

Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería Química

Ingeniería básica de una planta de producción de
olefinas a partir de DME

Autor: Angustias de la Cruz Villanueva Fernández

Tutor: Manuel Campoy Naranjo

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

Sevilla, 2013



Trabajo de Fin de Grado
Grado en Ingeniería Química

Ingeniería básica de una planta de producción de olefinas a partir de DME

Autor:

Angustias de la Cruz Villanueva Fernández

Tutor:

Manuel Campoy Naranjo

Dpto. de Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla
Sevilla, 2019

A mi abuelo.

Agradecimientos

Cuando llega el momento de escribir estas líneas, por el cuerpo te recorren diferentes emociones y sentimientos y es que cuando echas la mirada atrás, el balance de todo lo ocurrido durante estos años es enternecedor. No podría dejar de agradecer a las personas que me han aportado tanto.

En primer lugar, agradecer a mi familia. Mis padres han sido guía y apoyo continuo, sin olvidar, el cariño de mi hermano día tras día.

Dar las gracias también, a las personas que han estado siempre. Ellas se han ganado un lugar especial en mi vida.

La etapa universitaria ha unido un grupo de amigos de 12 personas, a ellos le debo mucho de lo que hoy soy, por eso es imposible escribir estas líneas sin acordarme de mis fieles compañeros y ahora ya, amigos para toda la vida. Hago una mención especial a Cristina, mi hombro en las adversidades y la sonrisa de cada día.

También, agradecer a Manuel Campoy, mi tutor de este proyecto. Gracias a su ayuda, he conseguido lograrlo.

Y, por último, a quién va dedicado todas las horas de este trabajo, la persona que día y noche ha soñado con que llegara este día. De él he aprendido que sin constancia y esfuerzo nada se consigue y que los miedos superados nos hacen libres. Hoy, 4 de octubre de 2019, lo hago un poco más feliz. Él es mi abuelo.

El objetivo de este proyecto es la elaboración de la ingeniería básica de una planta de producción de 100.000 toneladas anuales de olefinas a partir de dimetil éter

En primer lugar, se realiza una introducción donde se expone la teoría básica, las distintas tecnologías de producción, además de un breve análisis de mercado de las olefinas.

Seguidamente, se realiza un diagrama de flujo de toda la instalación y se explica el proceso con las condiciones de operación adecuadas de todos los equipos. Además, se resuelven los balances de materia y energía de toda la planta y se diseñan algunos de los equipos que aparecen en el diagrama de flujo de la instalación.

Por último, se estima la inversión inicial necesaria requerida por la instalación mediante correlaciones haciendo un análisis económico.

Abstract

The objective of this project is the elaboration of the basic engineering of a production plant of 100,000 tons of olefins per year from dimethyl ether.

First, there is an introduction where the basic concepts are presented, the different production technologies, as well as a brief market analysis of olefins.

Next, a flow chart of the entire facility is made and the process is explained with the appropriate operating conditions for all equipment. In addition, the material and energy balances of the entire plant are resolved and some of the equipment shown in the flow chart of the facility are designed.

Finally, the initial investment required by the installation is estimated through correlations making an economic analysis.

Agradecimientos	vii
Resumen	ix
Abstract	xi
ÍNDICE	xiii
Índice de Tablas	xv
Índice de figuras	xvii
Notación	xix
1. Introducción	1
1.1. <i>Objetivo y alcance</i>	1
1.1. <i>Propiedades</i>	1
1.1.1. Principales olefinas ligeras	1
1.1.2. Dimetil éter	3
1.3. <i>Localización</i>	5
1.4. <i>Refinerías Termoquímicas</i>	5
1.5. <i>Métodos de producción de olefinas</i>	6
1.5.1. Craqueo con vapor	7
1.5.2. Craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC)	7
1.5.3. Deshidrogenación de parafinas	7
1.5.4. Interconversión de olefinas	7
1.5.5. Craqueo catalítico de parafinas	8
1.5.6. Olefinas desde metano	8
1.5.7. Olefinas desde dimetil éter (DTO)	8
1.6. <i>Aplicaciones</i>	9
1.6.1. Aplicaciones de las olefinas	9
1.6.2. Aplicaciones del dimetil éter	10
1.7. <i>Producción y mercado</i>	11
1.7.1. El mercado internacional del Dimetil Éter	11
1.7.2. El mercado internacional de las olefinas	12
1.7.3. Producción	12
1.8. <i>Cinética</i>	13
2. Memoria descriptiva	17
2.1. <i>Preparación para la reacción</i>	17
2.2. <i>Reacción</i>	19
2.2.1. Refrigerante	21
2.2.2. Catalizador	21
2.3. <i>Preparación para la separación</i>	22
2.4. <i>Separación</i>	23

3. Memoria de cálculo	11
3.1. <i>Equipos de Intercambio de Calor</i>	11
3.1.1. Intercambiadores de calor	11
3.1.2. Horno	15
3.2. <i>Tanques</i>	18
3.3. <i>Reactor</i>	20
	23
3.4. <i>Equipos de separación</i>	23
3.4.1. Flash	23
3.4.2. Columnas de destilación	24
4. Mediciones y presupuestos	27
4.1. <i>Coste de equipos</i>	27
4.1.1. Correlaciones de costes	27
4.1.2. Correlaciones BOEHM	28
4.1.3. Parámetros característicos	28
4.2. <i>Coste total de la planta</i>	31
5. Hojas de especificaciones	33
6. Conclusiones	47
7. Anexos	49
7.1. <i>Anexo I. Intercambiadores carcasa y tubo</i>	49
7.2. <i>Anexo II. Diagrama de flujo, PFD</i>	51
7.3. <i>Anexo III. Balance de Materia y Energía</i>	52
Referencias	55

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Propiedades del etileno	2
Tabla 2. Propiedades del propileno.....	3
Tabla 3. Propiedades del DME	4
Tabla 4. Factor de frecuencia y energía de activación de las reacciones.	15
Tabla 5. Condiciones de temperatura y presión de las corrientes.....	19
Tabla 6. Condiciones de temperatura y presión de las corrientes.....	20
Tabla 7. Características del catalizador de zeolita ZSM-5 modificado con K y P	22
Tabla 8. Resultados del diseño de los intercambiadores carcasa y tubo	15
Tabla 9. Composición del gas natural [14].	15
Tabla 10. Capacidad tanques de almacenamiento	20
Tabla 11. Condiciones de operación reactor [8]	21
Tabla 12. Dimensiones del reactor	21
Tabla 13. Caracterización de los equipos Flash.....	24
Tabla 14. Datos de las columnas de destilación.....	26
Tabla 15. Capacidad característica de cada equipo	28
Tabla 16. Parámetros característicos de cada equipo	29
Tabla 17. Parámetros característicos de cada equipo.	29
Tabla 18. Fp para tanques flash, reactores y columnas	29
Tabla 19. Correlación de Costes	29
Tabla 20. Parámetros característicos de cada equipo	30
Tabla 21. Coste de los equipos.....	30
Tabla 22. Coste Total de la Planta	31

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Estructura del etileno	2
Figura 2. Estructura del propileno	3
Figura 3. Estructura del dimetil éter	4
Figura 4. Localización de la Planta [19].....	5
Figura 5. Procesos para la obtención de olefinas ligeras. [8].....	6
Figura 6. Etapas del proceso DTO para la obtención de olefinas [8].....	9
Figura 7. Mercado del DME en China. Datos obtenidos de la Asociación Internacional del DME... 11	
Figura 8. Demanda global anual del propileno	12
Figura 9. Diagrama de bloques	17
Figura 10. PFD: Preparación pra la reacción	18
Figura 11. PFD de etapa de preparación para la reacción y reacción.....	20
Figura 12. Estructura de la zeolita HZSM-5	21
Figura 13. PFD: etapa de preparación para la separación.	23
Figura 14. PFD: Etapa de separación	25
Figura 15. Dimensiones tanques	19
Figura 16. Evolución de la masa de catalizador frente a la conversión de olefinas	22
Figura 17. Evolución de la masa de catalizador frente a caudal de olefinas	22
Figura 18. Evolución de la masa de catalizador frente a Selectividad (%).	23
Figura 19. Esquema de diseño Flash	24

NOTACIÓN

W	Agua
H	Altura
B	Buteno
m	Caudal másico
$h_e h_i$	Coefficiente de película externo e interno
U	Coefficiente global de transferencia
BTX	Compuestos BTX
C_{5+}	Compuestos C_{5+}
k	Constante de equilibrio
ρ	Densidad
$DTLM$	Diferencia de temperatura media logarítmica
DME	Dimetil éter
DTO	Dimethyl ether to olefins
E_a	Energía de activación
E	Etileno
$F_{si} F_{se}$	Factor de ensuciamiento interno y externo
h	Hora
CH_4	Metano
M	Metanol
MTO	Methanol to olefins
Nu	Número de Nusselt
Re	Número de Reynolds
Pa	Parafinas
P	Propileno
μ	Viscosidad dinámica
v	Velocidad del fluido
r	Velocidad de reacción

1. INTRODUCCIÓN

En la vida hay algo peor que el fracaso: el no haber intentado nada.

- Franklin D. Roosevelt -

1.1. Objetivo y alcance

En el presente documento se realizará una ingeniería básica de una planta de producción de olefinas a partir de dimetil éter.

El objetivo es conseguir un producto con elevada pureza de olefinas, además de producir 100.000 toneladas anuales a partir de dimetil éter.

Se establecerá lo siguiente:

- La elaboración de un diagrama de flujo (PFD) que represente el proceso descrito.
- También se llevará a cabo el diseño de la planta, mediante el que se dimensionarán algunos equipos y se obtendrá el balance de materia y energía en el sistema.
- Además, se realizará un balance económico con el objetivo de comprobar la inversión necesaria.
- Y, por último, las hojas de especificaciones de los equipos que forman parte del proyecto.

1.1. Propiedades

1.1.1. Principales olefinas ligeras

Las olefinas son hidrocarburos alifáticos que contienen al menos un doble enlace carbono-carbono. El término de olefina deriva de la propiedad de estos compuestos para formar líquidos aceitosos en la reacción con halógenos (*oligante de gaz, gas de formación de aceite*). Se encuentran en los procesos industriales más importantes. Existen muchos tipos de olefinas, pero las más importantes son el etileno y el propileno.

1.1.1.1. Etileno

El etileno (Figura 1) de fórmula química C_2H_4 , es un gas incoloro, de sabor dulce y muy inflamable que se almacena y transporta en condiciones criogénicas. Es un producto altamente reactivo, que participa en reacciones de halogenación, oxidación, polimerización, alquilación, etc.

Se produce junto con otras olefinas de 3 y 4 átomos de carbono, mediante procesos petroquímicos de craqueo con vapor, en procesos de refinación, etc. y es el producto de base más importante de la industria Petroquímica. [1]

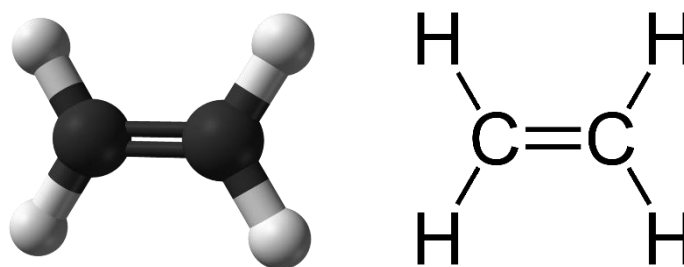


Figura 1. Estructura del etileno

En la Tabla 1 se muestran algunas propiedades del etileno.

Tabla 1. Propiedades del etileno

Peso molecular	28,05 g/mol
Temperatura normal de ebullición	-103,7 °C
Temperatura crítica	9,5 °C
Presión crítica	50,6 atm
Densidad	1,178 kg/m ³

1.1.1.2. Propileno

El propileno ($\text{CH}_2=\text{CH}-\text{CH}_3$) es un hidrocarburo incoloro e inodoro, además de homólogo del etileno (Figura 2). Tiene una estructura de un alqueno formado por 3 átomos de carbono y 6 átomos de hidrógeno. Como todos los alquenos, presenta una insaturación o doble enlace en uno de sus lados y, por tanto, es plano debido a la hibridación sp^2 de los átomos de carbono. Sin embargo, el otro lado lo ocupa el grupo metilo ($-\text{CH}_3$), cuya hibridación es sp^3 y tiene una geometría tetraédrica. [2]

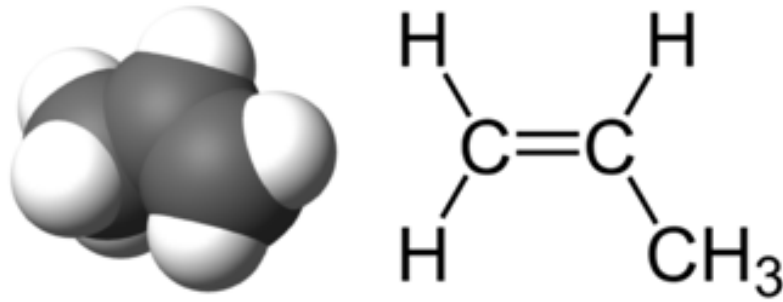


Figura 2. Estructura del propileno

En la siguiente Tabla 2 se muestran las propiedades físicas del propileno:

Tabla 2. Propiedades del propileno

Peso molecular	42,081 g/mol
Temperatura normal de ebullición	-47,7 °C
Temperatura crítica	91,8 °C
Presión crítica	44,12 atm
Densidad	1,9149 kg/m ³

El propileno ha experimentado un importante crecimiento en su demanda en las últimas décadas, de manera que se unió a la necesidad de sustituir sus métodos de producción motivando así el auge de tecnologías alternativas. Una de las más interesantes y destacables es la deshidrogenación catalítica. Es el producto de partida en la síntesis del polipropileno.

1.1.2. Dimetil éter

El dimetil éter (DME) es el éter alifático más simple, CH₃-O-CH₃. El átomo de oxígeno está unido a dos grupos metilos (Figura 3). Es un gas incoloro, casi inodoro a presión atmosférica y temperatura ambiente.

Tiene una estructura angular, con un átomo de oxígeno con hibridación sp³ dando lugar a un ángulo de enlace casi tetraédrico.

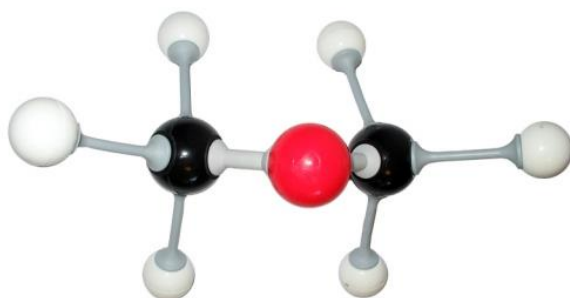


Figura 3. Estructura del dimetil éter

El momento dipolar del DME viene dado por el vector suma de los momentos dipolares de los enlaces C-, teniendo un valor de 1,3 (el del agua 1,9) lo que da como resultado que se trate de una molécula polar.

En la Tabla 3 se muestran las propiedades físicas del DME [3]:

Tabla 3. Propiedades del DME

Peso molecular	46,07 g/mol
Temperatura de ebullición a 1 atm	-24,92°C
Presión de vapor a 25°C	5,94 bar
Densidad	1,918 kg/m ³
Calor específico	1,466 kJ/kg·K
Viscosidad	9,184·10 ⁻³ cp

El punto de ebullición del DME es muy bajo, del orden de 100 °C inferior que los alcoholes con masas moleculares similares, lo que hace que su volatilidad sea mucho menor. Esto se debe a la inexistencia de enlaces de puentes de hidrogeno entre las moléculas de DME por carecer de grupos O-H, algo que sí ocurre en los alcoholes. Sin embargo, pueden formar este tipo de enlace con otros compuestos que tengan grupos O-H o N-H.

Su presión de vapor es similar a la de los gases licuados del petróleo (LPG: propano y butano), por lo que su almacenamiento y transporte pueden realizarse de manera similar a la de los gases transportables de uso doméstico, con la salvedad de que requiere materiales adecuados.

1.3. Localización

Se ha decidido ubicar la planta en el polígono industrial de El Portal, en Jerez de la Frontera, provincia de Cádiz (Figura 4). Esta decisión se debe, principalmente, a la facilidad de importación de la materia prima que será comprada a la empresa Carburos Metálicos (grupo Air Products). De esta manera, el dimetil éter comprado puede llegar a la planta de producción de olefinas, ya sea por medio de tuberías o de camiones si fuese necesario, siempre y cuando se sigan las reglas de seguridad de cuyo transporte. [4]

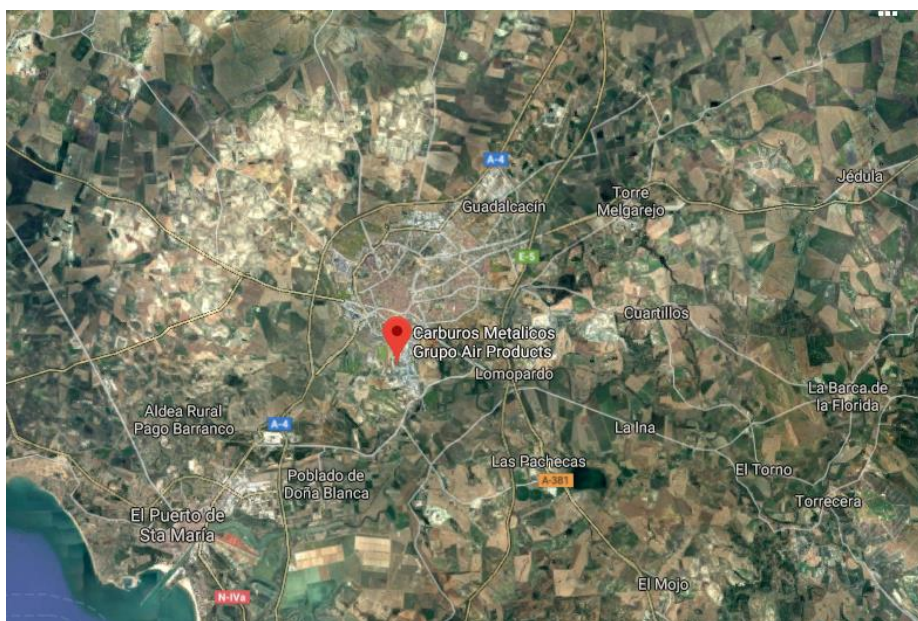


Figura 4. Localización de la Planta [19]

1.4. Refinerías Termoquímicas

La industria petroquímica es la encargada de obtener derivados químicos del petróleo y de los gases asociados de manera que los procesos para la obtención de estos productos petroquímicos se llevan a cabo en refinerías e implican cambios físicos y químicos.

La industria moderna data de finales del siglo XIX donde la mayor parte de los productos petroquímicos se fabrican a partir de un número relativamente pequeño de hidrocarburos. Entre los más destacados se encuentran el metano, el etano, propano, butano y aromáticos como el benceno, tolueno y xileno.

Esta ciencia, además posibilita la producción de fertilizantes, pesticidas, herbicidas, la obtención de asfalto y fibras sintéticas y la fabricación de distintos plásticos. Cabe destacar, que esta rama de la industria química se divide en dos grupos: petroquímica primaria, bajo dicha denominación se encuentra la disciplina que se encarga de manera fundamental del procesamiento tanto del gas natural como de los derivados del petróleo, y la petroquímica secundaria, encargada de transformar los distintos productos básicos e intermedios en otros que ya están elaborados. La combinación entre estos

petroquímicos básicos y distintos insumos químicos permiten obtener petroquímicos intermedios como las resinas en base al metanol (usadas para la fabricación de gomas, plásticos, detergentes y lubricantes), los poliuretanos (empleados en la fabricación de colchones y plásticos) y los acetaldehídos (que derivan en perfumes, saborizantes y otros.)

1.5. Métodos de producción de olefinas

La demanda de olefinas ligeras es un índice de la evolución del desarrollo de la economía mundial, dada su importancia como materias primas para la producción de bienes de consumo. En la actualidad, la producción de olefinas tiene lugar en las unidades de craqueo térmico con vapor, de craqueo catalítico con lecho fluidizado (FCC), en el proceso MTO (metanol a olefinas) y en unidades de deshidrogenación de parafinas, y por metátesis.

Existen varias vías por las que las olefinas pueden ser producidas: las tecnologías implantadas comercialmente a partir de petróleo, las rutas de obtención a partir de gas natural y de carbón, las rutas desde biomasa vegetal y desde residuos de la sociedad de consumo (residuos orgánicos, plásticos y neumáticos usados o lodos de depuradora) y las rutas de recuperación del C del CO₂.

En la Figura 5 se muestran las tecnologías convencionales para la obtención de olefinas ligeras. [8]

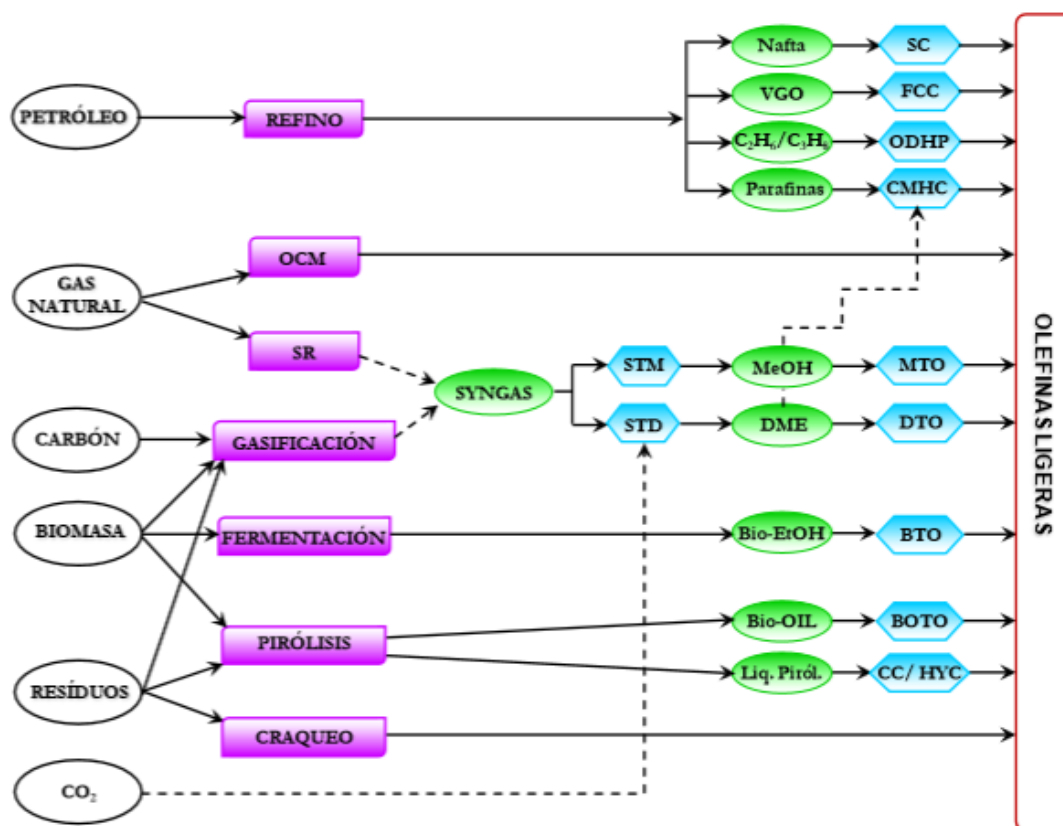


Figura 5. Procesos para la obtención de olefinas ligeras. [8]

1.5.1. Craqueo con vapor

El craqueo térmico con vapor es el proceso industrial de mayor implantación para la producción de olefinas ligeras, en especial de etileno. La alimentación habitual en Europa es líquida (nafta y gasóleos). Es un proceso a elevada temperatura, muy endotérmico y en consecuencia con un elevado requerimiento energético y elevada emisión de CO₂. La incorporación de un catalizador de zeolita HZSM-5 resulta útil para disminuir la temperatura de craqueo y aumentar la relación de propileno/etileno. [8]

1.5.2. Craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC)

Este método tiene una gran importancia en las previsiones de producción de olefinas. Las unidades de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC), tienen una gran capacidad instalada y una gran versatilidad para la alimentación. La incorporación de la zeolita HZSM-5 como aditivo al catalizador (de zeolita HY) resulta clave para maximizar el rendimiento de propileno con un rendimiento del del 3-6 %, dependiendo de la alimentación. [8] La explicación de la contribución de la zeolita HZSM-5 a la elevada selectividad de olefinas C₂-C₄, reside en su selectividad de forma y reducida capacidad de transferencia de H₂ de los centros ácidos.

1.5.3. Deshidrogenación de parafinas

El desarrollo de la deshidrogenación de parafinas tiene un referente histórico en la producción de isobutileno para la síntesis de MTBE. Actualmente, ha aumentado el interés del proceso para la valorización de las parafinas ligeras que acompañan al gas natural. Están comercializadas diferentes tecnologías: Catofin, Oleflex, STAR, PDH, y FBD. Estos procesos son muy endotérmicos con un elevado consumo energético, con la consiguiente emisión de CO₂ y rápida deposición de coque sobre el catalizador. [8] La investigación del proceso de deshidrogenación de parafinas persigue disminuir dichos requerimientos energéticos (con el desarrollo de nuevos reactores y catalizadores con la estabilidad térmica requerida, que limiten la deposición de coque en el catalizador). Los catalizadores de Pt-Sn son considerados muy adecuados por su estabilidad. Además, por otro lado, se han propuesto interesantes innovaciones en el diseño del reactor.

1.5.4. Interconversión de olefinas

Podemos agrupar en tres los procesos con la característica común de reconvertir corrientes de olefinas de menor interés en una corriente más rica en propileno: metátesis, oligomerización-craqueo y craqueo de olefinas superiores. [8]

El proceso de metátesis con mayor implantación corresponde a la Tecnología de Conversión de Olefinas (OCT), para la obtención selectiva de propileno a partir de etileno y 2-buteno. Sobre un

catalizador de MgO la alimentación de 1-buteno se isomeriza a 2buteno, que reacciona con etileno en un reactor de metátesis, sobre un catalizador de W/SiO₂, con una selectividad de propileno mayor del 90 %.

El Proceso de Craqueo de Olefinas (OCP) intensifica la producción de olefinas ligeras (particularmente de propileno), al convertir la corriente de olefinas C₄-C₈ de diferentes procesos (MTO, FCC, craqueo térmico de naftas, unidad de coque). Las diferentes tecnologías utilizan catalizadores de zeolita HZSM-5.

1.5.5. Craqueo catalítico de parafinas

Aunque el craqueo catalítico de parafinas ha sido estudiado tradicionalmente como parte del craqueo de alimentaciones complejas en las unidades FCC, también ha recibido atención el craqueo de parafinas que como el butano son poco reactivas. También resulta interesante la sinergia observada en el craqueo conjunto de una parafina como el butano y un oxigenado como el metanol. [8] La rápida formación de olefinas por craqueo del butano acelera el mecanismo de hidrocarburos de la transformación de metanol y, por otro lado, el agua formada en la deshidratación de metanol atenúa la rápida formación del coque del craqueo del butano.

1.5.6. Olefinas desde metano

El metano, compuesto mayoritario en el gas natural y presente en las corrientes de subproductos de los procesos térmicos y catalíticos de refinería. Es la principal fuente actual de H₂, pero también es una fuente de hidrocarburos alternativa al petróleo, mediante las rutas de gas de síntesis (GTL) y a partir de la transformación. [8]

1.5.7. Olefinas desde dimetil éter (DTO)

El interés de la implantación del proceso DTO (Figura 6) como alternativa al MTO está asociado a la mayor disponibilidad de dimetil éter (DME), ante las ventajas de su producción en una etapa respecto de la producción del metanol. [8]

El mecanismo de transformación de DME en olefinas ha sido considerado similar al de transformación de metanol, atendiendo a que la diferencia en el esquema de reacción reside únicamente en la etapa de deshidratación del metanol a DME, que en el proceso MTO transcurre rápidamente, de forma que la reacción controlante es la transformación de una mezcla metanol/DME en equilibrio. Esta etapa de deshidratación es inexistente en el proceso DTO, donde el bajo contenido de agua en el medio de reacción minimiza la formación de metanol a partir del DME.

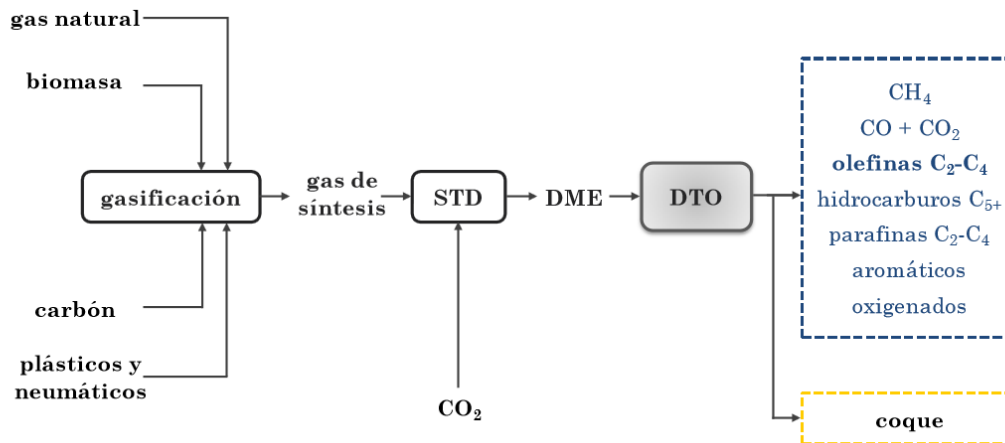


Figura 6. Etapas del proceso DTO para la obtención de olefinas [8]

1.6. Aplicaciones

Tanto las olefinas como el dimetil éter cuentan con multitud de aplicaciones en la industria química y en el sector energético, siendo esto, objeto de numerosos estudios que tratan de buscar un mayor beneficio a su explotación.

1.6.1. Aplicaciones de las olefinas

Las olefinas son productos intermedios muy importantes en la industria química, ya que son muy versátiles y se emplean en un gran número de procesos.

El propileno se aplica en tres categorías diferentes como son la refinería, el sector químico y el sector polimérico.

En la refinería, los principales usos del propileno se encuentran en los GLP, como uso térmico o como un componente que mejora el octanaje en la gasolina del motor. También se puede usar en algunas reacciones de síntesis como por ejemplo cumeno o isopropanol.

En el sector químico, se usa ampliamente para la mayoría de los derivados químicos como alcoholes, acrilonitrilo o propileno. Casi dos tercios del propileno se usa para producir polipropileno, material plástico que hoy día representa el 25% de todos los plásticos.

Y, en el sector polimérico, su principal característica es que contiene niveles mínimos de impurezas como el sulfuro de carbonilo que pueden envenenar los catalizadores utilizados en la fabricación de polipropileno y óxido de propeno. [2]

Además, uno de los usos principales de este compuesto es la producción de fenol, componente imprescindible para la fabricación de resinas fenólicas (interruptores, aglomerados de madera o

pastillas de freno), policarbonatos (CD's, vídeos, farolas, electrodomésticos), fibras sintéticas o medicamentos (ácido acetilsalicílico).

Por otro lado, más del 80% del etileno consumido en 1993 se usó para producir óxido de etileno, dicloruro de etileno y polietileno lineal de baja densidad y alta densidad.

Cantidades significativas también se usan para hacer etilbenceno, productos oligoméricos (por ejemplo, alcoholes y olefinas), acetaldehído y acetato de vinilo. [1]

1.6.2. Aplicaciones del dimetil éter

Uno de los usos del dimetil éter ha sido como propelente. Entra en el mercado como una de las alternativas más viables a los CFC, a raíz de la prohibición de su uso por la destrucción de la capa de ozono que provocan. El compuesto citado es una molécula muy estable, pero que, en la estratosfera, al incidir sobre ellos la radiación solar, desencadenan una serie de reacciones que desembocan en la destrucción del O₃.

Esto es evitado, empleando DME que además ofrece una gran fuerza de propulsión, facilidad de su uso al no romper en distintas fases, y una alta expansión de líquido a gas.

Durante los últimos años ha atraído gran atención como compuesto químico respetuoso con el medio ambiente, siendo materia prima en la industria química para la fabricación de una gran variedad de productos, tales como etileno, propileno, buteno, gasolina, hidrógeno, ácido acético o dimetil sulfato.

Prácticamente no es tóxico y no produce efectos teratógenos o mutagénicos, aunque en altas concentraciones en el aire afecta al sistema nervioso central. El valor límite ambiental de exposición diaria (VLA-ED) es de 1.000 ppm, no debiéndose superar una concentración en aire de 1.920 mg/m³.

Debido a esta baja toxicidad también es frecuentemente usado como propelente y, debido a su fácil compresión, condensación y vaporización, como refrigerante, en sustitución de los clorofluorocarbonos. También es utilizado como solvente al tener alta solubilidad tanto para sustancias polares como no polares. En altos niveles de concentración puede ser usado como anestésico.

Desde hace años está siendo considerado como la alternativa líder a los combustibles basados en el petróleo, idea potenciada por las limitadas reservas existentes de este, el previsible aumento de las demandas de energía y las cada vez más restrictivas legislaciones medioambientales orientadas a combatir el cambio climático producido por el calentamiento global.

Principalmente, muestra un gran atractivo como potencial combustible limpio para motores diésel debido a su alto número de cetano, entre 55 y 60, bajas emisiones de partículas, de SO_x y de NO_x y reduciéndose también el ruido respecto a los motores diésel convencionales. Esto significa que el DME tiene unas excelentes características para la combustión.

1.7. Producción y mercado

1.7.1. El mercado internacional del Dimetil Éter

Desde la década de los 90, empezaron a promover el uso de DME como alternativa al diésel, empresas como Haldor Topsoe o Navistar International Corp.

Actitudes como ésta ya se habían empezado a promover años atrás debido al encarecimiento del petróleo. Pero a partir de aquí, otras empresas se suman al uso del DME, incluso con otros usos como pueda ser en turbinas de gas.

Con el cambio de siglo, es cuando se dispara el interés por el dimetil éter, fundamentalmente en Asia. La demanda cada vez mayor de un combustible doméstico alternativo, sitúan a China como uno de los consumidores de DME. Es por eso que el marco de la investigación en China ha dado lugar a la implantación industrial del proceso DTO, además de la capacidad de adaptación a las nuevas tecnologías del gobierno.

En 2011, la demanda de este producto ascendió hasta los 3 millones de toneladas métricas anuales, llegando a 5 millones en 2015 (Figura 7). Continuando en esta línea ascendente, se proyecta llegar a los 20 millones de capacidad de producción para 2020. [5]

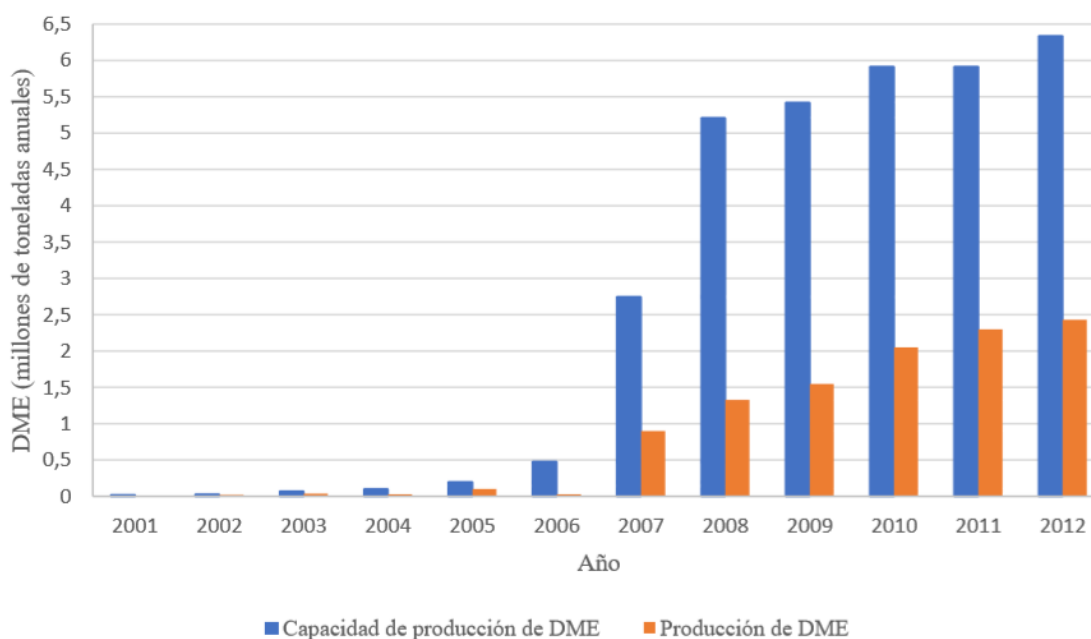


Figura 7. Mercado del DME en China. Datos obtenidos de la Asociación Internacional del DME.

Japón y Corea del Sur son más ejemplos de países promotores del DME. Esto se refleja en actos como la fundación de asociaciones del dimetil éter; Japan DME Forum (JDF) y Korea DME Forum (KDF).

Suecia, como principal precursor de la implementación del bioDME, de manera que el DME es obtenido a partir de biomasa.

Actualmente, entre los principales fabricantes del dimetil éter se encuentran Volvo (Suecia), JFE (Japón), KOGAS (Corea del Sur), Haldor Topsoe (Dinamarca) y Air Products (Estados Unidos).

1.7.2. El mercado internacional de las olefinas

Un índice de la evolución del desarrollo de la economía mundial es la demanda de las olefinas ligeras debido a su importancia como materias primas para la producción de bienes de consumo (Figura 8). La demanda anual de etileno es superior a los 155 millones de toneladas, mientras que la de propileno es aproximadamente la mitad, aunque con una previsión de mayor crecimiento. [6]

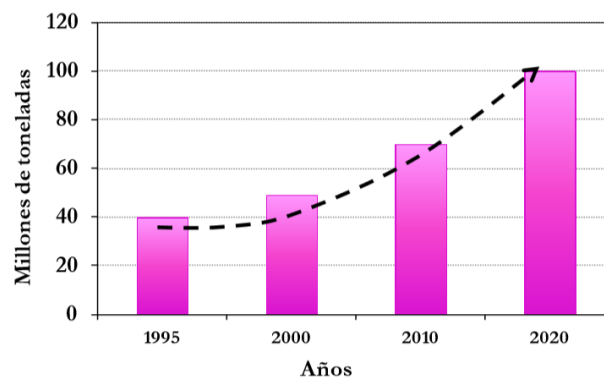


Figura 8. Demanda global anual del propileno

1.7.3. Producción

Para estimar la producción de la planta y una vez llevado a cabo este estudio de mercado se han tenido en cuenta varios factores.

Uno de los factores principales es la producción de propileno en la refinería “La Rábida” en este último año 2018. Se conoce que la producción en el FCC de propileno es de 75.000 toneladas anuales (dato proporcionado por CEPSA). [7]

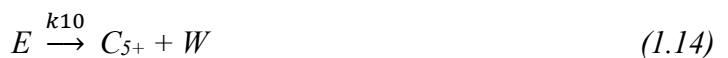
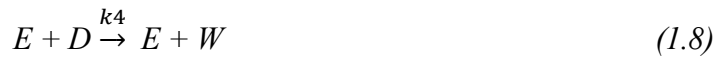
Y, el segundo factor destacable, es que la demanda de las olefinas ligeras en el mercado económico mundial data de unas 90.000 toneladas anuales aproximadamente.

Por lo que, estudiando estos datos, se decide establecer una producción generalizada de olefinas fijando así 100.000 toneladas anuales.

1.8. Cinética

En el reactor del proceso que se va a estudiar tienen lugar trece reacciones químicas, de las cuales una es la principal, ya que es la que corresponde a las olefinas. El resto, son reacciones secundarias no deseadas.

La nomenclatura de cada compuesto se encuentra en el apartado de Notación. A continuación, se expone el mecanismo de reacción: [8]



Las ecuaciones cinéticas correspondientes a los distintos compuestos que se dan en el mecanismo son las siguientes:

$$r_D = (-k_1(P_D P_W - (P_M^2/K)) - P_D(k_2 + k_4 P_E + k_5 P_P + k_6 P_B + k_{13})) \theta \quad (1.22)$$

$$r_M = (k_1(P_D P_W - (P_M^2/K)) - P_M(k_3 + k_7 P_E + k_8 P_P + k_9 P_B)) \theta \quad (1.23)$$

$$r_E = (k_2 P_D + k_3 P_M + P_E(k_4 P_D + k_7 P_M - f_1(k_{10} + k_{12}))) \theta \quad (1.24)$$

$$r_P = (k_2 P_D + k_3 P_M + P_P(k_5 P_D + k_8 P_M - k_{10} - k_{12})) \theta \quad (1.25)$$

$$r_B = k_2 P_D + k_3 P_M + P_B(k_6 P_D + k_9 P_M - f_2(k_{10} + k_{12})) \theta \quad (1.26)$$

$$r_{C5} = (k_{10}(P_E f_1 + P_P + P_B f_2) - k_{11} P_{C5}) \theta \quad (1.27)$$

$$r_{Pa} = (k_{11} P_{C5} + k_{12}(P_E f_1 + P_P + P_B f_2)) \theta \quad (1.28)$$

$$r_{BTX} = (k_{11} P_{C5} + k_{12}(P_E f_1 + P_P + P_B f_2)) \theta \quad (1.29)$$

$$r_{CH4} = k_{13} P_D \theta \quad (1.30)$$

$$r_{CO} = k_{13} P_D \theta \quad (1.31)$$

$$r_W = (-k_1(P_D P_W - (P_M^2/K)) + 3k_2 P_D + k_3 P_M + k_4 P_E + k_5 P_P + k_6 P_B P_D + k_7 P_E P_M + k_8 P_P P_M + k_9 P_B P_M + k_{10}(P_E f_1 + P_P + k_{13} P_D)) \theta \quad (1.32)$$

donde:

- r : es la velocidad de reacción
- k_i : es la constante cinética referida a cada reacción
- P : presión referida a cada compuesto
- K : constante de equilibrio a 648K que se calcula a través de la Ecuación 1.33
- θ : término que cuantifica la atenuación de la velocidad de reacción por la adsorción del agua y del metanol (1.34)
- $f_1=0,198$
- $f_2=0,712$

$$K (\text{atm}) = \exp(-9.76 + 3200/T + 1.07 \log T - 6.6 \cdot 10^{-4} T + 4.9 \cdot 10^{-8} T^2 + 6500/T^2) \quad (1.33)$$

$$\theta = \frac{1}{1 + K a \cdot (P_W + P_M)} \quad (1.34)$$

donde;

- $K a = 12,7 \exp((-1,98e-1/R) ((1/T) - (1/623)))$
- P_w : presión del agua
- P_M : presión del metanol

La constante cinética se va a calcular mediante la ecuación de Arrhenius (ecuación 1.35) donde la energía de activación y el factor de frecuencia de cada reacción se muestran en la Tabla 4 y la $T^*=623\text{K}$.

$$k = A^* \exp\left[\frac{-E}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T^*}\right)\right] \quad (1.35)$$

Las olefinas parten del dimetil éter y por ello, se considera que los valores de estos parámetros que se muestran en la Tabla 4 son iguales para todas las reacciones. [8]

Tabla 4. Factor de frecuencia y energía de activación de las reacciones.

Reacción	Factor de frecuencia (mol/g·h·atm ²) ó (mol/g·h·atm)	Energía de activación, E (kJ/ mol)
1	78,8	-11,9
2	0,0499	-41,5
3	0,00242	-33,8
4	0,248	-17,2
5	2,54	-25,7
6	0,144	-9,77
7	30,2	-16,3
8	2,63	-16,9
9	0,424	-69
10	1,03	-21,2
11	0,0116	-60
12	0,31	-20,5
13	0,000563	-33,7

2. MEMORIA DESCRIPTIVA

Un gran poder conlleva una gran responsabilidad.

- Franklin D. Roosevelt -

En este apartado se va a explicar el proceso de obtención de olefinas a partir de DME, explicando así cada etapa y por consiguiente cada uno de los equipos que forman parte del proceso.

A continuación, se muestra el diagrama de bloques del proceso de manera general (Figura 9).

En el Anexo II se muestra el diagrama de flujo (PFD) de la planta, donde se observa el proceso completo de forma más detallada. A continuación, se van a explicar cada una de las etapas del proceso.

2.1. Preparación para la reacción

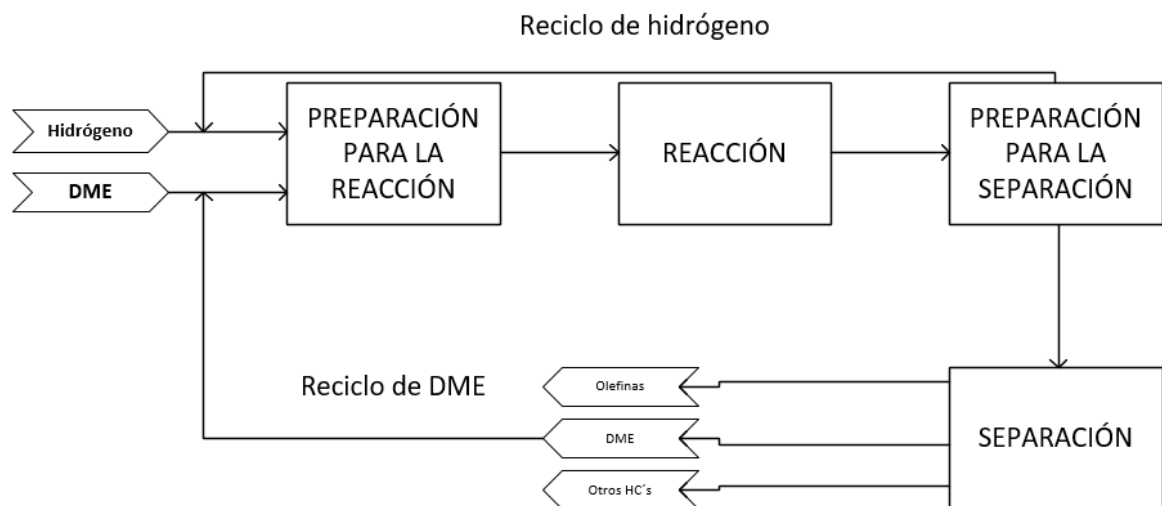


Figura 9. Diagrama de bloques

La alimentación a la planta está compuesta por dimetil éter puro. Además, se introduce hidrógeno con el fin de controlar el tiempo de contacto de los reactivos con el catalizador dentro del reactor. Este inerte se almacena en el TK-102 a unas condiciones de temperatura ambiente y una alta presión de 300 bar. Este tanque se diseña de una manera diferente al resto ya que posee un revestimiento interior como una malla de nylon o polietileno, cubierta con fibra de grafito y una capa de reforzamiento hecha con resina epoxy. [9]

El hidrógeno, se emplea como inerte para diluir la alimentación. Aunque el nitrógeno sea el mejor candidato desde el punto de vista de la seguridad para diluir la alimentación, se ha decidido usar hidrógeno, ya que ayuda a reducir la desactivación del catalizador por deposición de coque.

La materia prima es proporcionada por empresas externas, de manera que, al llegar a la instalación, se almacena en el tanque TK-101 a las condiciones de temperatura y presión en estado líquido. Posteriormente, pasa por una válvula isentrópica V-101 para disminuir la presión y seguidamente por un tren de intercambiadores de calor E-101 A/B/C y un horno H-101 que ayuda a alcanzar la temperatura óptima de alimentación al reactor (375°C).

El hidrógeno (corriente 4) mezclado con la corriente de recirculación se alimenta al horno H-101 (corriente 5) para alcanzar la temperatura de operación del reactor.

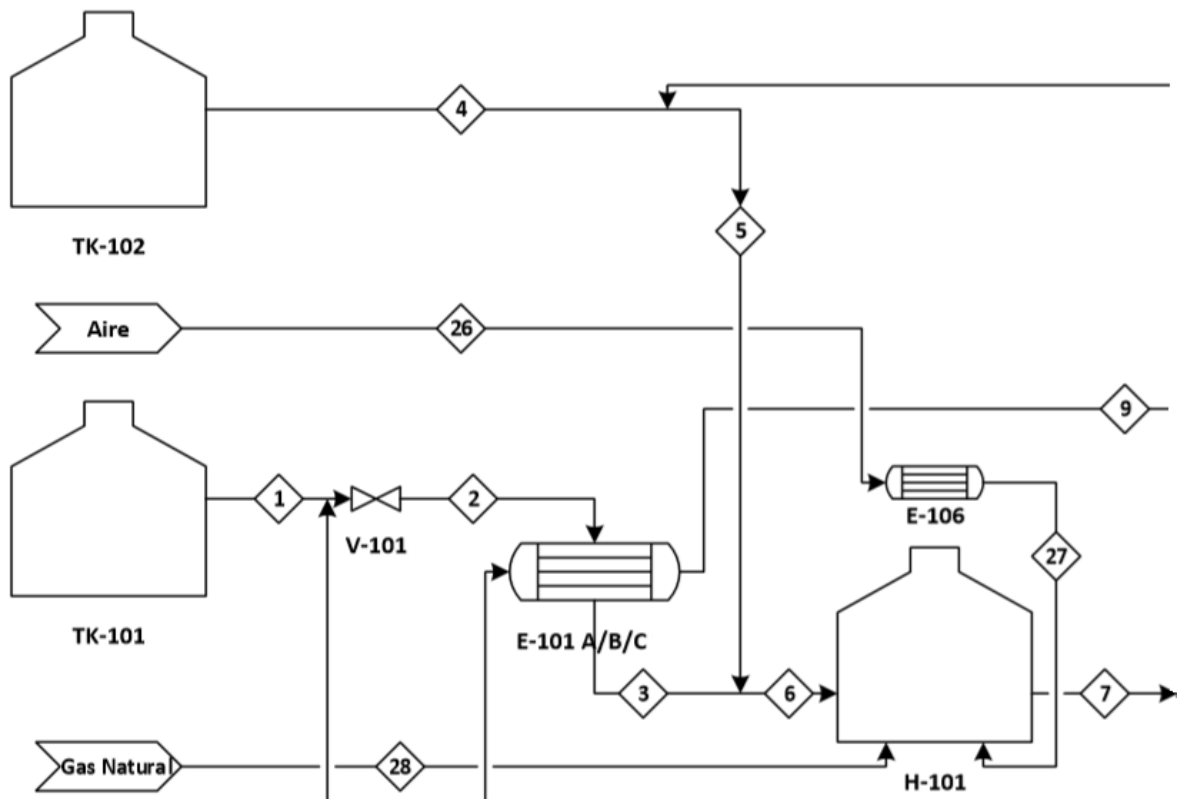


Figura 10. PFD: Preparación pra la reacción

En la Tabla 5 se muestran las condiciones de presión y temperatura a la que se encuentran las corrientes que aparecen en la Figura 10.

Tabla 5. Condiciones de temperatura y presión de las corrientes

Corriente	Presión (bar)	Temperatura (°C)
1	6	25
2	1,6	15,4
3	1,55	136
4	300	25
6	1,55	140

2.2. Reacción

El reactor con el que cuenta la planta es de lecho fijo, multitubular y opera de manera isoterma, siendo la temperatura de 375°C. Se ha considerado esta temperatura debido a la máxima conversión obtenida de olefinas en el amplio intervalo de 300-400°C. [8]

Con la intención de facilitar la producción de olefinas, se emplea un catalizador de zeolita HZSM-5 modificado con K y P.

La corriente de alimentación al reactor está constituida por dimetil éter e hidrógeno, dando así una corriente formada por olefinas (etileno, propileno y buteno), parafinas, BTX, compuestos C5+, metano, monóxido de carbono y metanol, además de dimetil éter.

El reactor está diseñado para unas dimensiones similares a las de un modelo de flujo en pistón, de manera que la relación L/D debe ser mayor o igual a 10. Para aumentar el área de transferencia y controlar la temperatura, el reactor se caracteriza de manera multitubular.

Con el objetivo de facilitar el montaje de este tipo de reactores, se suele establecer una longitud máxima de entre 5 y 6 metros. Por ello, se fija una longitud de 5,8 metros, con un diámetro interno de 38 mm y 4177 tubos.

Además, este reactor se considera isoterma ya que por el exterior de estos tubos circulará un refrigerante que se encarga de mantener la temperatura constante a lo largo del reactor.

En él se llevarán a cabo las reacciones citadas en el apartado 1.8, las cuales tienen lugar a una presión de 1,5 bar. Se sabe que el reactor podría operar a presión atmosférica, pero finalmente será mayor para vencer la pérdida de carga del intercambiador que se encuentra a continuación.

En la Figura 11 se aprecia la parte correspondiente a las etapas de preparación de la reacción y de reacción. Desde que la materia prima se alimenta a la planta hasta que se obtienen los productos de las reacciones.

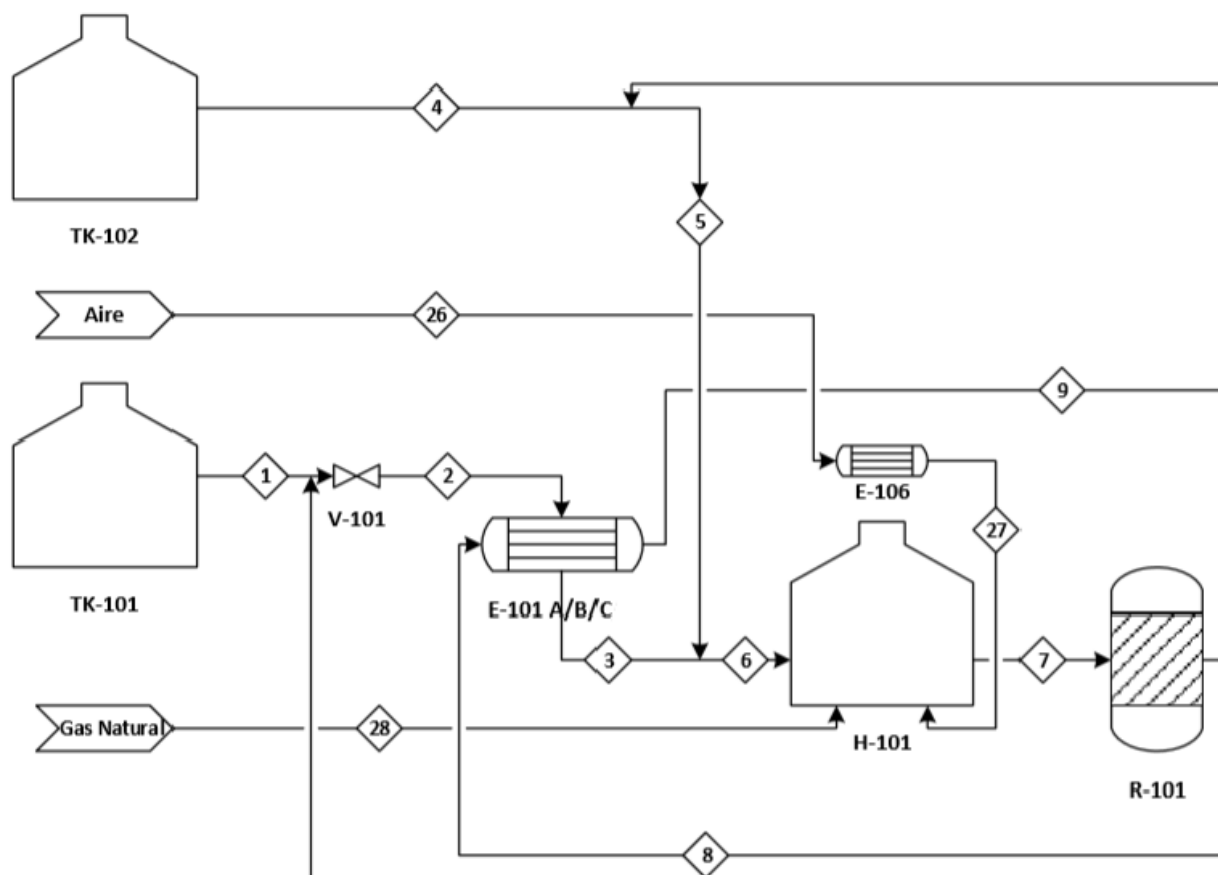


Figura 11. PFD de etapa de preparación para la reacción y reacción

En la Tabla 6 se muestran las condiciones de presión y temperatura a la que se encuentran las corrientes que aparecen en la Figura 11.

Tabla 6. Condiciones de temperatura y presión de las corrientes

Corriente	Presión (bar)	Temperatura (°C)
7	1,5	375
8	1,5	375
9	1,5	145

La corriente de salida del reactor (corriente 8) contiene los siguientes productos:

- Olefinas (etileno, propileno y buteno), que es nuestro producto deseado.
- Hidrocarburos ligeros como son: parafinas, C5+ y BTX.
- Metanol, monóxido de carbono y metano en poca cantidad.
- Agua producida por la deshidratación del metanol.
- Dimetil éter que no ha reaccionado.
- Hidrógeno, que es el inerte empleado.

A continuación, se va a explicar detalladamente el refrigerante y el catalizador.

2.2.1. Refrigerante

Para que el comportamiento del reactor se de en las mejores condiciones, es muy importante el control de la temperatura. Un aumento de temperatura en el reactor provoca un aumento de la conversión de olefinas, pero también ocasiona una disminución de la selectividad de los productos.

Por ello, es necesario controlar la temperatura a través de un refrigerante, con el objetivo de extraer el calor producido por las reacciones exotérmicas. Se ha decidido usar agua en ebullición, manteniendo la temperatura en el intervalo 220-260 °C. Además, la presión no debe exceder de 3,6 bar, por lo que se toma presión atmosférica para facilitar el procedimiento de cálculo. [8]

2.2.2. Catalizador

En general, la mayoría de los procesos industriales requieren de un catalizador para que la reacción sea lo más rápida y económica posible.

En este caso, se usará la zeolita HZSM-5. La zeolita HZSM-5 es un aluminosilicato cristalino con una estructura porosa tridimensional característica conformada por microporos elípticos, rectos de tamaño y sinusoidales que se cruzan perpendicularmente, sin cajas en las intersecciones. (Figura 12).

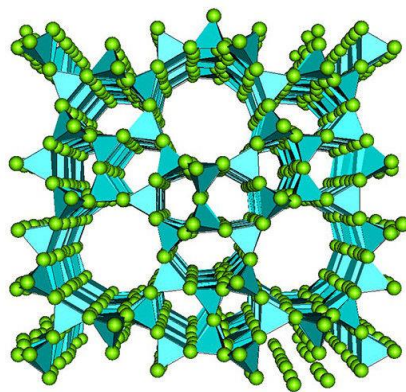


Figura 12. Estructura de la zeolita HZSM-5

En la tabla 7 se muestran las principales características de este catalizador.

Tabla 7. Características del catalizador de zeolita ZSM-5 modificado con K y P

Parámetro	Valor
Porosidad	0,5-0,6
Superficie específica (m ² /g)	550
Tamaño de partícula	8
Densidad (kg/m ³)	1780

Su rango de operación está aproximadamente entre los 200 – 400°C para un rango de presiones amplio. Si se alcanza el rango superior de operación, el catalizador comenzará a desactivarse rápidamente por sinterización, lo que hace importante situarse dentro de un rango de operación apropiado y no sobrepasarlo.

Uno de los problemas de este tipo de catalizador en sistemas de reacción suele ser las deposiciones de coque en reacciones de cracking y formación de hidrocarburos no deseados, que ocupan los centros activos y lleva a una disminución de la actividad. Para evitar estos problemas, lo general es disminuir la presión de operación que facilitará la desorción de los compuestos formados en el reactor. Aplicable a este caso, el DME tiene un tiempo de desorción lento, lo que disminuye la actividad del catalizador, lo que hace necesario operar a presiones por debajo 16,8 atm. [10]

Esta zeolita ha recibido gran atención como catalizador en la reacción de metanol a olefinas para maximizar el rendimiento de esta, y en particular, el rendimiento de propileno, por lo que es este catalizador interesante para el proceso DTO.

Dos de sus ventajas a destacar entre diferentes materiales ácidos, es su estabilidad y el efecto de la acidez moderada en la reacción de DME a olefinas con un buen compromiso de actividad, selectividad de olefinas para una relación alta de SiO₂/Al₂O₃.

2.3. Preparacion para la separación

Los productos obtenidos abandonan el reactor a 375°C, y es necesario enfriarlos hasta 50°C para que la separación tenga lugar de forma más eficiente. [11] De esta manera, se usan los intercambiadores E-101 A/B/C donde se transmite el calor de los productos a la corriente de alimentación al reactor. Para terminar de enfriarlos, es necesario que la corriente pase por otro intercambiador E-102, donde su fluido frío refrigerante es agua a 20°C.

Una vez que los productos han conseguido la temperatura necesaria, posteriormente se harán pasar por un tanque flash (V-101). Este es el primer equipo de separación, el cual consiste en un botellón vertical, que, en unas condiciones determinadas de presión y temperatura, y considerando previamente, separación perfecta, consigue separar la fase líquida por fondo, mientras que los compuestos gaseosos se irán por cabeza.

Una vez que se ha separado la fase líquida de la gaseosa, es necesario recircular el hidrógeno. Para ello, sin llevar a cabo la separación del hidrógeno y los hidrocarburos, el hidrógeno se recircula directamente para ser calentado y alimentado al reactor.

La corriente 11 que sale por cola solo contiene agua, y por ello, va dirigida a tratamiento para su posterior reciclo como utilitie. El agua se puede aprovechar para el agua de refrigeración para los intercambiadores.

Por otro lado, la corriente 14 se introduce en la zona de separación.

En la Figura 13 se muestra la zona del PFD correspondiente a la etapa de preparación para la separación.

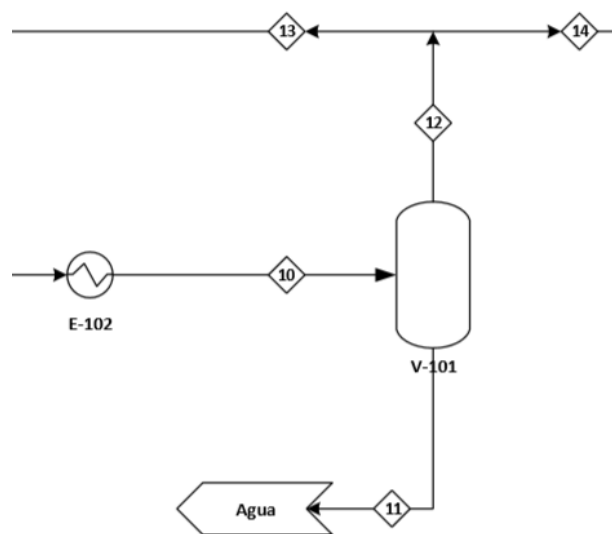


Figura 13. PFD: etapa de preparación para la separación.

Esta zona es necesaria en la instalación, ya que es la encargada de que los productos del reactor alcancen las condiciones óptimas para llevar a cabo la separación.

2.4. Separacion

El objetivo de esta etapa es obtener cada uno de los compuestos mencionados en el apartado 2.2. por separado. Para ello, será necesario usar varias columnas de destilación.

La destilación es el proceso de separación física más utilizada en la industria química, ya que se consiguen obtener buenos rendimientos si la volatilidad relativa de los compuestos que se desea separar es elevada.

Los compuestos puestos en juego, ordenados de mayor a menor volatilidad son: etileno, propileno y buteno. Se observa que los tres compuestos en mayor proporción presentan volatilidades intermedias dentro del conjunto. Se sabe, que la destilación suele ser la opción más barata salvo cuando la diferencia de volatilidades es baja.

Hay que tener en cuenta dos factores competitivos, un aumento de presión provoca disminuciones en las volatilidades relativas de los compuestos, mientras que una disminución de la misma disminuye los puntos de ebullición, luego sería necesario alcanzar temperaturas menores.

En la columna T-102 se va a separar la fase gaseosa, es decir, se va a separar el etileno del resto de hidrocarburos. Esta operación resulta bastante sencilla ya que el punto de ebullición del etileno es de -104°C , mientras que el propileno tiene un punto de ebullición de $-47,6^{\circ}\text{C}$. Esta diferencia de temperatura y debido a su alta volatilidad relativa de estos dos compuestos, hace que la separación sea relativamente sencilla.

Es necesario enfriar la corriente de salida de etileno, ya que al ser un compuesto inflamable hay que tener cuidado con su almacenamiento. Para ello la corriente de salida que va por cabeza se hace pasar por E-103.

Cabe destacar que, aunque se ha considerado que la eficiencia del flash es del 100%, todas las torres de la instalación disponen de condensadores parciales.

La columna T-103 separa el propileno del resto de compuestos, siendo la temperatura de ebullición del propileno la indicada más arriba.

En la siguiente columna T-104, se separa el DME por cabeza que después será recirculado para volver a usarlo como alimentación del proceso. El punto de ebullición del DME es de -24°C , por eso se separa en la tercera columna de destilación.

Y, por último, la columna T-105, separa el buteno de restos de hidrocarburos, siendo el buteno el compuesto menos volátil en el proceso de separación, debido a que su punto de ebullición es de $-6,26^{\circ}\text{C}$.

Es importante volver a destacar que, los productos finales deseados como son el etileno, el propileno y el buteno, se enfrían antes de almacenar por su alta inflamabilidad.

En la Figura 14, se muestra la zona del PFD referida a la etapa de separación.

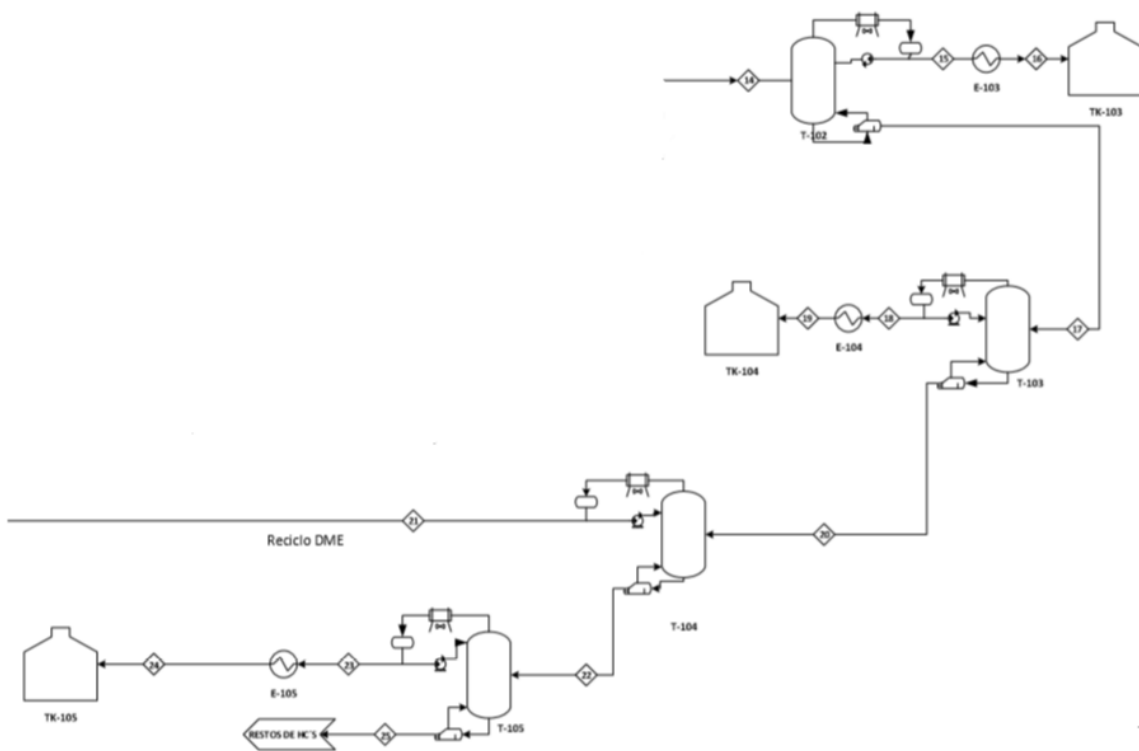


Figura 14. PFD: Etapa de separación

3. MEMORIA DE CÁLCULO

Aprendí que no se puede dar marcha atrás, que la esencia de la vida es ir hacia adelante. La vida, en realidad, es una calle de sentido único.

- Ágatha Christie -

En este apartado se detallan los cálculos del balance de materia y energía de la instalación, de manera que se van a especificar cada una de las corrientes que aparecen en el diagrama de proceso (Anexo III).

La producción de la instalación es de 100.000 toneladas al año y opera 8000 horas anuales.

Todos estos cálculos se han realizado en EES “*Engineering Equation Solver, EES*”.

3.1. Equipos de Intercambio de Calor

3.1.1. Intercambiadores de calor

Todos los intercambiadores de calor con los que cuenta la planta son carcasa y tubo, de manera que para resolver el balance de energía se usan las ecuaciones 3.1 y 3.2.

$$Q = \dot{m}_c \cdot C_{pc} \cdot (T_{ec} - T_{sc}) \quad (3.1)$$

$$Q = \dot{m}_f \cdot C_{pf} \cdot (T_{sf} - T_{ef}) \quad (3.2)$$

Donde:

- Q es el calor intercambiado entre el fluido frío y el fluido caliente (kW).
- \dot{m} es el caudal másico alimentado al intercambiador (kg/s).
- C_p es el calor específico del fluido (kJ/kg·K).
- T_{ec} y T_{sc} son las temperaturas de entrada y salida del fluido caliente, respectivamente (°C).

Se va a considerar que la pérdida de carga de estos equipos no es muy elevada por lo que se omite el cálculo de este parámetro.

Una vez obtenido el calor intercambiado entre el fluido frío y el fluido caliente, se puede empezar con el diseño de los intercambiadores. A través de la Ecuación 3.3 se puede calcular el área de transferencia.

$$Q = A \cdot U \cdot DTLMce \quad (3.3)$$

Donde:

- A, es el área de transferencia (m²).
- U, es el coeficiente global de transferencia (kW/m²·K), que depende de los coeficientes de película de ambos fluidos, y el método de cálculo se va a explicar más abajo.
- *DTLMce* es la diferencia de temperatura logarítmica media de ambos fluidos en un intercambiador contracorriente equivalente (°C). (Ecuación 3.4)

$$DTLMce = \frac{(T_{ec} - T_{sf}) - (T_{sc} - T_{ef})}{\ln\left(\frac{T_{ec} - T_{sf}}{T_{sc} - T_{ef}}\right)} \quad (3.4)$$

Como se ha escrito anteriormente, el factor global de transferencia, U, depende de los coeficientes de película de ambos fluidos. Además, este parámetro es dependiente de los factores de ensuciamiento y de los diámetros interno y externo de los tubos. (ecuación 3.5)

$$U = \frac{1}{\frac{de}{hi \cdot di} + F_{si} \cdot \frac{de}{di} + F_{se} + \frac{1}{he}} \quad (3.5)$$

Siendo:

- *F_{si}* y *F_{se}*, los factores de ensuciamiento interno y externo (m²·K/W). Su valor será de 0,0002 m²·K/W cuando se trate de fluidos orgánicos, y 0,0001 m²·K/W para el resto de fluidos [13].
- *d_i* y *d_e*, el diámetro interno y el diámetro externo del tubo, respectivamente (m). Se han empleado medidas normalizadas de acuerdo al Anexo I.
- *h_i* y *h_e*, son los coeficientes de película de los fluidos que circulan por el intercambiador (W/m²·K). Estos coeficientes se obtienen a partir de la Ecuación 3.6.

$$h = Nu * \frac{k}{deq} \quad (3.6)$$

Donde:

- k es la conductividad térmica de los fluidos (W/m·K).
- Nu es el número adimensional de Nusselt, el cual se calcula por medio de correlaciones. [12] Este parámetro toma un valor u otro, dependiendo del régimen en el que se encuentre el fluido.

- deq es el diámetro equivalente empleado para hacer más sencilla la realización de los cálculos. En el fluido que circula por el interior de los tubos, el diámetro equivalente es igual al diámetro interno del tubo. Y, por el contrario, el diámetro equivalente del fluido que circula por la carcasa viene definido por la ecuación 3.7 [12]

$$deq = 1,27 \cdot (pitch^2 - 0,785 \cdot de^2) \quad (3.7)$$

Donde $pitch$ hace referencia a la distancia entre los tubos del intercambiador (m). Es recomendable que el pitch sea 1,25 veces el diámetro externo del tubo. [12]

El número adimensional de Nusselt, depende de los números adimensionales de Prandt y Reynolds. (Ecuación 3.8 y 3.9).

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot L}{\mu} \quad (3.8)$$

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{K} \quad (3.9)$$

Siendo:

- v : velocidad del fluido (m/s)
- μ : viscosidad dinámica del fluido (m²/s)
- K : conductividad térmica (W/m·K)

La velocidad del fluido se obtiene mediante la ecuación 3.10.

$$v = \frac{m}{\rho \cdot Apaso} \quad (3.10)$$

Hay que tener en cuenta, que el área de paso va en función de la carcasa o de los tubos. Es decir, si se refiere a la carcasa, la ecuación 3.11. sería la siguiente:

$$A_{paso}(interior) = \frac{ntubos}{npasos} \cdot \frac{\pi \cdot di^2}{4} \quad (3.11)$$

Mientras que si se refiere a los tubos, el área de paso se calcula a través de la ecuación 3.12.

$$A_{paso}(exterior) = \frac{(pitch - de) \cdot Ds \cdot Lb}{pitch} \quad (3.12)$$

Donde:

- D_s es el diámetro de la carcasa del intercambiador (m^2).
- L_b es la distancia entre los baffles del intercambiador (m^2).

Por otro lado, para calcular el diámetro de la carcasa y la distancia entre los baffles del intercambiador, se usan las siguientes ecuaciones 3.13 y 3.14.

$$D_s = d_e \cdot \left(\frac{ntubos}{k_1}\right)^{\frac{1}{n_1}} \quad (3.13)$$

$$L_b = \frac{D_s}{5} \quad (3.14)$$

Siendo:

- $n_1=2,207$ y $k_1=0,249$, valores en función del número de pasos por tubo. En nuestro caso, los tubos de los intercambiadores darán dos pasos.

Y, por último, para calcular el número de tubos es necesario fijar la longitud del intercambiador, de manera que con la longitud se puede calcular el área de los tubos (ecuación 3.15), y posteriormente el número de tubos (ecuación 3.16).

$$A_{tubo} = \pi \cdot L \cdot d_e \quad (3.15)$$

$$ntubos = \frac{A}{A_{tubo}} \quad (3.16)$$

La longitud del intercambiador debe ser entre 5 y 10 veces el diámetro de la carcasa, intentando no superar los 6 metros. [13]

Todos los intercambiadores de la instalación serán carcasa y tubo tipo E, con un paso por carcasa y dos pasos por tubos. Además, los tubos tendrán forma de U, para facilitar la limpieza de los bancos de tubos. [12]

Por motivos de seguridad, el fluido caliente circulará por el interior de los tubos, mientras que el fluido frío lo hará por la carcasa.

La disposición de los tubos en el interior de los intercambiadores será triangular, de este modo se puede conseguir aumentar el área de transferencia en un 15%. [13]

A través de las ecuaciones mencionadas anteriormente y normalizando estos valores con la norma TEMA (Anexo I), se obtienen los siguientes parámetros. (Tabla 8)

Tabla 8. Resultados del diseño de los intercambiadores carcasa y tubo

Intercambiador	Diámetro tubos(in)	Potencia (kW)	Número de tubos	L(m)
E-101	3/4 10 BWG	1497	713	5,5
E-102	3/4 10 BWG	1923	864	6
E-103	3/4 10 BWG	1052	864	6
E-104	3/4 10 BWG	70,78	631	5,2
E-105	3/4 10 BWG	73,15	685	5,4
E-106	3/4 10 BWG	1004	2205	4

3.1.2. Horno

Las ecuaciones correspondientes al balance de energía y al diseño del equipo son bastante parecidas, pero antes hay que tener en cuenta que el balance de material es algo más complejo, ya que en el interior del horno ocurren una serie de reacciones de combustión.

De esta manera, para resolver el balance de material, se emplea gas natural como combustible (las composiciones de este, se encuentran en la Tabla 9).

Tabla 9. Composición del gas natural [14].

Componente	Composición (% Volumen)
Nitrógeno	3,0
Metano	86,0
Etano	7,6
Propano	2,4
Butano	1,0

Con una serie de simplificaciones, el balance se podrá resolver de manera más sencilla, por lo que se considerará:

- Combustión completa, de manera que se considera despreciable la cantidad de CO producida.
- La reacción de combustión del nitrógeno se considera despreciable debido a la elevada temperatura de operación del horno (1.500 °C [15]).

Las reacciones que tienen lugar en el horno son las siguientes:



Fijando un exceso de aire del 5% (valor típico cuando se trabaja con combustibles gaseosos), se puede resolver el balance de materia en el horno mediante cálculos estequiométricos.

El horno cuenta con un intercambiador de calor de flujo cruzado que aprovecha el calor de los gases de la chimenea para calentar el aire que se alimenta como comburente. De modo que será necesario realizar el balance de energía con distintos volúmenes de control. Uno primero en el horno, otro en el precalentador de aire y otro global (horno y precalentador).

En primer lugar, se va a resolver el balance de energía en el horno (ecuación 3.21).

$$Q_{cble} + Q_{aire} = Q_{util} + Q_{gases} + Q_{vapor} + P_{tr} \quad (3.21)$$

Donde:

- Q_{cble} es la potencia aportada por el combustible, que se define mediante la masa de combustible alimentada y su poder calorífico inferior, que tiene un valor de 45.000 kJ/kg.

$$Q_{cble} = m_{cble} \cdot PCI \quad (3.22)$$

- Q_{aire} es la potencia aportada por el aire, y se determina mediante la ecuación 3.23:

$$Q_{aire} = m_{aire} \cdot m_{cble} \cdot C_{paire} \cdot (T_{as} - 25) \quad (3.23)$$

Siendo m_{aire} el caudal de aire alimentado por kg de combustible, y T_{as} la temperatura a la que el aire entra en el horno (es la temperatura de salida del precalentador).

- Q_{util} es la potencia transferida al fluido que se calienta en el horno (ecuación 3.36). Para obtener su valor es necesario conocer el caudal de fluido que se quiere calentar, y las entalpías de entrada y salida del horno.

$$Q_{util} = m_f \cdot (H_{sf} - H_{ef}) \quad (3.24)$$

- Q_{gases} es la potencia de los gases secos en la chimenea del horno, antes de entrar en el precalentador. Se calcula con la ecuación 3.25:

$$Q_{gases} = m_{gases} \cdot m_{cble} \cdot C_{pgases} \cdot (T_{sg1} - 25) \quad (3.25)$$

- Q_{vapor} es la potencia del vapor de agua formado en la combustión en la chimenea, y se obtiene de forma similar a la de los gases (ecuación 3.26).

$$Q_{vapor} = m_{vapor} \cdot m_{cble} \cdot C_{pvapor} \cdot (T_{sg1} - 25) \quad (3.26)$$

- P_{tr} son las pérdidas por transmisión de calor en el horno. En este caso se van a considerar como el 2% de la potencia aportada por el combustible. Este valor se ha impuesto en base a los valores típicos de un horno, donde las pérdidas suponen el 1,5-2,5% del calor aportado por el combustible. [16]

Una vez que se ha realizado el balance de energía en el horno, es necesario hacerlo con el Segundo volumen de control que en este caso es en el precalentador de aire. En este balance se emplean las ecuaciones 3.27 y 3.28.

$$Q = (m_{gases} \cdot C_{pgases} + m_{vapor} \cdot C_{pvapor}) \cdot m_{cble} \cdot (T_{sg1} - T_{sg2}) \quad (3.27)$$

$$Q = m_{aire} \cdot C_{paire} \cdot m_{cble} \cdot (T_{ae} - T_{as}) \quad (3.28)$$

Donde:

- T_{sg2} es la temperatura a la que salen los gases de combustión del precalentador de aire.
- T_{ae} es la temperatura a la que el aire ambiente se alimenta al precalentador, es decir, a 25°C.

Para determinar el valor de T_{as} es necesario tener en cuenta los siguientes factores:

- Cuanto mayor sea T_{as} , mayor será la potencia aportada por el aire en el horno, y menos potencia tendrá que aportar el combustible. Por tanto, los costes de operación disminuirán.
- Cuanto mayor sea T_{as} , mayor deberá ser la cantidad de calor intercambiada en el precalentador, por lo que este intercambiador será grande (y también más caro). Por lo tanto, los costes de operación aumentarán.

Y, por último, se va a plantear el balance de energía global, que incluye al horno y al precalentador (ecuación 3.29)

$$Q_{cble} = Q_{util} + Q_{gases} + Q_{vapor} + P_{tr} \quad (3.29)$$

Hay que tener en cuenta que en este caso la potencia aportada por el aire es nula, ya que entra al precalentador a 25°C. Por otro lado, los términos Q_{gases} y Q_{vapor} se calculan con las ecuaciones 3.30 y 3.31, mientras que el resto de términos de la ecuación 3.29 se obtienen del mismo modo que en el balance de energía del horno.

$$Q_{gases} = m_{gases} \cdot m_{cble} \cdot C_{pgases} \cdot (T_{sg2} - 25) \quad (3.30)$$

$$Q_{vapor} = m_{vapor} \cdot m_{cble} \cdot C_{pvapor} \cdot (T_{sg2} - 25) \quad (3.31)$$

Para terminar de cerrar el balance, es necesario fijar el rendimiento del horno. Normalmente, los hornos operan con un rendimiento del 80-90% [12], en base a estos datos, se ha impuesto un rendimiento del 85%. Este parámetro viene definido por la ecuación 3.32:

$$\eta = \frac{Q_{util}}{Q_{cble} + Q_{aire}} \quad (3.32)$$

Determinar el área de transferencia del horno es algo bastante complejo, ya que en este equipo el calor se transmite por radiación y por convección (en los intercambiadores solo por convección). Habitualmente, el 50-70% del calor se transfiere por radiación [12]. En este caso, para simplificar los cálculos, se ha supuesto que todo el calor se transmite por convección. De este modo, se puede calcular el área de transferencia con la ecuación 3.3, como si fuera un intercambiador de calor.

Se ha considerado que el coeficiente global de transferencia tendrá un valor de 40W/m²·K, y que la velocidad del fluido que circula por el interior de los tubos del horno será de 1,5 m/s (ambos datos se han elegido en base a valores típicos). [12]

3.2. Tanques

El volumen de los tanques se ha seleccionado para que estos equipos tengan una capacidad de almacenamiento de 30 días. Una vez conocido el volumen total, se ha utilizado la norma GNT-SSNP-M001-2005 de la compañía Pemex (Figura 15) para dimensionar los tanques.

CAPACIDAD Barriles (Metros cúbicos)	DIÁMETRO Metros (Pies)	ALTURA Metros (Pies)
1000 (159)	6.096 (20)	5.486 (18)
2000 (318)	7.468 (24.5)	7.315 (24)
3,000 (477)	9.144 (30.00)	7.315 (24.00)
5,000 (795)	9.652 (31.66)	10.973 (36.00)
10,000 (1,590)	12.954 (42.50)	12.192 (40.00)
15,000 (2,385)	17.678 (58.00)	9.754 (32.00)
20,000 (3,180)	18.288 (60.00)	12.192 (40.00)
30,000 (4,770)	22.352 (73.33)	12.192 (40.00)
40,000 (6,360)	25.908 (85)	12.192 (40)
55,000 (8,745)	30.480 (100.00)	12.192 (40.00)
80,000 (12,720)	36.576 (120.00)	12.192 (40.00)
100,000 (15,900)	40.843 (134.00)	12.192 (40.00)
150,000 (23,850)	45.720 (150.00)	14.630 (48.00)
200,000 (31,800)	54.864 (180.00)	14.630 (48.00)
500,000 (79,500)	85.344 (280.00)	14.630 (48.00)

Figura 15. Dimensiones tanques

Todos los tanques se encuentran a presión atmosférica y temperatura ambiente, excepto el de hidrógeno que se encuentra a 300 bar y el de dimetil éter, a 6 bar. Por ello, es necesario enfriar las corrientes antes de almacenar los productos.

Es muy importante tener en cuenta el punto de inflamación de todos los fluidos, ya que es un riesgo peligroso. El punto de inflamación es la temperatura a la cual un líquido arde cuando se produce una chispa o cualquier fuente de ignición.

Por motivos de seguridad, si el punto de inflamación de un componente es inferior o muy cercano a la temperatura de almacenamiento, es recomendable emplear tanques de techo flotante.

El tanque de hidrógeno se diseña de forma diferente al resto, como ya se ha comentado anteriormente. Para facilitar el transporte de este compuesto, se almacena a alta presión.

En la Tabla 10 se muestra el volumen de todos los tanques existentes en la instalación. Se puede observar que el volumen de almacenamiento es capaz de soportar la capacidad de almacenamiento para 10 días, no para 30 días, esto se debe a que el almacenamiento de grandes cantidades de hidrógeno es bastante caro. [9]

Tabla 10. Capacidad tanques de almacenamiento

Tanque	Fluido que almacena	Volumen (m ³)
TK-101	Dimetil éter	12.720
TK-102	Hidrógeno	5.983
TK-103	Etileno	12.720
TK-104	Propileno	8.745
TK-105	Buteno	3.180

3.3. Reactor

El reactor es el corazón de la planta. En su interior, reacciona dimetil éter puro para dar olefinas, principalmente etileno y en otro orden propileno y buteno. Pero también hay que tener en cuenta otros compuestos de hidrocarburos que se forman en el reactor.

Como se ha comentado anteriormente, el reactor es tubular de lecho fijo y para obtener los flujos molares a la salida del reactor, las ecuaciones de balance que se han empleado son de un flujo piston. Mediante la ecuación 3.33. se realiza el balance de material.

$$\frac{dF_i}{dW} = \sum_{j=1}^{N_r} v_{ij} \cdot r_j \quad (3.33)$$

Donde:

- Los subíndices i y j hacen referencia al número de componentes y de reacciones, respectivamente ($i=11, j=13$).
- F_i es el flujo molar de cada componente (kmol/h).
- W la masa de catalizador del reactor (kg).
- v_{ij} es el coeficiente estequiométrico de cada componente en cada reacción.
- r_j' es la velocidad de reacción intrínseca por unidad de masa de catalizador (kmol/kgcat·s).

El volumen del reactor se obtiene a partir de la ecuación 3.34.

$$dV = \frac{dW}{(1 - \epsilon_b) \cdot \rho_{cat}} \quad (3.34)$$

A partir del volumen y con la ecuación 3.35. se pueden determinar el resto de dimensiones.

$$V = N_{tubos} \cdot A_T \cdot L \quad (3.35)$$

Para llevar a cabo estos cálculos, es necesario tener presentes algunos datos de partida, como la temperatura y la presión de alimentación al reactor.

En la Tabla 11 se muestran las condiciones óptimas de la corriente de alimentación al reactor, además de los valores típicos recomendados. Los valores elegidos se han impuesto en base a la conversión deseada.

Tabla 11. Condiciones de operación reactor [8]

Parámetro	Valor recomendado	Valor elegido
Temperatura de alimentación (°C)	300-400	375
Presión de alimentación (bar)	1-3	1,5

Una vez que se han fijado estos parámetros, se puede determinar la masa del catalizador y las dimensiones del reactor. En la Tabla 12 están los parámetros obtenidos.

Tabla 12. Dimensiones del reactor

Parámetro	Valor
Masa de catalizador (kg)	3000
Volumen (m ³)	1,7
Longitud (m)	5,8
Número de tubos	4177
Diámetro tubos (mm)	38

A continuación, se muestra una gráfica en la que se puede observar el comportamiento del catalizador con la conversión de olefinas.

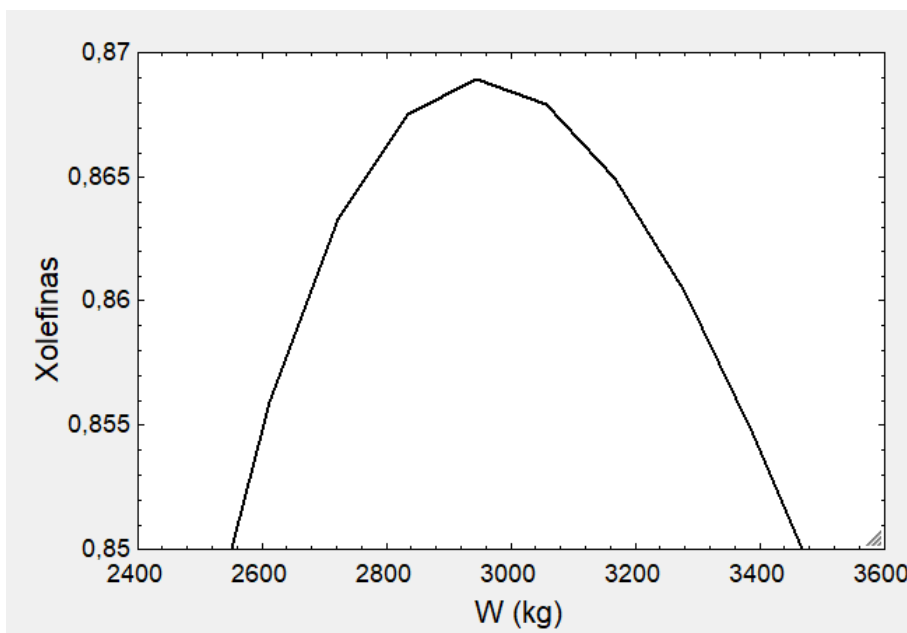


Figura 16. Evolución de la masa de catalizador frente a la conversión de olefinas

Tal y como se muestra en la Figura 16 la máxima conversión de olefinas se obtiene para un valor de 3000 kg de catalizador.

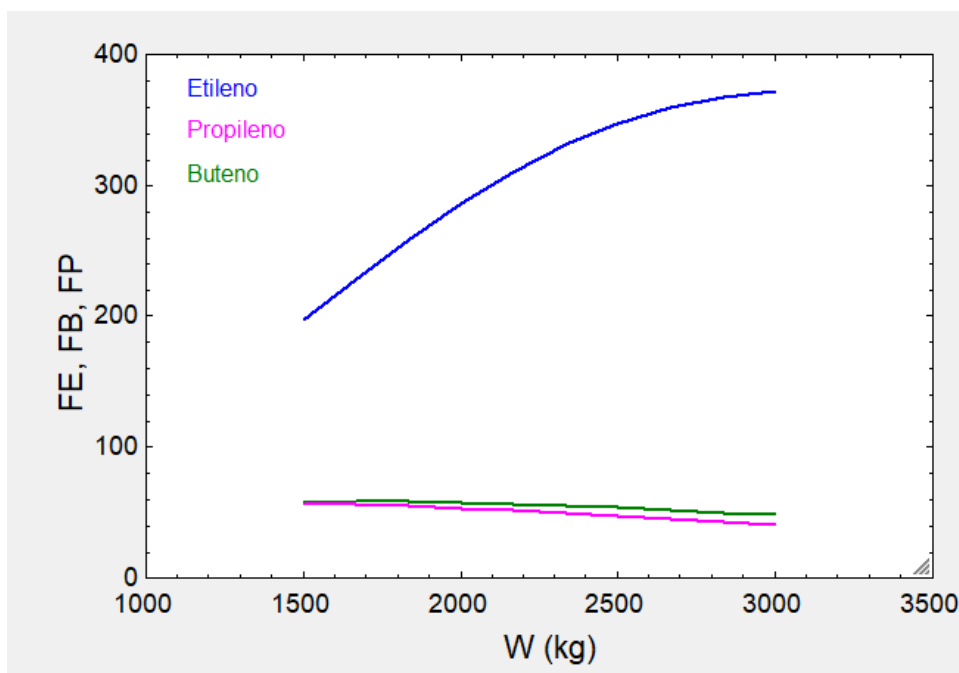


Figura 17. Evolución de la masa de catalizador frente a caudal de olefinas

Como se puede observar en la Figura 17, a medida que aumenta la masa de catalizador, el caudal de etileno es máximo. De modo, que se consigue así el objetivo buscado.

Otro factor importante a analizar del comportamiento del reactor es la selectividad de las olefinas. De manera que en la Figura 18 se vuelve a mostrar que la selectividad del etileno es máxima a 3000 kg de masa de catalizador. Mientras que los otros compuestos, propileno y buteno su selectividad es más baja.

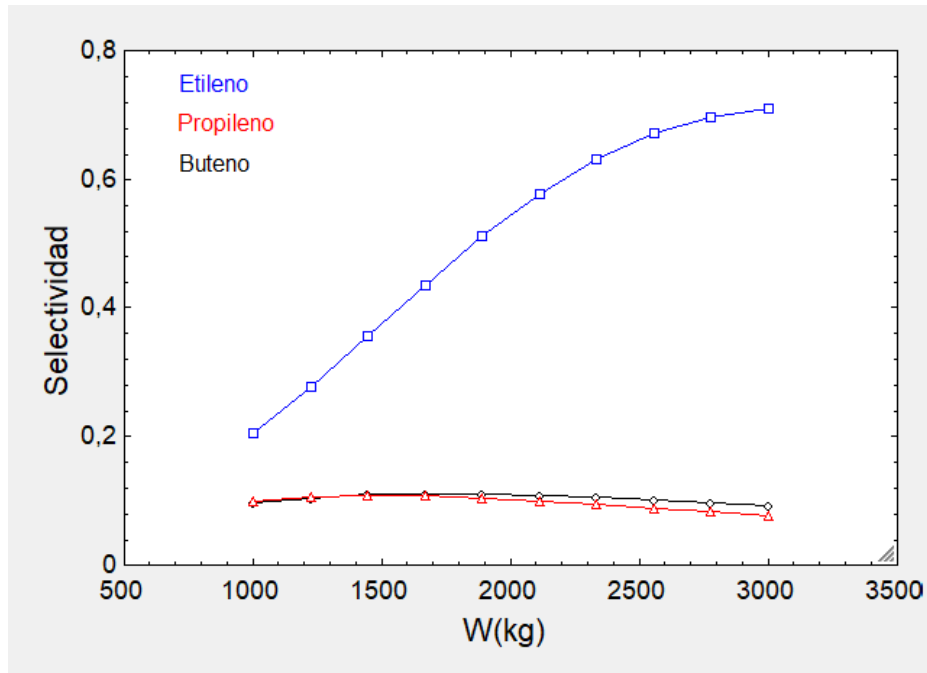


Figura 18. Evolución de la masa de catalizador frente a Selectividad (%).

3.4. Equipos de separación

En este apartado se hará un breve y simplificado estudio del diseño de estos equipos, ya que no forma parte del alcance de este proyecto. Pero se va a tener una estimación aproximada de las dimensiones con el objetivo de poder calcular en el siguiente apartado los costes de inversión de la instalación.

3.4.1. Flash

En lo referido al dimensionamiento de este equipo, cabe destacar que su diámetro debe ser lo suficientemente grande como para disminuir la velocidad del gas por debajo de la velocidad a la cual las partículas se asentarán. Este diámetro es el mínimo permisible, y viene definido por la ecuación 3.36. [13]

$$D_v = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_g}{\pi \cdot u_t}} \quad (3.36)$$

Donde:

- D_v : Diámetro mínimo del flash (m).
- Q_g : Caudal volumétrico del flash (m^3/s)
- U_t : velocidad de asentamiento de gotas líquidas (m/s), que viene definido como:

$$u_t = 0,07 * \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \quad (3.37)$$

- ρ_L : Densidad del líquido (kg/m^3).
- ρ_g : Densidad del gas (kg/m^3).

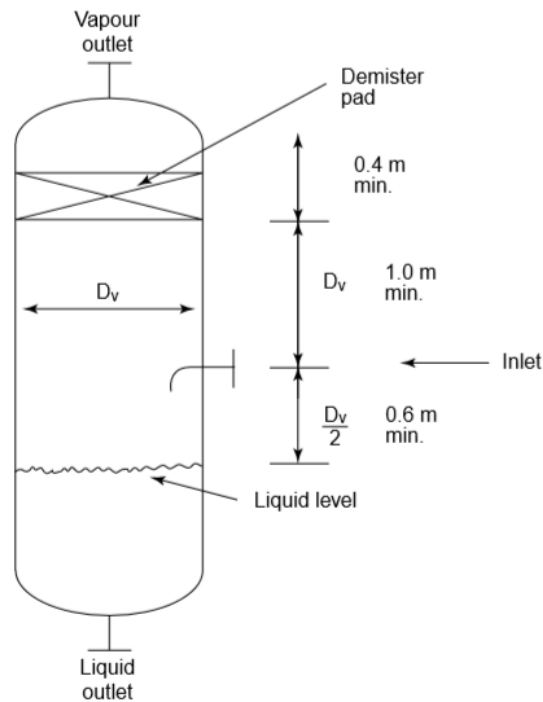


Figura 19. Esquema de diseño Flash

La altura del flash se divide en dos partes, la parte ocupada por el líquido y la parte del gas. La altura ocupada por el gas depende del diámetro mínimo permisible, tal y como se muestra en la Figura 19. La altura ocupada por el líquido dependerá del tiempo de retención necesario (habitualmente es de 10 minutos) [12]

Tabla 13. Caracterización de los equipos Flash

Equipo	Q_g (m ³ /s)	Q_L (m ³ /s)	U_t (m/s)	D_v (m)	Altura gas (m)	Altura líquido (m)	Volumen (m ³)
V-101	6,524	0,0015	2,03	2,02	3,43	0,28	11,9

3.4.2. Columnas de destilación

El diseño de las columnas de destilación es muy complejo, ya que habría que tener en cuenta la transferencia de materia y de calor en cada etapa. Para simplificar los cálculos, se ha determinado el número de etapas ideales con la Ecuación de Fenske (ecuación 3.38) y posteriormente se ha impuesto un rendimiento del 70% en cada etapa (ecuación 3.39).

Es importante tener en cuenta que estos cálculos son valores aproximados, pero se realizan con el objetivo de disponer de algún dato para poder estimar, en el siguiente apartado, los costes de inversión de la instalación. Para realizar un diseño más fiable sería necesario emplear un software más complejo, como por ejemplo Aspen Plus, pero no es alcance de este Proyecto.

$$Nmín = \frac{\log_{10} \left(\frac{x_D}{x_B} \cdot \left(\frac{1-x_B}{1-x_D} \right) \right)}{\log_{10} \alpha} \quad (3.38)$$

$$Nreal = \frac{Nmin}{\eta} \quad (3.39)$$

Donde:

- $Nmin$ es el número de etapas ideales.
- $Nreal$ es el número de etapas reales.
- η es el rendimiento de cada etapa (70%).
- x_D es la fracción másica del componente más volátil en la cabeza de la torre.
- x_B es la fracción másica del componente más volátil en el fondo de la torre.
- α es la volatilidad relativa de los dos componentes que se quieren separar.

Para dimensionar la torre se han utilizado las ecuaciones 3.40 y 3.41.

$$H = Nreal \cdot Lt \quad (3.40)$$

Siendo:

- H: altura de la torre (m).
- N_{real} : número de etapas reales proporcionadas por Aspen Plus.
- L_t : distancia entre platos. Se ha tomado 0,5 m según [13].

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_w}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}} \quad (3.41)$$

Siendo:

- D: diámetro de la torre (m).
- V_w : caudal de vapor (kg/s)
- ρ_v : densidad del vapor (kg/m³)
- U_v : velocidad del vapor. Se toma un valor típico de 2 m/s.

En la Tabla 14 se muestran las dimensiones obtenidas por medio de las ecuaciones anteriores.

Tabla 14. Datos de las columnas de destilación

Equipo	N° Etapas reales	Caudal Vapor (kg/s)	Altura Torre (m)	Diámetro (m)	V (m³)
T-102	28	2,9	14	1,25	17,18
T-103	20	0,47	10	0,41	1,32
T-104	13	0,07	6,5	0,15	0,13
T-105	23	0,75	11,5	0,44	1,75

4. MEDICIONES Y PRESUPUESTOS

Dondequiera que se encuentre el hombre, se puede hacer un beneficio.

- Séneca -

Se va a determinar el coste de todos los equipos que aparecen en la planta para estimar la inversión inicial requerida. También, se tendrán en cuenta otros costes fijos como la instalación, el terreno, la instrumentación...étc.

4.1. Coste de equipos

El coste de los equipos se ha estimado por medio de las correlaciones que se exponen a continuación.

4.1.1. Correlaciones de costes

La correlación que se muestra en la ecuación 4.1 se usa para calcular el coste de un equipo según su capacidad. [17]

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

Donde:

- Ceq , es el coste de un equipo que se encuentra a presión atmosférica y temperatura ambiente, además de construido con acero al carbono.
- A : parámetro específico de cada equipo, es decir, el área si se trata de un intercambiador de calor. Se muestran en la Tabla 15
- K_i : parámetros característicos de cada equipo. Se muestran en la Tabla 16

Si la presión de operación del equipo es distinta de la atmosférica, (característica común de los equipos industriales) el coste del equipo se debe corregir a través de la siguiente correlación (ecuación 4.2). En este caso se aplica un factor de corrección por presión. [17]

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

Donde:

- Fp , es el factor de corrección (bar) dependiente de la presión de operación del equipo.
- P : presión de operación del equipo (bar)
- K_i : parámetros característicos de cada equipo. Se muestran en la Tabla 17

En el caso de la corrección de los materiales de construcción, se tendría que emplear un factor de corrección por material (F_M) si el material fuese distinto al acero al carbono. En este estudio es necesario disponer de este factor ya que los fluidos empleados son corrosivos y peligrosos. Por esta razón los equipos estarán contruidos con acero inoxidable ($F_M=3,1$)

Una vez conocidos los factores FM y FP, la correlación de coste dependerá del tipo de equipo (Tabla 15)

4.1.2. Correlaciones BOEHM

Las correlaciones citadas en el apartado 4.1.1. requieren que la capacidad o el tamaño de éstos se encuentren comprendidas en un rango determinado. El área calculada de los intercambiadores de calor es mucho mayor que los valores comprendidos en el rango. Por ello, se establece la siguiente correlación de BOEHM (ecuación 4.3). Estos cálculos están referidos al año 2017. [18]

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

Donde:

- C_{eq} , es el coste del equipo
- C_{ref} : coste de un equipo de igual tamaño que el calculado. Para los intercambiadores, se tomará un valor de 21.000\$.
- A_{ref} : es el tamaño de referencia. En el caso de los intercambiadores, tiene un valor de 100 m².
- α : Parámetro característico de cada equipo. Para los intercambiadores es igual a 0,71.

4.1.3 Parámetros característicos

Los datos que se muestran a continuación se tomarán en función de [18].

Tabla 15. Capacidad característica de cada equipo

Equipo	Capacidad o tamaño
Compresor	Potencia (kW)
Intercambiador de calor	Área de transferencia (m ²)
Horno	Volumen (m ³)
Tanque	Volumen (m ³)
Vasija vertical (flash, reactor y columnas)	Volumen (m ³)

Tabla 16. Parámetros característicos de cada equipo

Equipo	K1	K2	K3
Compresor	2,2891	1,3603	-0,1027
Vasija vertical	3,4974	0,4485	0,1074
Horno	7,3488	-1,1666	0,208
Tanque de techo fijo	4,8509	-0,3973	0,1445
Tanque de techo flotante	5,9567	-0,7585	0,1749

Tabla 17. Parámetros característicos de cada equipo.

Equipo	C1	C2	C3
Horno	0,1347	-0,2368	0,1021
Bomba	-0,3935	0,3957	-0,00226

El factor de corrección por presión para los tanques flash, los reactores y las columnas se harán de acuerdo a:

Tabla 18. Fp para tanques flash, reactores y columnas

Presión (bar)	Fp (bar)
3,45	1,00
6,89	1,05
13,79	1,15
20,68	1,20

Tabla 19. Correlación de Costes

Equipo	Correlación
Tanques, bombas y vasijas	$C_i = C_{equipo} \cdot (B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_P)$
Hornos	$C_T = C_{equipo} \cdot F_M \cdot F_P$
Compresores	$C_T = C_{equipo} \cdot F_M$

Donde B_i , son los parámetros característicos de cada equipo (ver Tabla 20).

Tabla 20. Parámetros característicos de cada equipo

Equipo	B1	B2
Reactor	2,25	1,82
Tanque	1,10	0,00
Vasija vertical	2,25	1,82

Basándonos en las correlaciones anteriores, se puede obtener el coste total de cada equipo. (Tabla 21)

Tabla 21. Coste de los equipos

Equipo	Característica	Coste (\$)
Tanque TK-101	12.720 (m ³)	678183,25
Tanque TK-102	5983 (m ³)	283551,7
Tanque TK-103	12720 (m ³)	678183,25
Tanque TK-104	8745 (m ³)	531828,30
Tanque TK-105	3180 (m ³)	306901,7
Intercambiador E-101	364,7 (m ²)	473.626,8
Intercambiador E-102	408,8 (m ²)	114135,8
Intercambiador E-103	481,8 (m ²)	64129,03
Intercambiador E-104	304,7 (m ²)	46320,02
Intercambiador E-105	343,9 (m ²)	50476,14
Intercambiador E-106	357,2 (m ²)	103.709
Horno H-101	2073 (m ³)	730781,60
Reactor R-101	1,7 (m ³)	147522,60
Columna Flash V-101	11,90 (m ³)	51715,14
Columna T-102	17,18 (m ³)	72982,34
Columna T-103	1,32 (m ³)	14496,40
Columna T-104	0,13 (m ³)	4314,04
Columna T-105	1,75 (m ³)	16502,08
Coste total de equipos		4.369.359,2 \$

4.2. Coste total de la planta

Por último, para conocer el coste total de inversión de la planta, se usa el método de Chilton. [18]

En la Tabla 22. aparece un factor de corrección a tener en cuenta por dicho método, de manera que se toma un valor medio.

Tabla 22. Coste Total de la Planta

Concepto	Factor	Coste (\$)
1. Coste equipos principales	1	4.369.359,2
2. Coste equipos instalados	1,8	7203156,3
3. Tuberías (Planta de fluidos)	0,45	951887,925
4. Instrumentación (Completa automatización)	0,12	253.836,78
5. Edificios y preparación del terreno (Planta interna)	0,8	1.692.245
6. Auxiliares (Nueva extensión)	0,62	1.311.490
7. Líneas exteriores (Unidad integrada)	0,02	42.306
8. Coste directo total	Suma de las anteriores	15.824.281,21
9. Ingeniería y construcción (complejidad complicada)	0,425	899.005,27
10. Contingencia y beneficio contratista (Proceso completado)	0,15	317.295,9
11. Factor del tamaño (Grande)	0,075	158.648
12. Coste indirecto total	Suma de las anteriores (9-11)	1.374.949,17
13. Coste total		17.199.230,38

5. HOJAS DE ESPECIFICACIONES

El que ha superado sus miedos será verdaderamente libre.

- Aristóteles -

TANQUE 1	
Planta: producción de olefinas	Nomenclatura: TK-101
Número de línea: 1	Cantidad: 1
Material: Acero inoxidable	
Descripción: Tanque de almacenamiento de dimetil éter	
DIMENSIONES	
Tipo	Cilíndrico
Tipo de lecho	Flotante
Posición	Vertical
Volumen (m ³)	12.720
Altura (m)	12,192
Diámetro (m)	-
DATOS DE OPERACIÓN	
Fluido	Dimetil éter
Estado	Líquido
Temperatura (°C)	25
Presión (bar)	6
Aislamiento	No
Fluido corrosivo	No
Punto de inflamación (°C)	-41
Temperatura de autoignición (°C)	350
Peligrosidad	Altamente inflamable
Densidad (kg/m ³)	668
Viscosidad (kg/m·s)	1,04 · 10 ⁻⁵

TANQUE 2	
Planta: producción de olefinas	Nomenclatura: TK-102
Número de línea: 4	Cantidad: 1
Material: Acero inoxidable	
Descripción: Tanque de almacenamiento de hidrógeno	
DIMENSIONES	
Tipo	Cilíndrico
Tipo de lecho	Flotante
Posición	Vertical
Volumen (m ³)	5983
Altura (m)	-
Diámetro (m)	-
DATOS DE OPERACIÓN	
Fluido	Hidrógeno
Estado	Gas
Temperatura (°C)	300
Aislamiento	Resina epoxy
Temperatura de autoignición (°C)	571
Peligrosidad	Altamente inflamable
Densidad (kg/m ³)	0,0899
Viscosidad (kg/m·s)	1,26 · 10 ⁻⁵

TANQUE 3	
Planta: producción de olefinas	Nomenclatura: TK-103
Número de línea: 16	Cantidad: 1
Material: Acero inoxidable	
Descripción: Tanque de almacenamiento de etileno	
DIMENSIONES	
Tipo	Cilíndrico
Tipo de lecho	Flotante
Posición	Vertical
Volumen (m ³)	12.720
Altura (m)	12,192
Diámetro (m)	-
DATOS DE OPERACIÓN	
Fluido	Etileno
Estado	Gas
Temperatura (°C)	25
Presión (bar)	1
Aislamiento	No
Fluido corrosivo	No
Punto de inflamación (°C)	-137
Temperatura de autoignición (°C)	490
Peligrosidad	Inflamable
Densidad (kg/m ³)	1,18
Viscosidad (kg/m·s)	9,51·10 ⁻⁵

TANQUE 4	
Planta: producción de olefinas	Nomenclatura: TK-104
Número de línea: 19	Cantidad: 1
Material: Acero inoxidable	
Descripción: Tanque de almacenamiento de propileno	
DIMENSIONES	
Tipo	Cilíndrico
Tipo de lecho	Flotante
Posición	Vertical
Volumen (m ³)	8.745
Altura (m)	30,480
Diámetro (m)	-
DATOS DE OPERACIÓN	
Fluido	Propileno
Estado	Gas
Temperatura (°C)	25
Presión (bar)	1
Aislamiento	No
Fluido corrosivo	No
Punto de inflamación (°C)	-108
Temperatura de autoignición (°C)	455
Peligrosidad	Altamente inflamable
Densidad (kg/m ³)	1,78
Viscosidad (kg/m·s)	8,3·10 ⁻⁵

TANQUE 5	
Planta: producción de olefinas	Nomenclatura: TK-105
Número de línea: 24	Cantidad: 1
Material: Acero inoxidable	
Descripción: Tanque de almacenamiento de buteno	
DIMENSIONES	
Tipo	Cilíndrico
Tipo de lecho	Flotante
Posición	Vertical
Volumen (m ³)	3.180
Altura (m)	18,288
Diámetro (m)	-
DATOS DE OPERACIÓN	
Fluido	Buteno
Estado	Gas
Temperatura (°C)	25
Presión (bar)	1
Aislamiento	No
Fluido corrosivo	No
Punto de inflamación (°C)	-80
Temperatura de autoignición (°C)	235
Peligrosidad	Altamente inflamable
Densidad (kg/m ³)	2,72

INTERCAMBIADOR 1			
Planta: Producción de olefinas	Nomenclatura: E-101 A/B/C	Material: Acero inoxidable	
Número de línea carcasa: 2/3	Número de línea tubos: 8/9	Cantidad: 3	
Descripción: Intercambiador carcasa y tubo tipo E con tubos en U			
DATOS DE OPERACIÓN		CARCASA	TUBOS
Caudal total (kg/h)		24380	98053
Fluido		DME	Composición de salida del reactor
Disposición fluidos		Frío	Caliente
Temperatura de entrada (°C)		-15,4	375
Temperatura de salida (°C)		136	145
Presión de entrada (bar)		1,6	1,5
Densidad (kg/m ³)		2,11	1,18
Viscosidad (Pa.s)		$8,03 \cdot 10^{-4}$	$4,78 \cdot 10^{-4}$
Conductividad térmica (W/m ² .°C)		0,0189	0,0557
Velocidad del fluido (m/s)		55,07	206,3
Factor de ensuciamiento (m ² . K/W)		$2 \cdot 10^{-4}$	$2 \cdot 10^{-4}$
Coeficiente de película (W/m ² . K)		61,04	49,91
Temperatura media de masa (°C)		60,3	260
DIMENSIONES		ÁREA Y CALOR TRANSFERIDO	
Número de tubos	713	Calor intercambiado (MW)	14,97
Pitch (m)	0,0375	Coeficiente global, U (W/ m ² .K)	20,83
Disposición de los tubos	Triángular	Área de intercambio (m ²)	354,7
Diámetro interno tubo (in)	$\frac{3}{4}$	Área tubo (m ²)	0,51
BWG	10	DTLM	197,1
Diámetro de la carcasa (m)	1,1	Longitud (m)	5,5
Distancia entre baffles (m)	0,22		

INTERCAMBIADOR 2						
Planta: Producción de olefinas		Nomenclatura: E-102		Material: Acero inoxidable		
Número de línea carcasa: 9/10		Número de línea tubos: 8/9		Cantidad: 1		
Descripción: Intercambiador carcasa y tubo tipo E con tubos en U						
DATOS DE OPERACIÓN		CARCASA		TUBOS		
Caudal total (kg/h)		42.840		98.053		
Fluido		Agua de refrigeración		Composición de salida del reactor		
Disposición fluidos		Frío		Caliente		
Temperatura de entrada (°C)		25		145		
Temperatura de salida (°C)		95		50		
Presión de entrada (bar)		1		1,5		
Densidad (kg/m ³)		983,2		1,18		
Viscosidad (Pa.s)		4,67·10 ⁻⁴		1,95 ·10 ⁻⁴		
Conductividad térmica (W/m ² .°C)		0,047		0,078		
Velocidad del fluido (m/s)		0,2101		1383		
Factor de ensuciamiento (m ² . K/W)		2 · 10 ⁻⁴		2 · 10 ⁻⁴		
Coeficiente de película (W/m ² . K)		229,5		345,3		
Temperatura media de masa (°C)		60		98		
DIMENSIONES			ÁREA Y CALOR TRANSFERIDO			
Número de tubos		1126		Calor intercambiado (MW)		1,923
Pitch (m)		0,0375		Coeficiente global, U (W/ m ² .K)		107,9
Disposición de los tubos		Triángular		Área de intercambio (m ²)		481,8
Diámetro interno tubo (in)		¾		Área tubo (m ²)		0,558
BWG		10		DTLM		37
Diámetro de la carcasa (m)		1,2		Longitud (m)		6
Distancia entre baffles (m)		0,24				

INTERCAMBIADOR 3							
Planta: Producción de olefinas		Nomenclatura: E-103					
Número de línea carcasa: 15/16		Cantidad: 1					
Descripción: Intercambiador carcasa y tubo tipo E con tubos en U							
DATOS DE OPERACIÓN		CARCASA		TUBOS			
Caudal total (kg/h)		14.990		10.416			
Fluido		Agua de refrigeración		Etileno			
Disposición fluidos		Frío		Caliente			
Temperatura de entrada (°C)		25		25			
Temperatura de salida (°C)		95		50			
Presión de entrada (bar)		1		1,5			
Densidad (kg/m ³)		983,2		1,571			
Viscosidad (Pa.s)		4,67·10 ⁻⁴		7,78·10 ⁻⁴			
Conductividad térmica (W/m ² .°C)		0,047		0,01214			
Velocidad del fluido (m/s)		0,08		495,3			
Factor de ensuciamiento (m ² . K/W)		2·10 ⁻⁴		2·10 ⁻⁴			
Coeficiente de película (W/m ² . K)		87,56		106,6			
Temperatura media de masa (°C)		60		-27			
DIMENSIONES			ÁREA Y CALOR TRANSFERIDO				
Número de tubos		864		Calor intercambiado (MW)		1,052	
Pitch (m)		0,0375		Coeficiente global, U (W/ m ² .K)		37,87	
Disposición de los tubos		Triángular		Área de intercambio (m ²)		481,8	
Diámetro interno tubo (in)		¾		Área tubo (m ²)		0,558	
BWG		10		DTLM		57,65	
Diámetro de la carcasa (m)		1,2		Longitud (m)		6	
Distancia entre baffles (m)		0,24					

INTERCAMBIADOR 4			
Planta: Producción de olefinas	Nomenclatura: E-104	Material: Acero inoxidable	
Número de línea carcasa: 18/19	Cantidad: 1		
Descripción: Intercambiador carcasa y tubo tipo E con tubos en U			
DATOS DE OPERACIÓN	CARCASA	TUBOS	
Caudal total (kg/h)	14.990	10.416	
Fluido	Agua de refrigeración	Etileno	
Disposición fluidos	Frío	Caliente	
Temperatura de entrada (°C)	25	-40	
Temperatura de salida (°C)	95	25	
Presión de entrada (bar)	1	1	
Densidad (kg/m ³)	983,2	1,95	
Viscosidad (Pa.s)	4,67·10 ⁻⁴	7,76 ·10 ⁻⁴	
Conductividad térmica (W/m ² .°C)	0,047	0,01308	
Velocidad del fluido (m/s)	1,2	0,03	
Factor de ensuciamiento (m ² . K/W)	2 · 10 ⁻⁴	2 · 10 ⁻⁴	
Coefficiente de película (W/m ² . K)	10,18	0,00465	
Temperatura media de masa (°C)	60	-27	
DIMENSIONES		ÁREA Y CALOR TRANSFERIDO	
Número de tubos	631	Calor intercambiado (MW)	43,78
Pitch (m)	0,0375	Coefficiente global, U (W/ m ² .K)	29,91
Disposición de los tubos	Triángular	Área de intercambio (m ²)	304,7
Diámetro interno tubo (in)	¾	Área tubo (m ²)	0,483
BWG	10	DTLM	57,65
Diámetro de la carcasa (m)	1,04	Longitud (m)	5,2
Distancia entre baffles (m)	0,208		

INTERCAMBIADOR 5			
Planta: Producción de olefinas	Nomenclatura: E-105	Material: Acero inoxidable	
Número de línea carcasa: 23/24	Cantidad: 1		
Descripción: Intercambiador carcasa y tubo tipo E con tubos en U			
DATOS DE OPERACIÓN	CARCASA	TUBOS	
Caudal total (kg/h)	1.049	2702,6	
Fluido	Agua de refrigeración	Buteno	
Disposición fluidos	Frío	Caliente	
Temperatura de entrada (°C)	25	-10	
Temperatura de salida (°C)	95	25	
Presión de entrada (bar)	1	1	
Densidad (kg/m ³)	983,2	2,527	
Viscosidad (Pa.s)	4,67·10 ⁻⁴	7,21 ·10 ⁻⁶	
Conductividad térmica (W/m ² .°C)	0,047	0,01339	
Velocidad del fluido (m/s)	0,063	0,0206	
Factor de ensuciamiento (m ² . K/W)	2 · 10 ⁻⁴	1 · 10 ⁻⁴	
Coefficiente de película (W/m ² . K)	13,98	0,00839	
Temperatura media de masa (°C)	60	8	
DIMENSIONES		ÁREA Y CALOR TRANSFERIDO	
Número de tubos	684,8	Calor intercambiado (MW)	73,15
Pitch (m)	0,0375	Coefficiente global, U (W/ m ² .K)	5,75
Disposición de los tubos	Triángular	Área de intercambio (m ²)	343,9
Diámetro interno tubo (in)	¾	Área tubo (m ²)	0,50
BWG	10	DTLM	36,99
Diámetro de la carcasa (m)	1,08	Longitud (m)	5,4
Distancia entre baffles (m)	0,216		

REACTOR	
Planta: Producción de olefinas	Nomenclatura: R-101
Número de línea: 7/8	Cantidad: 1
Material: Acero inoxidable	
Descripción: Reactor tubular de lecho fijo	
DATOS DE OPERACIÓN	
Caudal másico (kg/h)	151708
Caudal molar de alimentación (kmol/h)	3298
Temperatura de entrada (°C)	375
Temperatura de salida (°C)	375
Presión de entrada (bar)	1,5
DIMENSIONES	
Masa de catalizador (kg)	3000
Volumen (m ³)	1,7
Diámetro (mm)	38
Longitud (m)	5,8
REFRIGERACIÓN	
Fluido refrigerante	Agua de refrigeración
Temperatura refrigerante (°C)	100
CATALIZADOR	
Densidad (kg/m ³)	1780
Superficie específica (m ² /g)	300-800
Porosidad	0.6
Diámetro de partícula (mm)	8

HORNO	
Planta: Producción de olefinas	Nomenclatura: H-101
Número de línea: 6/7	Cantidad: 1
Material: Acero inoxidable	
Descripción: Horno de procesos que calienta la alimentación del reacto	
PROPIEDADES FLUIDO	
Temperatura de entrada (°C)	140
Temperatura de salida (°C)	375
Presión de entrada (bar)	1,55
Densidad (kg/ m ³)	6,94
Viscosidad (Pa·s)	$2,62 \cdot 10^{-4}$
Velocidad (m/s)	1,5
CALOR INTERCAMBIADO	
Calor útil transferido al fluido (MW)	10,58
Calor aportado por el combustible (MW)	11,38
Calor aportado por el aire (MW)	1,08
Masa de combustible (kg/h)	871,9
Exceso de aire (%)	5
Rendimiento (%)	85
Calor gases chimenea (MW)	1,65
Pérdidas por transmisión de calor (MW)	0,223
Coefficiente global, U (W/ m ² ·K)	39
Área de transferencia (m ²)	2073
COMBUSTIBLE	
Tipo	Gas natural
PCI (kJ/kg)	45.000
Composición:	
Nitrógeno	3,0
Metano	86,0
Etano	7,6
Propano	2,4
Butano	1,0

INTERCAMBIADOR 6 (PRECALENTADOR DE HORNO)			
Planta: Producción de olefinas	Nomenclatura: E-106	Material: Acero inoxidable	
Número de línea carcasa: 28	Número de línea tubos: 26/27	Cantidad: 2	
Descripción: Intercambiador carcasa y tubo tipo E con tubos en U			
DATOS DE OPERACIÓN	CARCASA	TUBOS	
Caudal total (kg/h)	12.495	12.643	
Fluido	Nitrógeno (principalmente)	Aire	
Disposición fluidos	Caliente	Frío	
Temperatura de entrada (°C)	431,1	25	
Temperatura de salida (°C)	160	305,3	
Presión de entrada (bar)	1	1	
Densidad (kg/m ³)	0,59	1,26	
Viscosidad (Pa.s)	2,80·10 ⁻⁵	2,45·10 ⁻⁵	
Conductividad térmica (W/m ² .°C)	0,043	0,035	
Velocidad del fluido (m/s)	224,6	217,7	
Factor de ensuciamiento (m ² . K/W)	2 · 10 ⁻⁴	1 · 10 ⁻⁴	
Coefficiente de película (W/m ² . K)	79,86	10,41	
Temperatura media de masa (°C)	296	165	
DIMENSIONES		ÁREA Y CALOR TRANSFERIDO	
Número de tubos	2205	Calor intercambiado (MW)	10,04
Pitch (m)	0,0375	Coefficiente global, U (W/ m ² .K)	21,56
Disposición de los tubos	Triángular	Área de intercambio (m ²)	357,2
Diámetro interno tubo (in)	¾	Área tubo (m ²)	0,162
BWG	10	DTLM	130,3
Diámetro de la carcasa (m)	0.8	Longitud (m)	4
Distancia entre baffles (m)	0,16		

6. CONCLUSIONES

*Nuestra recompensa se encuentra en el esfuerzo
y no en el resultado. Un esfuerzo total es una
victoria completa.*

- Mahatma Gandhi -

El objetivo principal de este proyecto, era estudiar si la sustitución de dimetil éter por metanol es viable económicamente.

Se puede destacar una serie de observaciones que se han ido apreciando a la hora de realizar este trabajo. Una de ellas, es la dificultad que presenta la zona de separación de las olefinas, debido a su bajo punto de ebullición que tienen los distintos compuestos. Se podría haber optado por poner un compresor para aumentar la presión a unos 40 bar y así poder separar los compuestos con más facilidad. Pero por el alto coste del compresor, se ha decidido suponer separación perfecta, ya que, además, esto no estaría en el alcance de este proyecto. El correcto diseño del reactor, así como los equipos de separación, son los aspectos claves a la hora de optimizar la planta.

También, es importante conocer en profundidad las aplicaciones y el mercado que tienen las olefinas para una mejora en sus propiedades de producción.

De manera, que, tras realizar varios estudios, analizando profundamente la cinética del reactor, y, comparando los resultados con el proceso MTO, se llega a las siguientes conclusiones:

- la vida del catalizador es más larga y así se consigue una mayor conversión del proceso.
- que la constante cinética, permite obtener un alto rendimiento de olefinas a una temperatura más baja que en la reacción de metanol a olefinas.
- Además, el contenido de agua en el medio de reacción es menor que en el proceso MTO.

Por todo ello, y teniendo en cuenta las ventajas del proceso DTO sobre el proceso MTO, se puede concluir que sería interesante realizar una ingeniería de detalle con el objetivo de llevar a cabo la construcción de esta planta.

7. ANEXOS

7.1. Anexo I. Intercambiadores carcasa y tubo

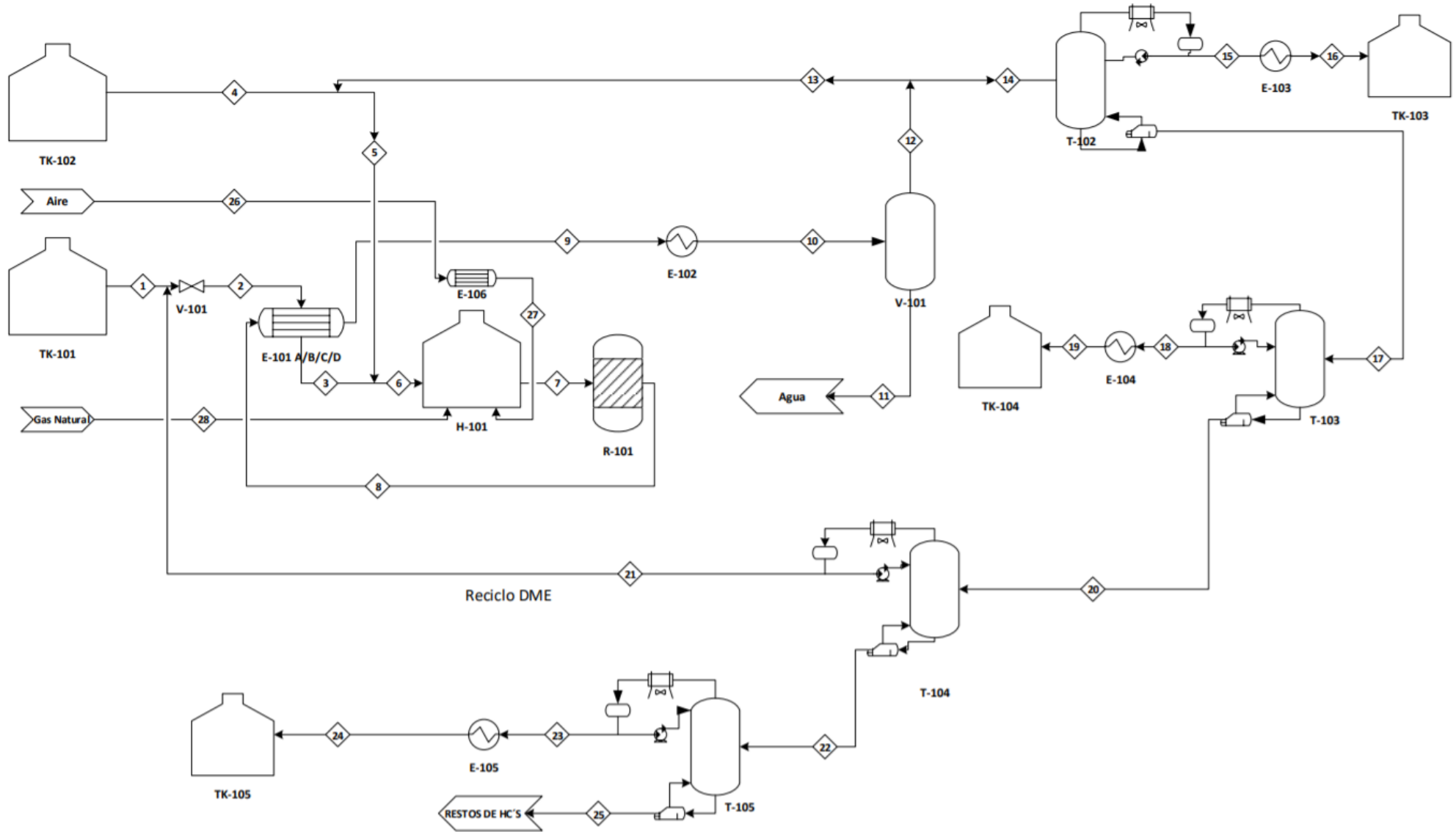
O.D. of Tubing	E.W.C. Gauge	Thick-ness Inches	Internal Area Sq. Inch	Sq. Ft. External Surface Per Foot Length	Sq. Ft. Internal Surface Per Foot Length	Weight Per Ft. Length Steel Lbs.*	I. D. Tubing Inches	Moment of Inertia Inches ⁴	Section Modulus Inches ³	Radius of Gyration Inches	Constant C**	O. D. I. D.	Metal Area (Transverse Metal Area) Sq. Inch
1/4	22	.028	.0235	.0655	.0508	.066	.194	.00012	.00098	.0792	.46	1.289	.0195
1/4	24	.022	.0323	.0655	.0539	.054	.206	.00011	.00083	.0810	.52	1.214	.0159
1/4	26	.018	.0360	.0655	.0560	.045	.214	.00009	.00071	.0824	.56	1.168	.0131
3/8	18	.049	.0603	.0982	.0725	.171	.277	.00068	.0036	.1164	.94	1.254	.0502
3/8	20	.035	.0731	.0982	.0798	.127	.305	.00055	.0029	.1213	1.14	1.223	.0374
3/8	22	.028	.0799	.0982	.0835	.104	.319	.00046	.0025	.1227	1.25	1.176	.0305
3/8	24	.022	.0860	.0982	.0867	.083	.331	.00038	.0020	.1248	1.34	1.133	.0244
1/2	16	.065	.1075	.1309	.0969	.202	.370	.0022	.0086	.1556	1.68	1.251	.0888
1/2	18	.049	.1369	.1309	.1052	.226	.402	.0018	.0072	.1606	1.98	1.244	.0694
1/2	20	.035	.1452	.1309	.1126	.174	.430	.0014	.0056	.1649	2.27	1.163	.0511
1/2	22	.028	.1548	.1309	.1162	.141	.444	.0012	.0046	.1671	241	1.126	.0415
5/8	12	.109	.1301	.1636	.1066	.402	.407	.0061	.0197	.1864	202	1.536	.177
5/8	13	.095	.1486	.1636	.1139	.327	.435	.0057	.0183	.1903	222	1.437	.158
5/8	14	.082	.1655	.1636	.1202	.479	.459	.0053	.0170	.1938	258	1.362	.141
5/8	15	.072	.1817	.1636	.1259	.425	.481	.0049	.0156	.1971	283	1.299	.125
5/8	16	.065	.1924	.1636	.1296	.388	.495	.0045	.0145	.1993	300	1.263	.114
5/8	17	.058	.2025	.1636	.1323	.350	.509	.0042	.0134	.2016	317	1.228	.103
5/8	18	.049	.2121	.1636	.1350	.303	.527	.0037	.0118	.2043	340	1.186	.089
5/8	19	.042	.2294	.1636	.1416	.262	.541	.0033	.0105	.2068	358	1.155	.077
5/8	20	.035	.2410	.1636	.1453	.221	.555	.0028	.0091	.2089	377	1.126	.065
3/4	10	.154	.1925	.1963	.1262	.884	.482	.0129	.0344	.2229	385	1.556	.260
3/4	11	.120	.2043	.1963	.1335	.809	.510	.0122	.0326	.2267	319	1.471	.228
3/4	12	.109	.2223	.1963	.1392	.748	.532	.0116	.0309	.2299	347	1.410	.220
3/4	13	.095	.2463	.1963	.1446	.666	.560	.0107	.0285	.2340	384	1.329	.196
3/4	14	.082	.2670	.1963	.1499	.592	.584	.0098	.0262	.2376	418	1.284	.174
3/4	15	.072	.2884	.1963	.1552	.520	.606	.0089	.0238	.2410	450	1.238	.152
3/4	16	.065	.3019	.1963	.1623	.476	.620	.0083	.0221	.2433	471	1.210	.140
3/4	17	.058	.3157	.1963	.1660	.428	.634	.0076	.0203	.2455	492	1.183	.126
3/4	18	.049	.3299	.1963	.1707	.387	.648	.0067	.0179	.2484	521	1.150	.108
3/4	20	.035	.3632	.1963	.1760	.369	.669	.0059	.0134	.2532	567	1.103	.079
7/8	10	.134	.2892	.2291	.1589	1.061	.607	.0221	.0505	.2662	451	1.441	.312
7/8	11	.120	.3166	.2291	.1662	.989	.635	.0208	.0475	.2702	494	1.378	.285
7/8	12	.109	.3350	.2291	.1720	.911	.657	.0196	.0449	.2736	529	1.322	.262
7/8	13	.095	.3585	.2291	.1783	.792	.685	.0180	.0411	.2778	575	1.277	.232
7/8	14	.082	.3848	.2291	.1856	.704	.709	.0164	.0374	.2815	616	1.234	.207
7/8	15	.065	.4059	.2291	.1950	.561	.745	.0137	.0312	.2873	680	1.174	.165
7/8	16	.058	.4242	.2291	.1963	.504	.777	.0129	.0289	.2925	740	1.126	.127
7/8	18	.049	.4532	.2291	.2107	.313	.805	.0082	.0187	.2972	794	1.087	.092
1	8	.155	.3526	.2618	.1764	1.462	.670	.0292	.0784	.3009	550	1.493	.420
1	10	.134	.4000	.2618	.1816	1.337	.722	.0250	.0700	.3098	656	1.386	.364
1	11	.120	.4336	.2618	.1890	1.199	.760	.0227	.0654	.3140	708	1.316	.322
1	12	.109	.4633	.2618	.1947	1.037	.782	.0207	.0615	.3174	749	1.279	.305
1	13	.095	.5152	.2618	.2121	.918	.810	.0200	.0559	.3217	804	1.235	.270
1	14	.082	.5463	.2618	.2183	.813	.834	.0253	.0507	.3255	852	1.199	.229
1	15	.072	.5755	.2618	.2241	.714	.856	.0227	.0455	.3291	898	1.167	.210
1	16	.065	.5945	.2618	.2278	.649	.870	.0210	.0410	.3314	927	1.140	.191
1	18	.049	.6309	.2618	.2361	.496	.902	.0166	.0322	.3366	997	1.109	.166
1	20	.035	.6793	.2618	.2435	.360	.930	.0124	.0247	.3414	1060	1.075	.106
1-1/4	7	.160	.4221	.3272	.2330	2.057	.890	.0890	.1425	.3836	970	1.484	.605
1-1/4	8	.145	.4648	.3272	.2409	1.921	.920	.0847	.1355	.3880	1037	1.359	.565
1-1/4	10	.124	.5174	.3272	.2571	1.598	.982	.0741	.1186	.3974	1182	1.273	.470
1-1/4	11	.120	.5617	.3272	.2644	1.448	1.010	.0688	.1100	.4018	1250	1.238	.426
1-1/4	12	.109	.6065	.3272	.2702	1.329	1.032	.0642	.1037	.4052	1305	1.211	.391
1-1/4	13	.095	.6829	.3272	.2775	1.172	1.040	.0579	.0926	.4092	1377	1.179	.345
1-1/4	14	.082	.7229	.3272	.2838	1.033	1.084	.0521	.0833	.4136	1440	1.153	.304
1-1/4	16	.065	.8452	.3272	.2932	.823	1.120	.0426	.0682	.4196	1527	1.116	.247
1-1/4	18	.049	.9342	.3272	.3016	.628	1.152	.0324	.0534	.4250	1626	1.085	.185
1-1/4	20	.035	1.004	.3272	.3089	.436	1.180	.0247	.0395	.4297	1707	1.059	.134
1-1/2	10	.134	1.192	.3927	.3225	1.955	1.222	.1254	.1806	.4852	1860	1.218	.575
1-1/2	12	.109	1.291	.3927	.3356	1.818	1.262	.1159	.1546	.4923	2014	1.170	.476
1-1/2	14	.082	1.398	.3927	.3492	1.358	1.334	.0931	.1211	.5018	2181	1.124	.370
1-1/2	16	.065	1.474	.3927	.3567	.996	1.370	.0756	.1008	.5079	2299	1.095	.293
2	11	.120	2.423	.5236	.4608	2.410	1.760	.3144	.3144	.6660	3795	1.126	.309
2	13	.085	2.573	.5236	.4739	1.934	1.810	.2586	.2586	.6744	4014	1.105	.269
2-1/2	8	.140	2.015	.6540	.5770	3.719	2.204	.7592	.6074	.8332	5851	1.124	1.094

Tabla 7.1. Intercambiadores carcasa y tubo.

37	35	33	31	29	27	25	23 1/4	21 1/4	19 1/4	17 1/4	15 1/4	13 1/4	12	10	8	I.D. of Shell (in.)		
1269	1143	1019	881	763	663	553	481	391	307	247	193	135	105	60	33	1 1/2" on 1 1/2" Δ	Fixed Tubes	One-Pass
1127	1007	889	765	667	577	493	423	343	277	217	157	117	91	57	33	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
965	865	765	665	587	495	419	355	287	235	183	139	101	85	53	33	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
699	633	551	481	427	361	307	247	205	163	133	103	73	57	33	15	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
595	545	477	413	359	303	255	215	179	139	111	83	65	45	33	17	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
1242	1088	964	846	734	626	528	452	370	300	228	166	124	94	58	32	1 1/2" on 1 1/2" Δ	Fixed Tubes	Two-Pass
1088	972	858	746	646	556	468	398	326	264	208	154	110	90	56	28	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
946	840	746	644	560	480	408	346	280	222	172	126	94	78	48	26	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
688	608	530	462	410	346	292	244	204	162	126	92	62	52	32	16	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
584	522	460	402	348	298	248	218	172	136	106	76	56	40	26	12	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
1126	1008	882	768	648	558	460	398	304	234	180	134	94	64	34	8	1 1/2" on 1 1/2" Δ	U Tubes	Four-Pass
1000	882	772	674	566	464	406	336	270	212	158	108	72	60	26	8	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
884	778	688	586	506	436	362	304	242	188	142	100	72	52	30	12	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
610	532	466	396	340	284	234	192	154	120	84	53	42	26	8	8	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
526	464	406	356	304	256	214	180	134	100	76	58	38	22	12	12	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
1172	1024	904	788	680	576	484	412	332	260	196	154	108	84	48	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ	Fixed Tubes	Six-Pass
1024	912	802	692	596	508	424	360	292	232	180	134	96	72	44	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
880	778	688	590	510	440	366	308	242	192	142	126	88	72	48	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
638	560	486	422	368	308	258	212	176	138	104	78	60	44	24	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
534	476	414	360	310	260	214	188	142	110	84	74	48	40	24	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
1092	976	852	740	622	534	438	378	286	218	166	122	84	56	28	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ	U Tubes	Eight-Pass
968	852	744	646	542	462	386	318	254	198	146	98	64	52	20	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
852	748	660	560	482	414	342	286	226	174	130	90	64	44	24	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
584	508	444	376	322	266	218	178	142	110	74	50	36	20	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ			
500	440	384	336	286	238	198	160	122	90	60	50	32	16	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ			
1106	964	844	732	632	532	440	372	294	230	174	116	80	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ	Fixed Tubes	Ten-Pass
964	852	744	640	548	464	388	322	258	202	150	104	66	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
818	724	634	536	460	394	324	266	212	158	116	78	54	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
586	514	442	382	328	274	226	182	150	112	82	56	34	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
484	430	368	318	268	226	184	154	116	88	66	44	XX	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
1058	944	826	718	596	510	416	358	272	206	156	110	74	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ	U Tubes	Twelve-Pass
940	826	720	626	518	440	366	300	238	184	134	88	56	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
820	718	632	534	458	392	322	268	210	160	118	80	56	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
562	488	426	350	304	252	206	168	130	100	68	42	30	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
478	420	362	316	268	224	182	152	110	80	60	42	XX	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
1040	902	790	682	576	484	398	332	258	198	140	94	XX	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ	Fixed Tubes	Fourteen-Pass
902	798	694	588	496	422	344	286	224	170	124	82	XX	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
760	662	576	490	414	352	286	228	174	132	94	XX	XX	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
542	466	400	342	298	240	190	154	120	90	66	XX	XX	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
438	388	334	280	230	192	150	128	94	74	XX	XX	XX	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
1032	916	796	688	578	490	398	342	254	190	142	102	68	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ	U Tubes	Sixteen-Pass
908	796	692	600	498	422	350	296	226	170	122	82	52	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
792	692	608	512	438	374	306	254	194	146	106	70	48	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
540	464	404	340	290	238	190	154	118	90	58	35	24	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
456	396	344	300	254	206	170	142	98	70	50	34	XX	XX	XX	XX	1 1/2" on 1 1/2" Δ		
37	35	33	31	29	27	25	23 1/4	21 1/4	19 1/4	17 1/4	15 1/4	13 1/4	12	10	8	I.D. of Shell (in.)		

Tabla 7.2. Intercambiadores carcasa y tubo.

7.2. Anexo II. Diagrama de flujo, PFD



7.3. Anexo III. Balance de Materia y Energía

Corriente		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Caudal molar	kmol/h	523,9	530	530	256	2768	3298	3298	3501,9	3501,9	3501,9
Caudal másico	kg/h	24099,4	24380	24380	512	5536	151708	151708	98053,2	98053,2	98053,2
Temperatura	°C	25	-15,4	136	25	50	140	375	375	50	50
Presión	bar	5,914	1,6	1,55	300	1,55	1,55	1,5	1,5	1,5	1
Dimetil éter	kmol/h	530	530	530	-		530	530	6,041	6,041	6,041
Etileno	kmol/h	-	-	-	-		-	-	372	372	372
Propileno	kmol/h	-	-	-	-		-	-	40,18	40,18	40,18
Buteno	kmol/h	-	-	-	-		-	-	48,26	48,26	48,26
C5+	kmol/h	-	-	-	-		-	-	133,7	133,7	133,7
Parafina	kmol/h	-	-	-	-		-	-	41,33	41,33	41,33
BTX	kmol/h	-	-	-	-		-	-	41,33	41,33	41,33
Metanol	kmol/h	-	-	-	-		-	-	10,47	10,47	10,47
Monóxido de Carbono	kmol/h	-	-	-	-		-	-	0,2926	0,2926	0,2926
Metano	kmol/h	-	-	-	-		-	-	0,2926	0,2926	0,2926
Agua	kmol/h	-	-	-	-		-	-	296	296	296
Hidrógeno	kmol/h	-	-	-	256	2768	2768	2768	2512	2512	2512

Corriente		11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Caudal molar	kmol/h	296	3205,9	2512	693,9	372	372	321,9	40,18	40,18	281,7
Caudal másico	kg/h	5328	89765,2	5024	19429,2	10416	10416	13519,8	1687,56	1687,56	12958,2
Temperatura	°C	50	50	50	50	-80	25	-40	-40	25	-15,5
Presión	bar	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Dimetil éter	kmol/h	-	6,041	-	6,041	-	-	6,041	-	-	6,041
Etileno	kmol/h	-	372	-	372	372	372	-	-	-	-
Propileno	kmol/h	-	40,18	-	40,18	-	-	40,18	40,18	40,18	-
Buteno	kmol/h	-	48,26	-	48,26	-	-	48,26	-	-	48,26
C5+	kmol/h	-	133,7	-	133,7	-	-	133,7	-	-	133,7
Parafina	kmol/h	-	41,33	-	41,33	-	-	41,33	-	-	41,33
BTX	kmol/h	-	41,33	-	41,33	-	-	41,33	-	-	41,33
Metanol	kmol/h	-	10,47	-	10,47	-	-	10,47	-	-	10,47
Monóxido de Carbono	kmol/h	-	0,2926	-	0,2926	-	-	0,2926	-	-	0,2926
Metano	kmol/h	-	0,2926	-	0,2926	-	-	0,2926	-	-	0,2926
Agua	kmol/h	296	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Hidrógeno	kmol/h	-	2512	2512	-	-	-	-	-	-	-

Corriente		21	22	23	24	25
Caudal molar	kmol/h	6,041	275,7	48,26	48,26	227,4
Caudal másico	kg/h	277,886	15433,6	2702,56	2702,56	3638,4
Temperatura	°C	-30	-15,5	-10	25	30
Presión	bar	1	1	1	1	1
Dimetil éter	kmol/h	6,041	-	-	-	-
Etileno	kmol/h	-	-	-	-	-
Propileno	kmol/h	-	-	-	-	-
Buteno	kmol/h	-	48,26	48,26	48,26	-
C5+	kmol/h	-	133,7	-	-	133,7
Parafina	kmol/h	-	41,33	-	-	41,33
BTX	kmol/h	-	41,33	-	-	41,33
Metanol	kmol/h	-	10,47	-	-	10,47
Monóxido de Carbono	kmol/h	-	0,2926	-	-	0,2926
Metano	kmol/h	-	0,2926	-	-	0,2926
Agua	kmol/h	-	-	-	-	-
Hidrógeno	kmol/h	-	-	-	-	-

REFERENCIAS

- [1] «Ethylene,» de *Ulmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*.
- [2] «Propene,» de *Ulmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*.
- [3] Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el trabajo, «Documetación toxicológica para el establecimiento del límite de exposición profesional del dimetiléter,» 2007.
- [4] Praxair, «Ficha de datos de seguridad. Producto: Dimetileter,» [http://www.praxairsurfacetech.jp/eu/es/fseg_vig.nsf/AllContent/C125704B0032C2B2C12570D70050F7E6/\\$File/048.pdf](http://www.praxairsurfacetech.jp/eu/es/fseg_vig.nsf/AllContent/C125704B0032C2B2C12570D70050F7E6/$File/048.pdf), 25/10/2005.
- [5] T. Feisch, A. Basu y R. Sills, «Introduction and advancement of a new clean global fuel,» *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, vol. 9, n° <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1875510012000650>, pp. 94-107, Noviembre 2012.
- [6] E. Epelde, «Proceso catalítico de interconversión de olefinas con intensificación de propileno,» de *Tesis doctoral*, Bilbao, Universidad del País Vasco, 2013.
- [7] [En línea]. Available: https://www.liceoagb.es/quimiorg/petroleo_webquest/aad/folleto_cepsa.pdf.
- [8] P. P. Uriarte, Tesis doctoral, <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S138589471630732X>.
- [9] Experimental investigation and thermodynamic modeling of an innovative molten salt for termal energy storage (TES), 2017.
- [10] C. R. Nellis y M. D. Nellis, «Electronic theses and dissertations (Etds), gis, and remote sensing: the west virginia university example,» *Geocarto International*, n° <http://www.tandfonline.com/doi/abs/10.1080/10106049908542157>, pp. 94-97, 2000.
- [11] [En línea]. Available: <https://pdfs.semanticscholar.org/8e78/aae61e4ae6e902b782e853eda30d699c23a6.pdf>.
- [12] R. k. Sinnott, J. Coulson, J. Richardson y R. K. Sinnott, *Chemical engineering design*, Amsterdam: Coulson & Richardson's Chemical engineering, 2006.
- [13] D. Velázquez, «Tema 1: Cambiadores de Calor,» de *Tecnología Energética*.

- [14] D. Velázquez y R. González, «Tablas y gráficos de tecnología energética».
- [15] S. M. Walas, Chemical process equipment selection and design, Boston: <http://www.engineeringvillage2.org/controller/servlet/Controller?CID=ebookSearch&database=131072>, 1990.
- [16] E. Portillo, Tema 4: Diagramas de procesos, Ingeniería de procesos.
- [17] E. Portillo, Tema 9: Análisis económico de procesos químicos, Universidad de Sevilla.
- [18] Correlaciones de BOEHM: intercambiadores de calor..
- [19] [En línea]. Available: <https://www.google.com/maps/place/Carbueros+Metalicos+Grupo+Air+Products/@36.6572067,-6.1373898,17z/data=!3m1!4b1!4m5!3m4!1s0xd0dc6663cc3ac51:0x60acc67b4a1b353e!8m2!3d36.6572067!4d-6.1352011>.