro (m)	128,31
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluidos	Etanol
Estado	Líquido
Temperatura (°C)	30
Presión (bar)	1
Punto de inflamabilidad (°C)	14-17
Temperatura de autoignición (°C)	400
Peligrosidad	Altamente inflamable
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	780,8
Viscosidad (kg/m s)	0,00097



<b>TANQUE ALMACENAMIENTO 3</b>	
<b>Planta:</b> producción etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> TK-103
<b>Material:</b> acero inoxidable	<b>Líneas:</b> 21
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> tanque de almacenamiento de metanol
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Tipo	Cilíndrico
Disposición	Vertical
Tipo de techo	Flotante
Diámetro (m)	30,480
Altura (m)	12,192
Volumen (m <sup>3</sup> )	8745
Perímetro (m)	95,75
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluidos	Metanol
Estado	Líquido
Temperatura (°C)	60
Presión (bar)	1
Punto de inflamabilidad (°C)	9
Temperatura de autoignición (°C)	440
Peligrosidad	Altamente inflamable
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	748,8
Viscosidad (kg/m s)	0,00033

<b>BOMBA 1</b>	
<b>Planta:</b> producción etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> P-101
<b>Material:</b> acero inoxidable	<b>Líneas:</b> 13 y 15
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Bomba centrífuga para recircular el Etilenglicol
<b>Modelo:</b> HCP 80-205	
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluidos	Etilenglicol
Caudal másico (kg/h)	125521,5
Caudal (m <sup>3</sup> /h)	118,86
Altura desarrollada (m)	29,85
Potencia consumida (kW)	13,5
Temperatura (°C)	105
Presión de impulsión (bar)	3,5
Presión de aspiración (bar)	1
Diámetro de rodete (mm)	175
Rendimiento (%)	68
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1056
Velocidad de giro (rpm)	2900

<b>BOMBA 2</b>	
<b>Planta:</b> producción etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> P-102
<b>Material:</b> acero inoxidable	<b>Líneas:</b> 18
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Bomba centrífuga para impulsar meOH y etOH a columna destilación
<b>Modelo:</b> HCP 50-260	
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluidos	Metanol y etanol
Caudal másico (kg/h)	20722,96
Caudal (m <sup>3</sup> /h)	27,77
Altura desarrollada (m)	21,34
Potencia consumida (kW)	3,5
Temperatura (°C)	64
Presión de impulsión (bar)	2,5
Presión de aspiración (bar)	1
Diámetro de rodete (mm)	240
Rendimiento (%)	48
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	748,3
Velocidad de giro (rpm)	1750

<b>REACTOR</b>	
<b>Planta:</b> producción etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> R-101
<b>Material:</b> acero inoxidable	<b>Líneas:</b> 4 y 5
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Reactor tubular de lecho fijo para la producción de etanol
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluidos de entrada	Gas de síntesis y metanol
Fluidos a la salida	Gas de síntesis no reaccionado, metanol, etanol, propanol, agua, metano y dióxido de carbono
Caudal másico (kg/h)	89335
Caudal molar entrada (kmol/h)	5863
Caudal molar salida (kmol/h)	3334
Temperatura entrada (°C)	300
Temperatura salida (°C)	310
Presión (bar)	90
Temperatura carcasa (°C)	295
Densidad salida (kg/m <sup>3</sup> )	0,3431
Viscosidad (kg/m s)	0,00003132
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Volumen (m <sup>3</sup> )	71,41
Longitud tubos (m)	6
Diámetro tubos (in)	2
Número de tubos	5498
Densidad aparente catalizador (kg/m <sup>3</sup> )	3200
Diámetro catalizador (mm)	6

<b>TANQUE FLASH</b>	
<b>Planta:</b> producción etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> F-101
<b>Material:</b> acero inoxidable	<b>Líneas:</b> 6, 7 y 8
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> equipo de separación flash para separar corriente gas y líquida
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Disposición	Vertical
Diámetro (m)	2,97
Altura (m)	7,84
Volumen (m <sup>3</sup> )	54,29
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluidos	Mezcla de alcoholes, H <sub>2</sub> O, CH <sub>4</sub> , CO <sub>2</sub> y CO y H <sub>2</sub> no reaccionados
Caudal gas (m <sup>3</sup> /s)	15,43
Caudal líquido (m <sup>3</sup> /s)	0,01337
Velocidad de lagrimeo (m/s)	2,228
Altura del líquido (m)	1,158
Altura del gas (m)	2,228
Densidad líquido (kg/m <sup>3</sup> )	895,5
Densidad gas (kg/m <sup>3</sup> )	0,8827

<b>COLUMNNA DESTILACIÓN 1</b>	
<b>Planta:</b> producción etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> D-101
<b>Material:</b> acero inoxidable	<b>Líneas:</b> 7, 9 y 10
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Columna de destilación extractiva para separar alcoholes de H <sub>2</sub> O
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Diámetro (m)	0,797
Altura (m)	11,4
Volumen (m <sup>3</sup> )	5,674
Número de platos	23
Eficiencia (%)	80
Temperatura (°C)	40
Presión (bar)	1
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluidos	Mezcla de alcoholes, H <sub>2</sub> O y EG
Caudal alimentación (kg/h)	168732,48
Caudal destilado (kg/h)	26011,96
Caudal de fondo (kg/h)	142720,52
Caudal de EG (kg/h)	128448,5
Velocidad gas (m/s)	1,5
Densidad líquido (kg/m <sup>3</sup> )	737,6
Densidad gas (kg/m <sup>3</sup> )	9,655

<b>COLUMNNA DESTILACIÓN 2</b>	
<b>Planta:</b> producción etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> D-102
<b>Material:</b> acero inoxidable	<b>Líneas:</b> 10, 11 y 12
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Columna de destilación simple para separar EG de H <sub>2</sub> O.
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Diámetro (m)	0,64
Altura (m)	8,125
Volumen (m <sup>3</sup> )	2,61
Número de platos	17
Eficiencia (%)	80
Temperatura (°C)	99,6
Presión (bar)	1
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluidos	H <sub>2</sub> O y EG
Caudal alimentación (kg/h)	142720,52
Caudal destilado (kg/h)	17199,04
Caudal de fondo (kg/h)	125521,48
Velocidad gas (m/s)	1,5
Densidad líquido (kg/m <sup>3</sup> )	1056
Densidad gas (kg/m <sup>3</sup> )	0,5973

<b>COLUMNNA DESTILACIÓN 3</b>	
<b>Planta:</b> producción etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> D-103
<b>Material:</b> acero inoxidable	<b>Líneas:</b> 9, 16 y 17
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Columna de destilación simple para separar propanol de metanol y etanol.
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Diámetro (m)	1,10
Altura (m)	7
Volumen (m <sup>3</sup> )	6,67
Número de platos	14
Eficiencia (%)	80
Temperatura (°C)	78,4
Presión (bar)	1
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluidos	Metanol, etanol y propanol
Caudal alimentación (kg/h)	26011,96
Caudal destilado (kg/h)	20722,96
Caudal de fondo (kg/h)	5289
Velocidad gas (m/s)	1,5
Densidad líquido (kg/m <sup>3</sup> )	803
Densidad gas (kg/m <sup>3</sup> )	1,375



<b>COLUMNNA DESTILACIÓN 4</b>	
<b>Planta:</b> producción etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> D-104
<b>Material:</b> acero inoxidable	<b>Líneas:</b> 18, 19, 21
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Columna de destilación simple para separar metanol y etanol.
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Diámetro (m)	0,84
Altura (m)	1,776
Volumen (m <sup>3</sup> )	0,97
Número de platos	4
Eficiencia (%)	80
Temperatura (°C)	65,4
Presión (bar)	1
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluidos	Metanol y etanol
Caudal alimentación (kg/h)	20722,96
Caudal destilado (kg/h)	8501,16
Caudal de fondo (kg/h)	12221,08
Velocidad gas (m/s)	1,5
Densidad líquido (kg/m <sup>3</sup> )	748,3
Densidad gas (kg/m <sup>3</sup> )	1,196

<b>INTERCAMBIADOR DE CALOR 1</b>		
<b>Planta:</b> producción de etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> E-101	<b>Material:</b> acero inoxidable
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Líneas:</b> 3 y 4	
<b>Descripción:</b> Intercambiador de carcasa y tubos tipo E para precalentar corriente entrante al reactor		
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		
<b>CARACTERÍSTICAS</b>	<b>CARCASA</b>	<b>TUBOS</b>
Fluido	Gas de síntesis y metanol	Aceite térmico
Estado fluido	Frío	Caliente
Caudal másico (kg/h)	35409	77504
Temperatura entrada (°C)	51,1	350
Temperatura salida (°C)	300	254,84
Presión de entrada (bar)	90	40
Pérdida de carga (bar)	0,253	0,028
Velocidad fluido (m/s)	3,79	0,56
Ensuciamiento (m <sup>2</sup> K/W)	0,0002	0,0002
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	27,81	647,26
Viscosidad (mPa s)	0,0262	0,1937
Calor específico (kJ/kg K)	2,064	2,618
Calor latente (kJ/kg)	1022,5	-
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>		
DTLM (°C)	122,61	
Coefficiente U (W/m <sup>2</sup> K)	388,3	
Calor intercambiado (kW)	5847,7	
<b>DISEÑO</b>		
Número de tubos	344	
Longitud tubos (m)	6,096	
Diámetro externo tubos (in)	¾	
BWG	10	
Pitch (mm)	23,81	
Diámetro ext. Carcasa (mm)	593,72	
Disposición tubos	Triangular	
Área (m <sup>2</sup> )	122,8	

<b>INTERCAMBIADOR DE CALOR 2</b>		
<b>Planta:</b> producción de etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> E-102	<b>Material:</b> acero inoxidable
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Líneas:</b> 5 y 6	
<b>Descripción:</b> Intercambiador de carcasa y tubos tipo E para enfriar corriente saliente del reactor para producir vapor alta presión		
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		
<b>CARACTERÍSTICAS</b>	<b>CARCASA</b>	<b>TUBOS</b>
Fluido	Vapor	Mezcla de alcoholes, no reaccionados y gases
Estado fluido	Frío	Caliente
Caudal másico (kg/h)	5991	89335
Temperatura entrada (°C)	80	310
Temperatura salida (°C)	223,6	225
Presión de entrada (bar)	25	90
Pérdida de carga (bar)	0,493	0,06
Velocidad fluido (m/s)	1,91	6,97
Ensuciamiento (m <sup>2</sup> K/W)	0,0001	0,0002
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	12,11	54,35
Viscosidad (mPa s)	0,0176	0,0234
Calor específico (kJ/kg K)	2,219	2,077
Calor latente (kJ/kg)	1910,9	-
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>		
DTLM (°C)	52,69	
Coeficiente U (W/m <sup>2</sup> K)	628,8	
Calor intercambiado (kW)	4336	
<b>DISEÑO</b>		
Número de tubos	370	
Longitud tubos (m)	6,096	
Diámetro externo tubos (in)	¾	
BWG	10	
Pitch (mm)	23,81	
Diámetro ext. Carcasa (mm)	577,85	
Disposición tubos	Triangular	
Área (m <sup>2</sup> )	131	

<b>INTERCAMBIADOR DE CALOR 3</b>		
<b>Planta:</b> producción de etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> E-103	<b>Material:</b> acero inoxidable
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Líneas:</b> 5 y 6	
<b>Descripción:</b> Intercambiador de carcasa y tubos tipo E para enfriar corriente saliente del reactor para producir vapor a media presión		
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		
<b>CARACTERÍSTICAS</b>	<b>CARCASA</b>	<b>TUBOS</b>
Fluido	Vapor	Mezcla de alcoholes, no reaccionados y gases
Estado fluido	Frío	Caliente
Caudal másico (kg/h)	12229	89335
Temperatura entrada (°C)	80	225
Temperatura salida (°C)	126	126
Presión de entrada (bar)	2,5	90
Pérdida de carga (bar)	0,049	0,06
Velocidad fluido (m/s)	14,45	1,3
Ensuciamiento (m <sup>2</sup> K/W)	0,0001	0,0002
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1,17	79,22
Viscosidad (mPa s)	0,0136	0,0182
Calor específico (kJ/kg K)	1,947	1,54
Calor latente (kJ/kg)	2230,2	2062,2
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>		
DTLM (°C)	30,6	
Coefficiente U (W/m <sup>2</sup> K)	913	
Calor intercambiado (kW)	8434,4	
<b>DISEÑO</b>		
Número de tubos	864	
Longitud tubos (m)	6,096	
Diámetro externo tubos (in)	¾	
BWG	10	
Pitch (mm)	23,81	
Diámetro ext. Carcasa (mm)	850,9	
Disposición tubos	Triangular	
Área (m <sup>2</sup> )	301,9	

<b>INTERCAMBIADOR DE CALOR 4</b>		
<b>Planta:</b> producción de etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> E-104	<b>Material:</b> acero inoxidable
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Líneas:</b> 5 y 6	
<b>Descripción:</b> Intercambiador de carcasa y tubos tipo E para enfriar corriente saliente del reactor usando agua de refrigeración		
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		
<b>CARACTERÍSTICAS</b>	<b>CARCASA</b>	<b>TUBOS</b>
Fluido	Agua	Mezcla de alcoholes, no reaccionados y gases
Estado fluido	Frío	Caliente
Caudal másico (kg/h)	95458	89335
Temperatura entrada (°C)	25	125
Temperatura salida (°C)	85	40
Presión de entrada (bar)	1,5	90
Pérdida de carga (bar)	0,29	0,06
Velocidad fluido (m/s)	0,22	2,76
Ensuciamiento (m <sup>2</sup> K/W)	0,0001	0,0002
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	934,1	95,68 (g) / 835,16 (l)
Viscosidad (mPa s)	0,333	0,0192 (g) / 0,642 (l)
Calor específico (kJ/kg K)	4,56	1,425 (g) / 3,624 (l)
Calor latente (kJ/kg)	-	1517,4
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>		
DTLM (°C)	28,76	
Coeficiente U (W/m <sup>2</sup> K)	706,2	
Calor intercambiado (kW)	7215,8	
<b>DISEÑO</b>		
Número de tubos	334	
Longitud tubos (m)	6,096	
Diámetro externo tubos (in)	¾	
BWG	10	
Pitch (mm)	23,81	
Diámetro ext. Carcasa (mm)	542,92	
Disposición tubos	Triangular	
Área (m <sup>2</sup> )	355,3	

<b>INTERCAMBIADOR DE CALOR 5</b>		
<b>Planta:</b> producción de etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> E-105	<b>Material:</b> acero inoxidable
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Líneas:</b> 12 y 13	
<b>Descripción:</b> Intercambiador de carcasa y tubos tipo E para enfriar corriente de EG		
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		
<b>CARACTERÍSTICAS</b>	<b>CARCASA</b>	<b>TUBOS</b>
Fluido	Agua	Etilenglicol
Estado fluido	Frío	Caliente
Caudal másico (kg/h)	12026	125521
Temperatura entrada (°C)	100,85	192
Temperatura salida (°C)	100,92	105
Presión de entrada (bar)	1	1
Pérdida de carga (bar)	0,20	0,05
Velocidad fluido (m/s)	15,71	0,36
Ensuciamiento (m <sup>2</sup> K/W)	0,0001	0,0002
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	0,47	1044,18
Viscosidad (mPa s)	0,0127	1,874
Calor específico (kJ/kg K)	1,94	2,473
Calor latente (kJ/kg)	2230,2	-
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>		
DTLM (°C)	32,2	
Coeficiente U (W/m <sup>2</sup> K)	330,7	
Calor intercambiado (kW)	7887,3	
<b>DISEÑO</b>		
Número de tubos	1031	
Longitud tubos (m)	6,096	
Diámetro externo tubos (in)	¾	
BWG	10	
Pitch (mm)	23,81	
Diámetro ext. Carcasa (mm)	876,3	
Disposición tubos	Triangular	
Área (m <sup>2</sup> )	740,9	

<b>INTERCAMBIADOR DE CALOR 6</b>		
<b>Planta:</b> producción de etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> E-106	<b>Material:</b> acero inoxidable
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Líneas:</b> 16 y 17	
<b>Descripción:</b> Intercambiador de carcasa y tubos tipo E para enfriar corriente de propanol		
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		
<b>CARACTERÍSTICAS</b>	<b>CARCASA</b>	<b>TUBOS</b>
Fluido	Agua	Propanol
Estado fluido	Frío	Caliente
Caudal másico (kg/h)	16329	5289
Temperatura entrada (°C)	15	97
Temperatura salida (°C)	75	35
Presión de entrada (bar)	1	1
Pérdida de carga (bar)	0,009	0,005
Velocidad fluido (m/s)	0,05	7,07
Ensuciamiento (m <sup>2</sup> K/W)	0,0001	0,0002
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	944,41	790,41
Viscosidad (mPa s)	0,3801	1,5531
Calor específico (kJ/kg K)	4,552	2,683
Calor latente (kJ/kg)	-	665,5
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>		
DTLM (°C)	40,08	
Coeficiente U (W/m <sup>2</sup> K)	319,1	
Calor intercambiado (kW)	1232,9	
<b>DISEÑO</b>		
Número de tubos	267	
Longitud tubos (m)	6,096	
Diámetro externo tubos (in)	¾	
BWG	10	
Pitch (mm)	23,81	
Diámetro ext. Carcasa (mm)	466,72	
Disposición tubos	Triangular	
Área (m <sup>2</sup> )	96,4	

<b>INTERCAMBIADOR DE CALOR 7</b>		
<b>Planta:</b> producción de etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> E-107	<b>Material:</b> acero inoxidable
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Líneas:</b> 19 y 20	
<b>Descripción:</b> Intercambiador de carcasa y tubos tipo E para enfriar corriente de etanol		
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		
<b>CARACTERÍSTICAS</b>	<b>CARCASA</b>	<b>TUBOS</b>
Fluido	Agua	Etanol
Estado fluido	Frío	Caliente
Caudal másico (kg/h)	53772	12209
Temperatura entrada (°C)	25	78
Temperatura salida (°C)	75	30
Presión de entrada (bar)	3,5	1
Pérdida de carga (bar)	0,04	0,01
Velocidad fluido (m/s)	0,11	3,88
Ensuciamiento (m <sup>2</sup> K/W)	0,0001	0,0002
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	944,41	792,79
Viscosidad (mPa s)	0,3801	0,981
Calor específico (kJ/kg K)	4,552	3,064
Calor latente (kJ/kg)	-	847,5
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>		
DTLM (°C)	14,12	
Coeficiente U (W/m <sup>2</sup> K)	485,3	
Calor intercambiado (kW)	3383,3	
<b>DISEÑO</b>		
Número de tubos	1375	
Longitud tubos (m)	6,096	
Diámetro externo tubos (in)	¾	
BWG	10	
Pitch (mm)	23,81	
Diámetro ext. Carcasa (mm)	977,9	
Disposición tubos	Triangular	
Área (m <sup>2</sup> )	493,8	



<b>INTERCAMBIADOR DE CALOR 8</b>		
<b>Planta:</b> producción de etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> E-108	<b>Material:</b> acero inoxidable
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Líneas:</b> 22 y 23	
<b>Descripción:</b> Intercambiador de carcasa y tubos tipo E para precalentar corriente de metanol		
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		
<b>CARACTERÍSTICAS</b>	<b>CARCASA</b>	<b>TUBOS</b>
Fluido	Metanol	Steam
Estado fluido	Frío	Caliente
Caudal másico (kg/h)	6003	85
Temperatura entrada (°C)	64	140,06
Temperatura salida (°C)	85	138,71
Presión de entrada (bar)	1	3,5
Pérdida de carga (bar)	0,01	0,01
Velocidad fluido (m/s)	6,01	0,58
Ensuciamiento (m <sup>2</sup> K/W)	0,0002	0,0001
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1,08	876,12
Viscosidad (mPa s)	0,0117	0,1952
Calor específico (kJ/kg K)	1,528	4,729
Calor latente (kJ/kg)	-	2226
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>		
DTLM (°C)	64,92	
Coeficiente U (W/m <sup>2</sup> K)	45,8	
Calor intercambiado (kW)	52,8	
<b>DISEÑO</b>		
Número de tubos	24	
Longitud tubos (m)	1,828	
Diámetro externo tubos (in)	¾	
BWG	10	
Pitch (mm)	23,81	
Diámetro ext. Carcasa (mm)	219,08	
Disposición tubos	Triangular	
Área (m <sup>2</sup> )	17,7	

<b>INTERCAMBIADOR DE CALOR 10</b>		
<b>Planta:</b> producción de etanol a partir de gas de síntesis	<b>Nomenclatura:</b> E-110	<b>Material:</b> acero inoxidable
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Líneas:</b> 25 y 26	
<b>Descripción:</b> Intercambiador de carcasa y tubos tipo E para precalentar aceite térmico y adecuar temperatura corriente recirculación de gas de síntesis		
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		
<b>CARACTERÍSTICAS</b>	<b>CARCASA</b>	<b>TUBOS</b>
Fluido	Aceite térmico	Gas de síntesis
Estado fluido	Frío	Caliente
Caudal másico (kg/h)	77504	53926
Temperatura entrada (°C)	200	705
Temperatura salida (°C)	350,04	300,14
Presión de entrada (bar)	40	90
Pérdida de carga (bar)	0,17	0,35
Velocidad fluido (m/s)	0,13	13,43
Ensuciamiento (m <sup>2</sup> K/W)	0,0002	0,0002
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	491,6	46,76
Viscosidad (mPa s)	0,1516	0,0291
Calor específico (kJ/kg K)	3,173	1,442
Calor latente (kJ/kg)	-	-
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>		
DTLM (°C)	199,49	
Coeficiente U (W/m <sup>2</sup> K)	381,3	
Calor intercambiado (kW)	8815,5	
<b>DISEÑO</b>		
Número de tubos	85	
Longitud tubos (m)	6,096	
Diámetro externo tubos (in)	¾	
BWG	10	
Pitch (mm)	23,81	
Diámetro ext. Carcasa (mm)	533,4	
Disposición tubos	Triangular	
Área (m <sup>2</sup> )	115,9	

## 6. ANEXOS

### 6.1. Anexo A. Balance de materia y energía del proceso

Tabla 6-1. Balance de materia y energía de las corrientes 1-9

Corriente	Unidad	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Caudal molar	kmol/h	914,22	1903,82	3005,65	5863,03	3334,47	3334,47	1412,03	1922,44	619,14
Caudal másico	kg/h	25598,16	3807,64	35409,32	89335,36	89335,22	89335,22	40283,98	49051,24	26011,96
Temperatura	°C	25	25	51,1	300	310	40	40	40	97,5
Presión	bar	90	90	90	90	90	35	35	35	1
<b>H<sub>2</sub></b>	kmol/h	-	1903,82	1903,82	2906,92	28,3	28,3	-	28,3	-
<b>CO</b>	kmol/h	914,22	-	914,22	2768,50	1464,36	1464,36	-	1464,36	-
<b>MeOH</b>	kmol/	-	-	187,61	187,61	264,47	264,47	264,47	-	264,47
<b>EtOH</b>	kmol/h	-	-	-	-	266,52	266,52	266,52	-	266,52
<b>PrOH</b>	kmol/h	-	-	-	-	88,15	88,15	88,15	-	88,15
<b>CH<sub>4</sub></b>	kmol/h	-	-	-	-	389,92	389,92	-	389,92	-
<b>CO<sub>2</sub></b>	kmol/h	-	-	-	-	39,86	39,86	-	39,86	-
<b>H<sub>2</sub>O</b>	kmol/h	-	-	-	-	792,89	792,89	792,89	-	-
<b>EG</b>	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla 6-2. Balance de materia y energía de las corrientes 10-19

Corriente	Unidad	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Caudal molar	kmol/h	2864,64	840,1	2024,54	2024,54	47,21	2071,75	88,15	88,15	530,99	265,79
Caudal másico	kg/h	142720,52	17299,04	128448,5	128448,5	2927,02	128448,5	5284	5284	20722,96	12221,08
Temperatura	°C	146	99,6	192	105	25	105	97	35	64,5	78,3
Presión	bar	1	1	1	1	3,5	3,5	1	1	1	1
<b>H<sub>2</sub></b>	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>CO</b>	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>MeOH</b>	kmol/	-	-	-	-	-	-	-	-	264,47	0,382
<b>EtOH</b>	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	266,52	265,41
<b>PrOH</b>	kmol/h	-	-	-	-	-	-	88,15	88,15	-	-
<b>CH<sub>4</sub></b>	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>CO<sub>2</sub></b>	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>H<sub>2</sub>O</b>	kmol/h	792,89	792,89	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>EG</b>	kmol/h	2071,75	47,21	2024,54	2024,54	47,21	2071,75	-	-	-	-

Tabla 6-3. Balance de materia y energía de las corrientes 20-29

Corriente	Unidad	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29
Caudal molar	kmol/h	265,79	265,18	187,61	187,61	187,61	1922,44	1922,44	2857,38	2857,38	2857,38
Caudal másico	kg/h	12221,08	8501,16	6003,52	6003,52	6003,52	49051,24	49051,24	53926,04	53926,04	53926,04
Temperatura	°C	30	64,5	64	85	443	129	241,8	1000	705	301,15
Presión	bar	1	1	1	1	90	90	90	90	90	90
H <sub>2</sub>	kmol/h	-	-	-	-	-	28,3	28,3	1003,1	1003,1	1003,1
CO	kmol/h	-	-	-	-	-	1464,36	1464,36	1854,28	1854,28	1854,28
MeOH	kmol/	0,382	264,08	187,61	187,61	187,93	-	-	-	-	-
EtOH	kmol/h	265,41	1,1	-	-	-	-	-	-	-	-
PrOH	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH <sub>4</sub>	kmol/h	-	-	-	-	-	389,92	389,92	-	-	-
CO <sub>2</sub>	kmol/h	-	-	-	-	-	39,86	39,86	-	-	-
H <sub>2</sub> O	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
EG	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

## 6.2. Anexo B. Diagrama de flujo del proceso

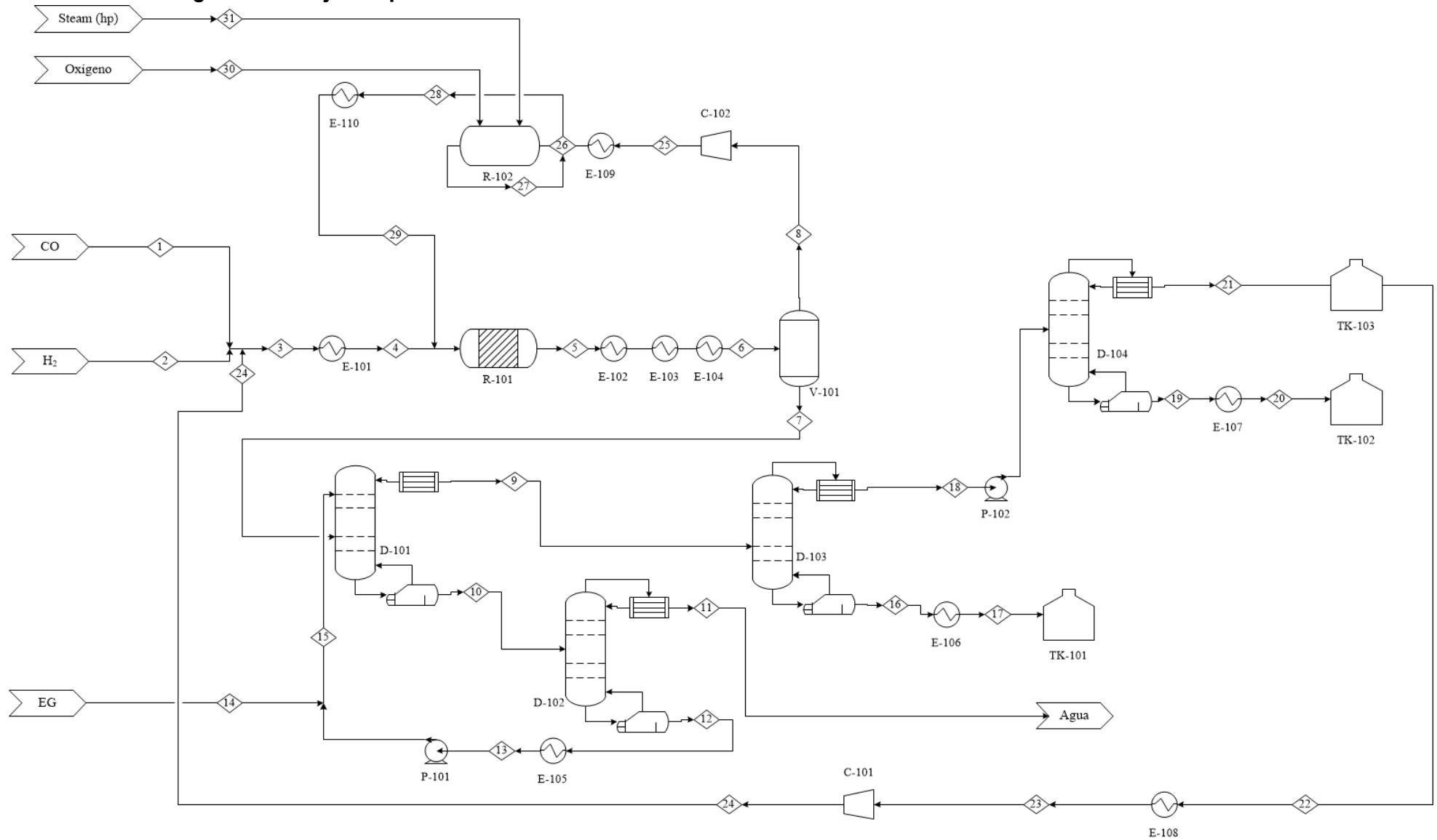


Figura 6-1. Diagrama de flujo del proceso completo

### 6.3. Anexo C. Catálogos de bombas usadas

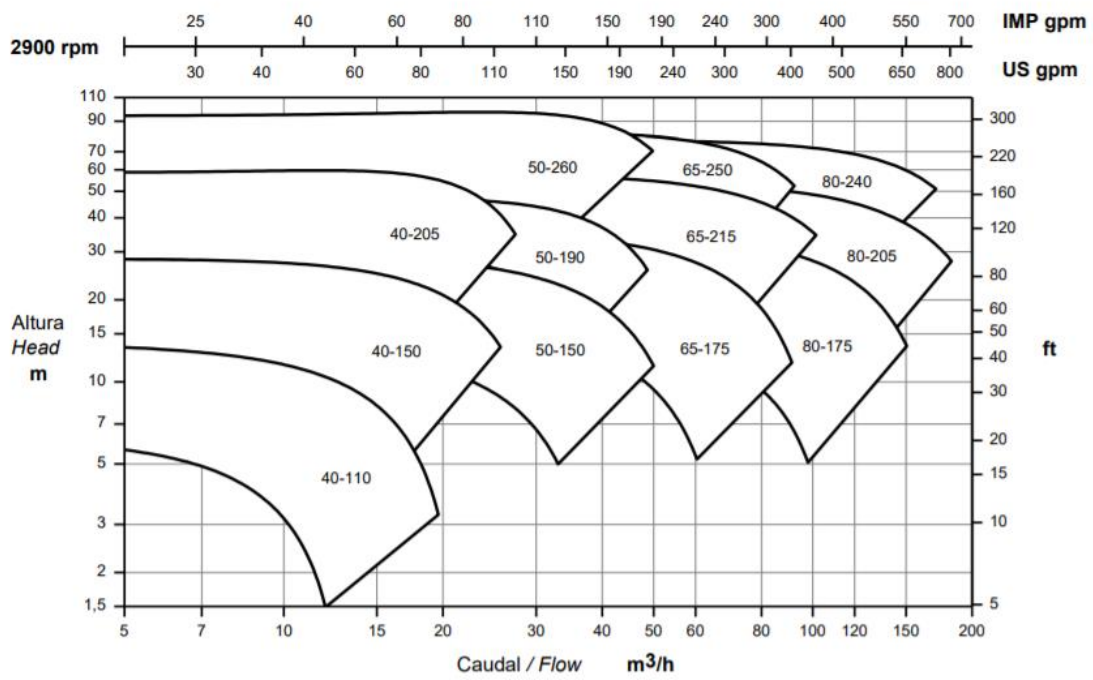


Figura 6-2. Curva selección de bomba P-101 [44]

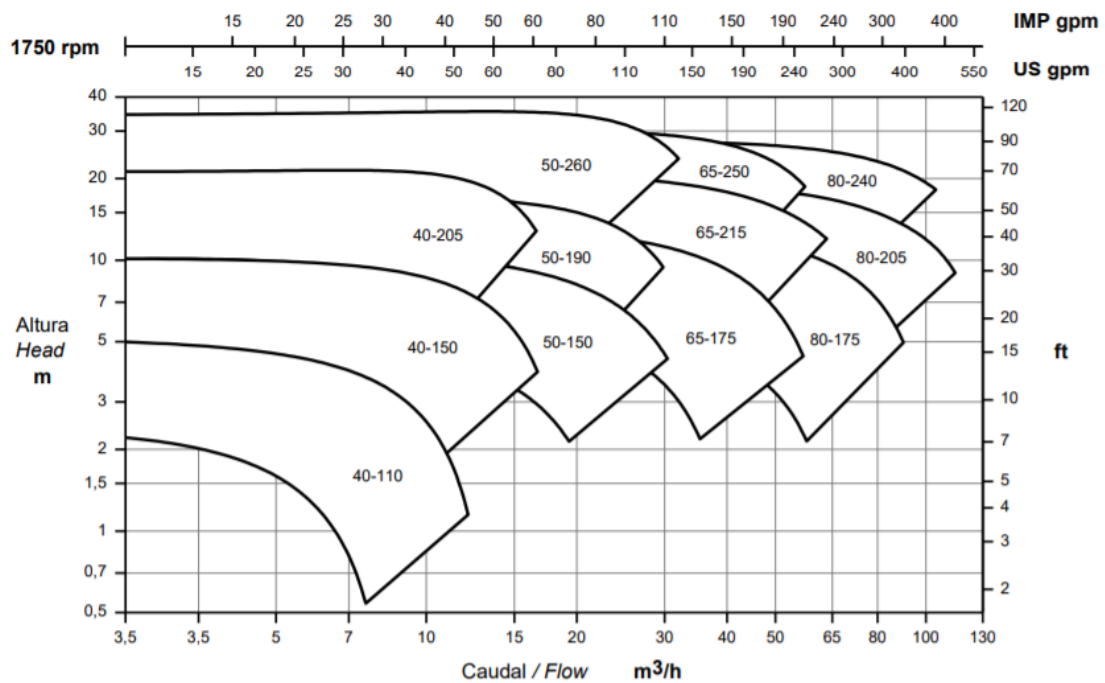


Figura 6-3. Curva selección de bomba P-102 [44]

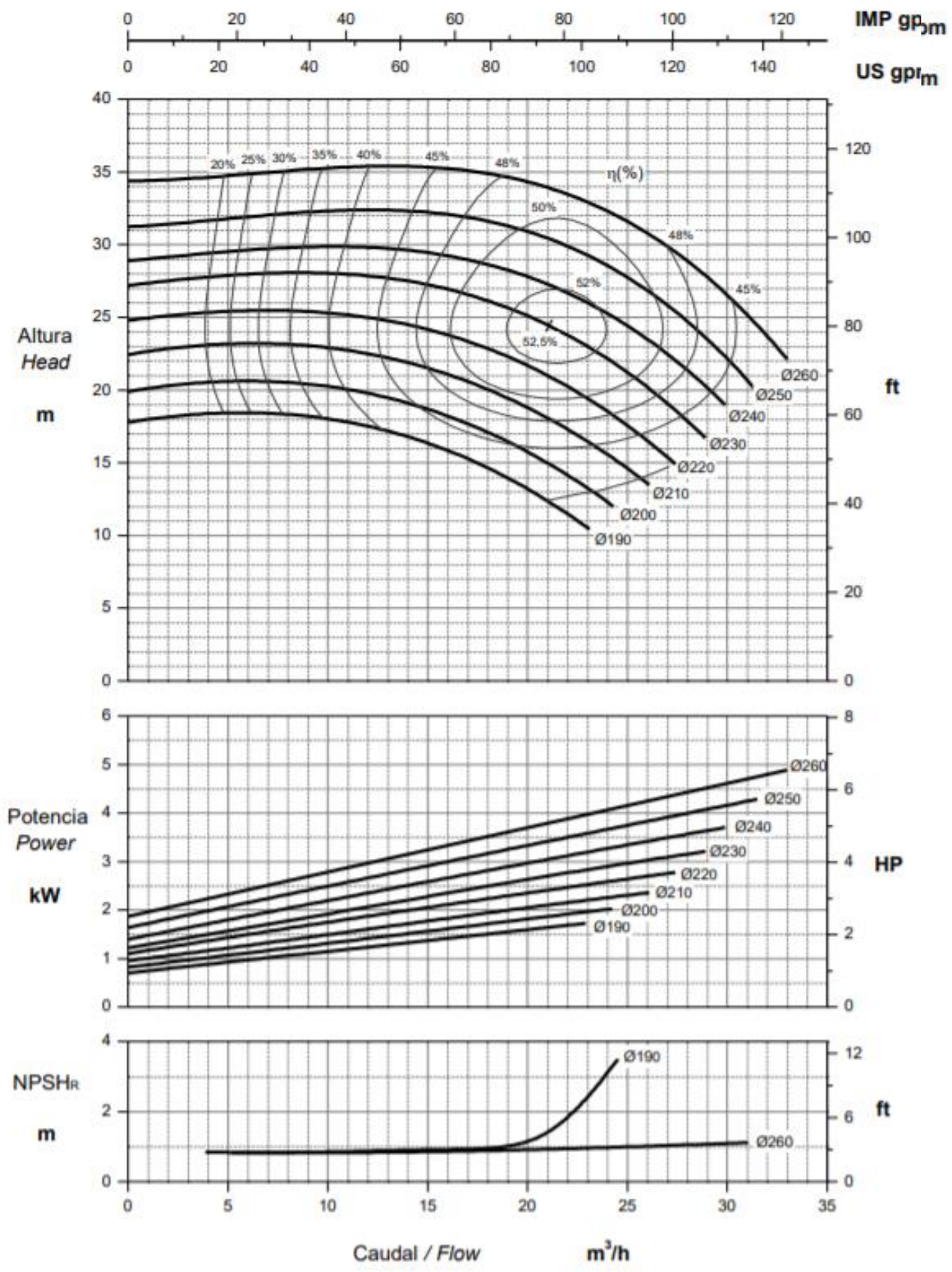


Figura 6-3. Curva característica bomba P-101 [44]



## 7. REFERENCIAS

---

- [1] FRITZ ULLMANN'S, *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry: Ethanol*. (2011)
- [2] FRITZ ULLMANN'S, *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry: Gas Production*. (2011)
- [3] FRITZ ULLMANN'S, *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry: Hydrogen*. (2011)
- [4] Centro Nacional del Hidrógeno: <https://www.cnh2.es/el-hidrogeno/> (22/08/2020)
- [5] FRITZ ULLMANN'S, *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry: Carbon Monoxide*. (2011)
- [6] E.A. COTELLE, US41685
- [7] HIDZIR, NUR & ABDULLAH, ZALIZAWATI & MD. SOM, AYUB, *Ethanol Production via Direct Hydration of Ethylene: A review*. (2014)
- [8] XU, A., INDALA, S., HERTWIG, T., PIKE, R.W., KNOPF, F., YAWS, C., & HOPPER, J, *Development and integration of new processes consuming carbon dioxide in multi-plant chemical production complexes*. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 7, pp 97-115. (2005)
- [9] CONNOR, RALPH & ADKINS, HOMER, *Hydrogenolysis of oxygenated organic compounds*. Vol. 54, pp 4678-4690. (1932)
- [10] CHEE-GEN, WAN., FORT LEE, N.J., *US4497967* (1985)
- [11] CARVALHO MIRANDA, J.C., SANTOS FLORES PONCE, G.H., ARELLANO-GARCIA, H., MACIEL FILHO, R., WOLF MACIEL, M.R., *Process design and evaluation of syngas-to-ethanol conversion plants*. *Journal of Cleaner Production*, Vol 269 (2020)
- [12] FANG KEGONG, LI DEBAO, LIN MINGGUI, XIANG MINGLIN, WEI WEI, SUN YUHAN, *A short review of heterogeneous catalytic process for mixed alcohols*. *Catalysis Today*, 147, pp 133-138.(2009)
- [13] ELEY D.D., DOMBEK, D.B., *Advances in catalysis*. Vol. 32, pp 326-408. (1983)
- [14] BIOETANOL RIO CUARTO S.A., <https://www.bio4.com.ar/> (24/08/2020)
- [15] SITI HAJAR MOHD AZHAR, RAHMATH ABDULLA, SITI AZMAH JAMBO, HARTINIE MARBAWI, JUALANG AZLAN GANSAU, AINOL AZIFA MOHD FAIK, KENNETH FRANCIS RODRIGUES, *Yeasts in sustainable bioethanol production: A review*. *Biochemistry and Biophysics Reports*, Vol. 10, pp 52-61, (2017)
- [16] KEVIN A. GRAY, LISHAN ZHAO, MARK EMPTAGE, *Bioethanol*, *Current Opinion in Chemical Biology*. Vol. 10, Issue 2, pp 141-146 (2006)
- [17] RENEWABLE FUELS ASSOCIATION (RFA), *Ethanol: Outlook 2019*.
- [18] LMC INTERNATIONAL LTD, *Global Ethanol Outlook*. (<https://www.lmc.co.uk/>) (16/08/2020)
- [19] U.S DEPARTMENT ENERGY, <https://afdc.energy.gov/data/> (16/08/2020)
- [20] GRAND VIEW RESEARCH, <https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/ethanol-market> (17/08/2020)
- [21] UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE, FOREIGN AGRICULTURAL SERVICE, *Spain biofuels policy and markets*. (2020)
- [22] UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE, FOREIGN AGRICULTURAL SERVICE, *Spain's Bioethanol Sector Overview*. (2017)
- [23] ECOLOGISTAS EN ACCION, *Bioenergía en España*, <https://www.ecologistasenaccion.org/131920/> (16/11/2020)

- [24] M.A. PORTILLO, A.L. VILLANUEVA PERALES, F. VIDAL-BARRERO, M. CAMPOY, *A kinetic model for the synthesis of ethanol from syngas and methanol over an alkali-Co doped molybdenum sulfide catalyst: Model building and validation at bench scale*. Fuel Processing Technology, Vol. 151, pp 19-30. (2016).
- [25] SITONG CHEN, ZHAOXIAN XU, XIUJUAN LI, JIANMING YU, MUFENG CAI, MINGJIE JIN, *Integrated bioethanol production from mixtures of corn and corn stover*. Bioresource Technology, Vol. 258, pp 18-25. (2018)
- [26] RICARDO ARJONA ANTOLÍN, JUAN LUÍS SANZ YAGÜE, ANA ISABEL VICENTE GARCÍA, YOLANDA PEÑA GÓMEZ, PEDRO OLLERO DE CASTRO, FERNANDO VIDAL BARRERO, ÁNGEL VILLANUEVA PERALES, M<sup>a</sup> ÁNGELES PORTILLO CRESPO, FRANCISCO LADRÓN DE GUEVARA VIDAL., *WO 2013/178834 A1*. (2013)
- [27] M.A. PORTILLO CRESPO, A.L. VILLANUEVA PERALES, F. VIDAL-BARRERO, M. CAMPOY, *Effects of methanol co-feeding in ethanol synthesis from syngas using alkali-doped MoS<sub>2</sub> catalysts*. Fuel Processing Technology, Vol. 134, pp 270-274. (2015)
- [28] HARRO VAN DER HEIJDEN, KRZYSZTOF J. PTASINSKI, *Exergy analysis of thermochemical ethanol production via biomass gasification and catalytic synthesis*. Energy, Vol. 46, Issue 1, pp 200-210. (2012)
- [29] S. PHILLIPS, A. ADEN, J. JECHURA, & D. DAYTON, *Thermochemical Ethanol indirect gasification and mixed alcohol synthesis of Lignocellulosic Biomass*. (2007)
- [30] VELU SUBRAMANI & SANTOSH K. GANGWAL, *A review of recent literature to search for an efficient catalytic process for the conversion of syngas to ethanol*. Energy & Fuels, 22, pp 814-839. (2007)
- [31] S. W. CHIANG, C. C. CHANG, H. Y. CHANG, C. Y. CHANG, *Production of synthetic alcohol from syngas using MoS<sub>2</sub>/γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>*. (2011).
- [32] YICHUN DONG, CHENGNA DAI, AND ZHIGANG LEI, *Separation of the methanol-ethanol-water mixture using ionic liquid*. Industrial & Engineering Chemistry Research, Vol. 57, pp 11167-11177 (2018)
- [33] GERNOT VOITIC, BIRGIT PICHLER, ANGELO BASILE, ADOLFO IULIANELLI, KARIN MALLI, SEBASTIAN BOCK, VIKTOR HACKER, *Hydrogen production. Chapter 10*.
- [34] INGLESIA, *Diseño y cálculo de tanques de almacenamiento*.
- [35] PEMEX, *Protección de áreas y tanques de almacenamiento de productos inflamables y combustibles*. (2012)
- [36] Datos para obtener la temperatura de ebullición: PUBCHEM, [www.pubchem.com](http://www.pubchem.com) (18/10/2020)
- [37] LINDE GAS, *Carbon monoxide*. <https://www.linde-gas.com/en/>
- [38] ROCIO GONZALEZ FALCON Y DAVID VELAZQUEZ ALONSO, *Tablas y gráficos. Tecnología energética*.
- [39] COULSON & RICHARDSON'S, *Chemical Engineering Design. Volume 6*. (2005)
- [40] MANUEL CAMPOY NARANJO, *Apuntes Reactores Heterogéneos*. (2019)
- [41] ESMERALDA PORTILLO, *Ingeniería de Procesos, Tema 7: Análisis económicos de procesos químicos*. (2018)
- [42] Ubicación geográfica de la planta: <https://goo.gl/maps/vxzbaCHBTpnxaRNa6> (A Coruña) (17/11/2020)
- [43] Imagen estructura etanol: <https://concepto.de/alcoholes/> (16/08/2020)
- [44] INOXPA, S.A., *Curvas características bombas centrífugas*

