

Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería Química

Ingeniería Básica de una Planta de Producción de
Dimetil Éter a partir de Metanol

Autor: Francisco José Ramos Rodríguez

Tutor: Pedro Ollero de Castro

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

Sevilla, 2015



Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería Química

Ingeniería Básica de una Planta de Producción de Dimetil Éter a partir de Metanol

Autor:

Francisco José Ramos Rodríguez

Tutor:

Pedro Ollero de Castro

Catedrático de Universidad

Dep. de Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2015

Trabajo Fin de Grado: Ingeniería Básica de una Planta de Producción de Dimetil Éter a partir de Metanol

Autor: Francisco José Ramos Rodríguez

Tutor: Pedro Ollero de Castro

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

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2015

El Secretario del Tribunal

Agradecimientos

En primer lugar a Pedro Ollero, mi tutor en este proyecto, por sus valiosas indicaciones, correcciones y ayudas y su gran paciencia conmigo.

A los profesores de la Escuela, que me han abierto las puertas de esta profesión.

A mis amigos y compañeros, por su apoyo tanto moral como académico, con recomendaciones de libros, artículos o páginas web.

A mi familia, en la que siempre me he podido apoyar para superar los momentos más duros.

Resumen

Se realiza la ingeniería básica de una planta de producción de dimetil éter a partir de metanol mediante reacción de deshidratación.

Para esta reacción se utiliza la zeolita modificada HZSM-5/MCM-41, que proporciona alta actividad y selectividad para la formación de dimetil éter. El producto obtenido se purifica mediante destilación para obtener dimetil éter de elevada pureza y recuperar el metanol no reaccionado previamente para su recirculación.

Para mejorar la eficiencia del proceso se ha realizado la integración energética de la planta, consiguiendo reducir el consumo de utilities en la misma y, por tanto, el coste de producción.

Mediante el análisis económico se determina la rentabilidad del sistema diseñado, teniendo en cuenta para su realización el coste de equipos, de materia prima, de catalizador y de utilities.

Abstract

The basic engineering of a dimethyl ether production plant from methanol dehydration is performed.

Modified zeolite HZSM-5/MCM-41 is used to carry out this reaction, giving high activity and selectivity for dimethyl ether production. The stream produced is purified by distillation to achieve both high purity dimethyl ether and recovery unreacted methanol.

Process efficiency is improved by process integration, achieving to reduce utilities requirement and production cost.

Profitability of the designed plant is analyzed, taking into account equipment cost, raw material, catalyst and utilities.

Índice

Agradecimientos	vii
Resumen	ix
Abstract	x
Índice	xi
Índice de Tablas	xiii
Índice de Figuras	xiv
Notación	xv
Alcance y objetivo del proyecto	xviii
INTRODUCCIÓN: EL DIMETIL ÉTER Y LA REACCIÓN DE DESHIDRATACIÓN	1
1 Introducción	3
1.1 <i>Propiedades y usos</i>	3
1.1.1 El dimetil éter	3
1.1.2 El metanol	5
1.2 <i>Tecnologías de producción de DME</i>	6
1.2.1 Formación directa a partir de gas de síntesis	6
1.2.2 Formación a partir de la deshidratación de metanol	6
1.3 <i>El dimetil éter en el Mercado mundial</i>	7
2 Cinética y termodinámica de la reacción	8
2.1 <i>Catálisis</i>	8
2.1.1 Catalizador para la producción de DME	8
2.1.2 Preparación del catalizador	9
2.2 <i>Termodinámica y cinética</i>	10
MEMORIA DESCRIPTIVA	13
1 Introducción a los reactores catalíticos y opciones de diseño	15
1.1 <i>Opciones de diseño</i>	16
2 Descripción del proceso	19
3 Integración energética	24
4 Utilities	25
5 Control del proceso	26
5.1 <i>Control en los reactores</i>	26
5.2 <i>Control en las columnas de separación</i>	26

MEMORIA DE CÁLCULO	29
1 Diseño del proceso sin integración energética	31
1.1 <i>Diseño de los reactores en el caso sin integración energética</i>	31
1.2 <i>Diseño de las columnas de separación en el caso sin integración energética</i>	34
1.3 <i>Diseño de los intercambiadores en el caso sin integración energética</i>	35
1.4 <i>Balance de materia y energía del caso sin integración energética</i>	36
2 Diseño del proceso con integración energética	38
3 Utilities	41
3.1 <i>Caso base</i>	41
3.1.1 Vapor de agua	41
3.1.2 Agua de refrigeración	41
3.2 <i>Caso con integración energética</i>	42
3.2.1 Vapor de agua	42
3.2.2 Agua de refrigeración	42
ANÁLISIS ECONÓMICO	44
1 Inversión inicial	46
2 Coste de producción	50
3 Análisis de la rentabilidad	53
Referencias	55
Anexos	58
<i>Anexo A. Diagrama de flujo de la planta</i>	58
<i>Anexo B. Diagrama de flujo con integración energética</i>	59
<i>Anexo C. P&ID</i>	60
<i>Anexo D. Evolución de la composición y temperatura en los reactores</i>	61
<i>Anexo E. Correlaciones para los precios de los equipos</i>	64

Índice de Tablas

Tabla 1. Propiedades del DME	3
Tabla 2. Propiedades del metanol	5
Tabla 3. Composición de la alimentación a la planta	15
Tabla 4. Comparación de las opciones de diseño	17
Tabla 5. Velocidad de reacción en función de la temperatura	19
Tabla 6. Volatilidad de los compuestos del proceso	22
Tabla 7. Composición de la alimentación a la planta	31
Tabla 8. Condiciones de operación de los reactores	32
Tabla 9. Viscosidad media del fluido en cada reactor	32
Tabla 10. Dimensionado de los reactores	33
Tabla 11. Coeficientes U en los intercambiadores	35
Tabla 12. Área de transferencia de calor de los intercambiadores	35
Tabla 13. Balance de las corriente 1 a 6	36
Tabla 14. Balance de las corrientes 7 a 12	36
Tabla 15. Balance de las corrientes 13 a 18	37
Tabla 16. Coeficientes U en los intercambiadores para la integración energética	38
Tabla 17. Área de transferencia de calor para los intercambiadores en el caso con integración	38
Tabla 18. Balance de las corrientes 3 a 6 con integración	39
Tabla 19. Balance de las corrientes 7 a 10 con integración	39
Tabla 20. Balance de las corrientes 11 a 15 con integración	40
Tabla 21. Datos de precios base de los equipos	46
Tabla 22. Coste actualizado de cada equipo y total	48
Tabla 23. Precio base de intercambiadores para el sistema con integración energética	48
Tabla 24. Costes de equipos con la integración energética	49
Tabla 25. Costes de producción	51
Tabla 26. Coste de producción con integración energética	52
Tabla 27. Flujo de caja sin integración	53
Tabla 28. Flujo de caja con integración	54

Índice de Figuras

Figura 1. Estructura del DME. Fuente [1]	3
Figura 2. Comparación del DME con otros combustibles. Fuente [7]	4
Figura 3. Estructura del metanol. Fuente [1]	5
Figura 4. Comparación de la estabilidad y selectividad de ZSM-5 y ZSM-5/MCM-41. Fuente [15]	9
Figura 5. Esquema del proceso para proceso con preparación de reactivos	16
Figura 6. Diagrama de bloques del sistema con preparación de reactivos	16
Figura 7. Diagrama de bloques del sistema sin preparación de reactivos	17
Figura 8. Reacción de aldehídos y cetonas con un alcohol. Fuente [1]	18
Figura 9. Reacción de hidratación de aldehídos y cetonas. Fuente [1]	18
Figura 10. Perfil ideal conversión-temperatura. Fuente [21]	20
Figura 11. Perfil conversión-temperatura para reactores con refrigeración intermedia. Fuente [21]	21
Figura 12. Diagrama de flujo de la alimentación y reactores del sistema	22
Figura 13. Diagrama de flujo de la purificación del producto	23
Figura 14. Diagrama de la reacción con integración energética	24
Figura 15. Control de los reactores	26
Figura 16. Control de las columnas de destilación	27
Figura 17. Coste del vapor en función de la presión	51

Notación

DME	Dimetil éter
VLA-ED	Valor Límite Ambiental de Exposición Diaria
GHG	Gases de efecto invernadero (Greenhouse gas)
GLP	Gases Licuados del Petróleo
MeOH	Metanol
Å	Ångström
CTAB	Bromuro de hexadeciltrimetilamonio
NRTL	Non-Random two-Liquid
EES	Engineering Equation Solver
CTP	Coste Total de Producción
VAN	Valor Actual Neto
TIR	Tasa Interna de Rentabilidad

ALCANCE Y OBJETIVO DEL PROYECTO

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

El objetivo es conseguir un producto con elevada pureza de dimetil éter, un 99,9% en peso.

Se establecerán los sistemas de reacción y de purificación del producto, además de las condiciones de operación de la planta, sin abarcar los requerimientos mecánicos y eléctricos de la misma.

También se llevará a cabo el diseño y simulación de la planta a través del uso del software *Aspen Plus*, mediante el que se dimensionarán los equipos y se obtendrá el balance de materia y energía en el sistema y, posteriormente, se realizará la integración energética de la planta, con el propósito de mejorar su eficiencia.

Se establecerán el consumo de utilities necesario en la planta y el sistema de control de la misma.

Finalmente, se realizará un balance económico con el objetivo de comprobar la viabilidad del proyecto y la inversión necesaria.

La alimentación al sistema está definida como una corriente de 15.000 kg/h de metanol a temperatura y presión ambiente.

INTRODUCCIÓN: EL DIMETIL ÉTER Y LA REACCIÓN DE DESHIDRATACIÓN

1 INTRODUCCIÓN

1.1 Propiedades y usos

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

1.1.1 El dimetil éter

El dimetil éter (DME, $\text{CH}_3\text{-O-CH}_3$) es el más simple de los éteres, con dos grupos metilos unidos al átomo de oxígeno, un gas incoloro y altamente inflamable.

Al igual que el agua, tiene una estructura angular, con un átomo de oxígeno con hibridación sp^3 dando lugar a un ángulo de enlace casi tetraédrico, aunque, a diferencia del agua, la estructura voluminosa de los grupos metilo hace que el ángulo de enlace sea mayor, de 110° frente a los $104,5^\circ$ del agua.

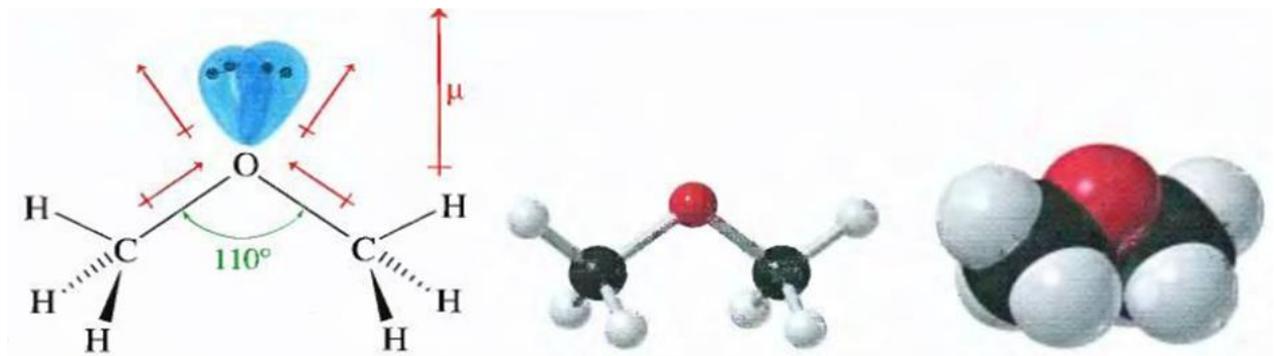


Figura 1. Estructura del DME. Fuente [1]

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

En la siguiente tabla se muestran las propiedades físicas del DME en condiciones ambiente de 25°C y 1 atmósfera [2]:

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

Tabla 1. Propiedades del DME

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 si ocurre en los alcoholes. Sin embargo si pueden formar este tipo de enlace con otros compuestos que tengan grupos O-H o N-H. [1]

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, gasolina, hidrógeno, ácido acético o dimetil sulfato. [3]

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. [4]

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. [3]

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. [5] [6]

En la figura 2 se compara la eficiencia energética y las emisiones de gases de efecto invernadero (GHG) de varios combustibles, incluyendo DME producido a partir de fuentes fósiles y DME producido a partir de fuentes renovables. Para su realización se ha tomado en cuenta la producción, el transporte y el uso final de los combustibles.

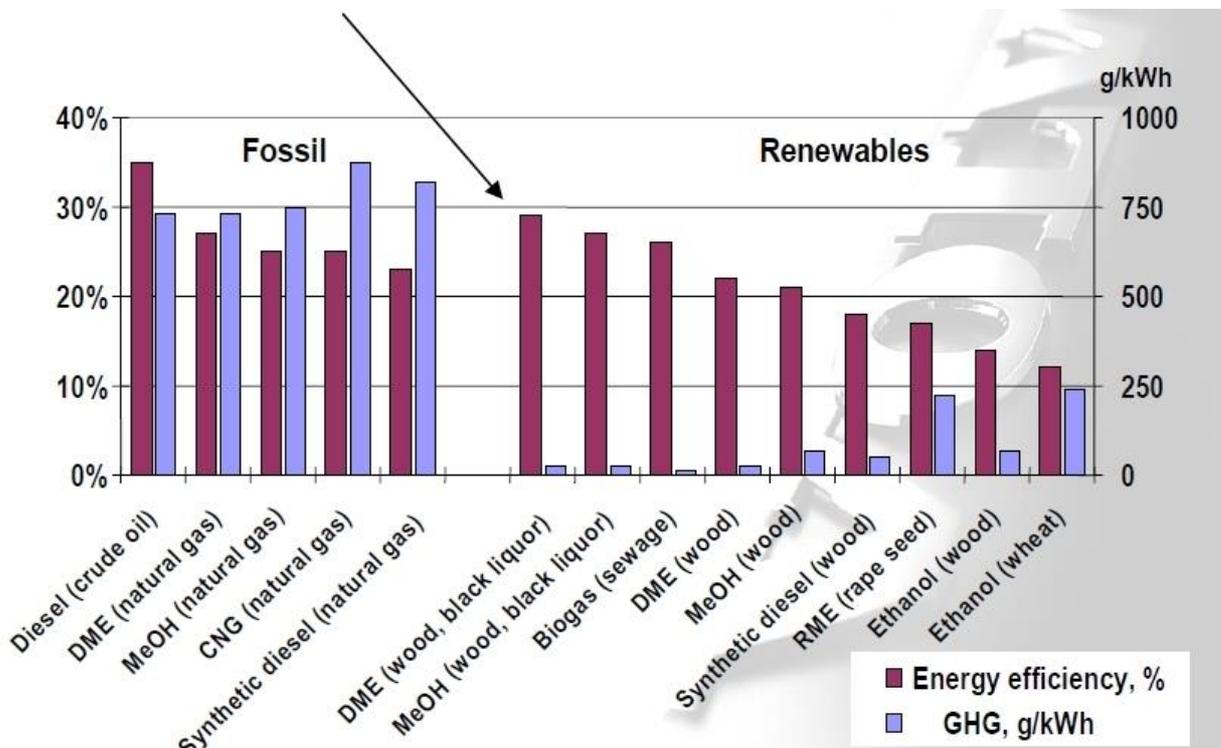


Figura 2. Comparación del DME con otros combustibles. Fuente [7]

Según el gráfico, entre los combustibles a partir de fuentes fósiles el DME es el que produce una menor cantidad de GHG, con una eficiencia energética superior a otros como el gas natural comprimido (CNG) o el metanol producido a partir de gas natural.

Entre los combustibles procedentes de fuentes renovables, se muestra como el de mayor eficiencia energética, con emisiones de GHG muy bajas.

Además, las propiedades físicas del DME son similares a las de los GLP, presentando baja presión de saturación del vapor y alto poder calorífico y condensando a $-25\text{ }^{\circ}\text{C}$ a presión atmosférica y a presiones de entre 5 y 6 bar a temperatura ambiente. Gracias a esto, la misma maquinaria utilizada con los combustibles habituales puede emplearse usando DME, con mínimas modificaciones. [6]

1.1.2 El metanol

El metanol (MeOH , $\text{CH}_3\text{-OH}$, alcohol metílico) es el alcohol más sencillo.

Su estructura también es parecida a la del agua, sustituyendo en este caso uno de los átomos de hidrógeno por un grupo metilo. El átomo de oxígeno presenta hibridación sp^3 y al ser el grupo metilo mucho más voluminoso que el hidrogeno el ángulo de enlace es mayor que en el agua, con un valor de $108,9^{\circ}$. [1]

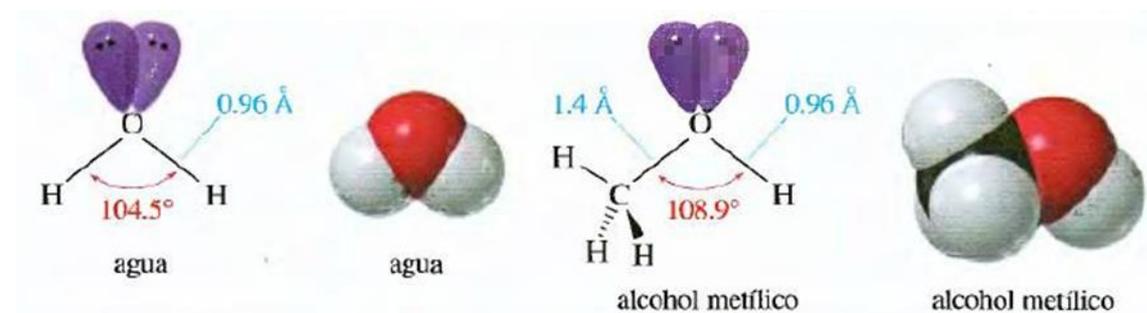


Figura 3. Estructura del metanol. Fuente [1]

Sus propiedades a temperatura y presión ambiente se muestran en la tabla 2. [2]

Peso molecular	32,04 g/mol
Densidad	786,3 kg/m ³
Temperatura de saturación	65 °C
Presión de saturación	0,1657 bar
Calor específico	2,535 kJ/kg·K
Viscosidad	0,5455 cp
Soluble en agua	SI

Tabla 2. Propiedades del metanol

Inicialmente, el metanol se producía por destilación destructiva de madera astillada en ausencia de aire. En la actualidad, la mayor parte del metanol se sintetiza mediante reacción catalítica de monóxido de carbono con hidrogeno (gas de síntesis) a altas presiones y temperaturas.

El metanol es uno de los disolventes industriales más comunes ya que es barato, menos tóxico que los disolventes halogenados y disuelve una gran cantidad de sustancias polares y no polares. También es una sustancia de partida para la obtención de una amplia variedad de compuestos orgánicos como éter metílico, éster metílico, plásticos, medicamentos y otros productos industriales.

El metanol es un buen combustible para los motores de combustión interna. Tiene un alto índice de octano, emisiones poco contaminantes e inflamabilidad más baja a la de la gasolina, sin embargo, presenta un

contenido energético menor que esta, requiriéndose un 70 % más para conseguir la misma energía.

Otros efectos desfavorables del metanol como combustible es que, al ser un buen disolvente, ataca a las juntas, los elementos de sellado y las piezas de plástico del sistema de alimentación de combustible en los motores, además da lugar a una llama casi imperceptible, por lo que puede dar lugar a fuegos peligrosos por no ser detectados. [1]

1.2 Tecnologías de producción de DME

Existen dos vías por las que el dimetil éter puede ser producido: por formación directa a partir de gas de síntesis o por deshidratación de metanol.

1.2.1 Formación directa a partir de gas de síntesis

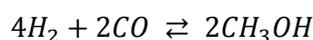
La formación directa se refiere a la reacción en una sola etapa a partir de gas de síntesis, una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno obtenida a través del reformado de gas natural, la gasificación de carbón o la gasificación de biomasa.

En este proceso, la formación del DME es lograda mediante dos reacciones catalíticas diferentes que se llevan a cabo en un mismo reactor de manera simultánea: la hidrogenación del monóxido de carbono para formar metanol y la deshidratación de este para formar DME.

Para que ambas reacciones se produzcan se utiliza un reactor de lecho fluidizado usando un catalizador bifuncional, que sea válido tanto para la conversión del gas de síntesis a metanol, como para la deshidratación de este a DME. [8]

Las reacciones involucradas en este proceso son:

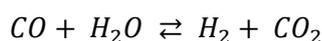
- Reacción de formación de metanol:



- Reacción de deshidratación del metanol:



- Reacción agua-gas



Puede resumirse, por tanto, en la siguiente reacción global:



Debido a la cantidad de reacciones que se producen en la formación de DME a partir de gas de síntesis y los distintos reactivos y productos presentes en cada una de ellas, la corriente resultante tiene una composición compleja en la que aparecen todos estos compuestos y que puede dar lugar a que la purificación del producto deseado sea difícil.

1.2.2 Formación a partir de la deshidratación de metanol

La formación de DME a partir de metanol como materia prima se realiza mediante su deshidratación bajo el efecto de un catalizador ácido. El alcohol primario es protonado por el efecto del catalizador ácido, lo que lo hace susceptible de ser atacado por otra molécula de alcohol, de esta forma se crea el éter.

La reacción puede llevarse a cabo tanto en un sistema de lecho fluido como en uno de lecho fijo. El lecho fluidizado muestra una mayor transferencia de masa y calor pero es más caro y complejo. Por otra parte, el lecho fijo es más sencillo en cuanto diseño y operación, además conlleva un menor coste. [9]

La reacción química que se produce con este método es:



En este caso, los únicos productos que abandonan la superficie del catalizador son el dimetil éter y el agua, por lo que se obtendría una corriente de productos mucho más sencilla de purificar.

Teniendo todo esto en cuenta, se tomará como sistema de reacción la deshidratación de metanol a través de un lecho fijo de catalizador.

1.3 El dimetil éter en el Mercado mundial

A partir del año 2000 la capacidad de producción global de DME ha aumentado de manera notable, junto con la formación de grupos promotores del mismo como “*Japan DME Forum*” (2001), “*International DME Association*” (2001) o “*China DME Association*” (2009).

De esta forma, se ha pasado de una capacidad de producción de 30.000 toneladas al año en 2003 a una capacidad de producción mundial de DME de casi 7 millones de toneladas al año en 2010, con proyecciones de futuro que marcan que entre los años 2015 y 2018 esta capacidad podría aumentar hasta los 15 millones de toneladas al año.

La mayor parte de la producción global de DME se concentra en China, que en el año 2012 poseía una capacidad de producción de 12 millones de toneladas al año, aunque la producción real que se realizaba era de un 35% de esa cantidad. [10]

Japón también cuenta con importantes instalaciones para su producción, además, está prevista la construcción de nuevas plantas o aumentos de capacidad en Trinidad y Tobago, América del Norte, Indonesia y Uzbekistán. En Suecia se encuentra la primera planta del mundo de producción de bioDME. [11]

Este bioDME es producido a partir de la gasificación de residuos de la agricultura y forestales, del licor negro formado como co-producto en la fabricación de papel o de residuos municipales, en sustitución de la gasificación de carbón y el reformado de gas natural. De esta forma, el gas de síntesis que sirve como materia prima procedería de fuentes renovables, disminuyendo el impacto ambiental.

En la actualidad, más de 9 millones de toneladas de DME son producidas en el mundo, tanto a partir de fuentes renovables, tales como la biomasa, como de carbón y gas natural, y, principalmente, a través del proceso de deshidratación de metanol.

Una gran cantidad de compañías internacionales cuentan con líneas de producción de DME, algunas de ellas son *Volvo*, *Korea Gas Corporation*, *Methanex* y *Oberon Fuels*. [11]

2 CINÉTICA Y TERMODINÁMICA DE LA REACCIÓN

2.1 Catálisis

En la gran mayoría de los sistemas industriales que requieren de una conversión química es necesaria la utilización de elementos catalizadores que mejoren el proceso de reacción, favoreciendo aspectos tales como la velocidad de reacción, la selectividad en la formación del compuesto deseado o la mejora de las condiciones en las que se produce la reacción, por ejemplo disminuyendo la temperatura y presión necesaria.

Para una reacción en fase gas catalizada por un sólido, este suele encontrarse en forma de partículas de diversas formas y tamaños. Tales partículas son generalmente porosas, con una superficie por el interior de los poros mucho mayor que la superficie externa de la partícula.

Los requerimientos esenciales para un excelente catalizador son una alta actividad, alta selectividad y lenta desactivación.

2.1.1 Catalizador para la producción de DME

Los principales factores que influyen en la actividad y la selectividad del catalizador en la reacción de deshidratación de metanol son el grado de acidez y las características estructurales de distribución y tamaño de los poros. Normalmente, la actividad se incrementa con una mayor acidez, sin embargo, si esta es demasiado elevada provocaría la conversión del DME formado en otros hidrocarburos, por lo que hay que buscar un catalizador adecuado, que ofrezca los mejores resultados en cuanto a actividad y selectividad.

En un primer momento se utilizaba ácido sulfúrico o fosfórico como medio ácido para la reacción de deshidratación, dando lugar a un producto gaseoso compuesto por el éter formado, agua, alcohol y ácido sulfuroso. Posteriormente fueron sustituidos por catalizadores sólidos. [12]

Generalmente, la deshidratación del metanol se produce sobre catalizadores tales como zeolitas, γ -alúmina o sílica-alúmina, siendo las primeras las que mejor resultado consiguen y las más ampliamente utilizadas.

A partir de los años 80 se introduce el uso de zeolitas ZSM-5 en procesos heterogéneos en fase vapor, ya que tienen mejores características que los catalizadores usados hasta la fecha por ser regenerables, selectivos, no corrosivos y de fácil manipulación.

Los catalizadores zeolíticos a base de ZSM-5 son aluminosilicatos cristalinos hidratados de estructura abierta constituida por tetraedros de SiO_4 y AlO_4 unidos entre sí por los átomos de oxígeno, con fórmula general:



Son considerados los mejores catalizadores ácidos por tener gran área superficial, capacidad de adsorción, alta estabilidad térmica e hidrotérmica, fuerte acidez y una estructura que le permite la creación de sitios activos y presentar una muy buena selectividad de forma. [13]

Sin embargo, la selectividad para la formación de DME se aleja del 100% al aumentar la temperatura, formándose hidrocarburos y coque, cuya deposición además provoca la rápida desactivación del catalizador. Esta baja selectividad es debida a dos factores, en primer lugar, su superficie presenta una acidez demasiado elevada, y, en segundo lugar, su estructura microporosa, formada por poros profundos y estrechos de tamaños del orden de Å, hace que la difusión en su interior sea muy lenta y esté demasiado expuesto a la acidez del catalizador. [14]

Para solucionar esto pueden emplearse zeolitas mesoporosas (con tamaño de poro de 2-50 nm), de forma que se combinan la fuerte acidez y estabilidad hidrotérmica de las zeolitas microporosas con la rápida transferencia de masa de los materiales mesoporosos, obteniendo un rendimiento de la reacción catalítica mejorado.

Estas zeolitas mesoporosas pueden obtenerse modificando las anteriores, dando lugar a las zeolitas tipo ZSM-5/MCM-41, con una actividad similar a las ZSM-5 y una selectividad del 100% en la formación de DME, mucho mayor que con las zeolitas ZSM-5 [14] [15]. La comparación entre ambas se muestra en la figura 4.

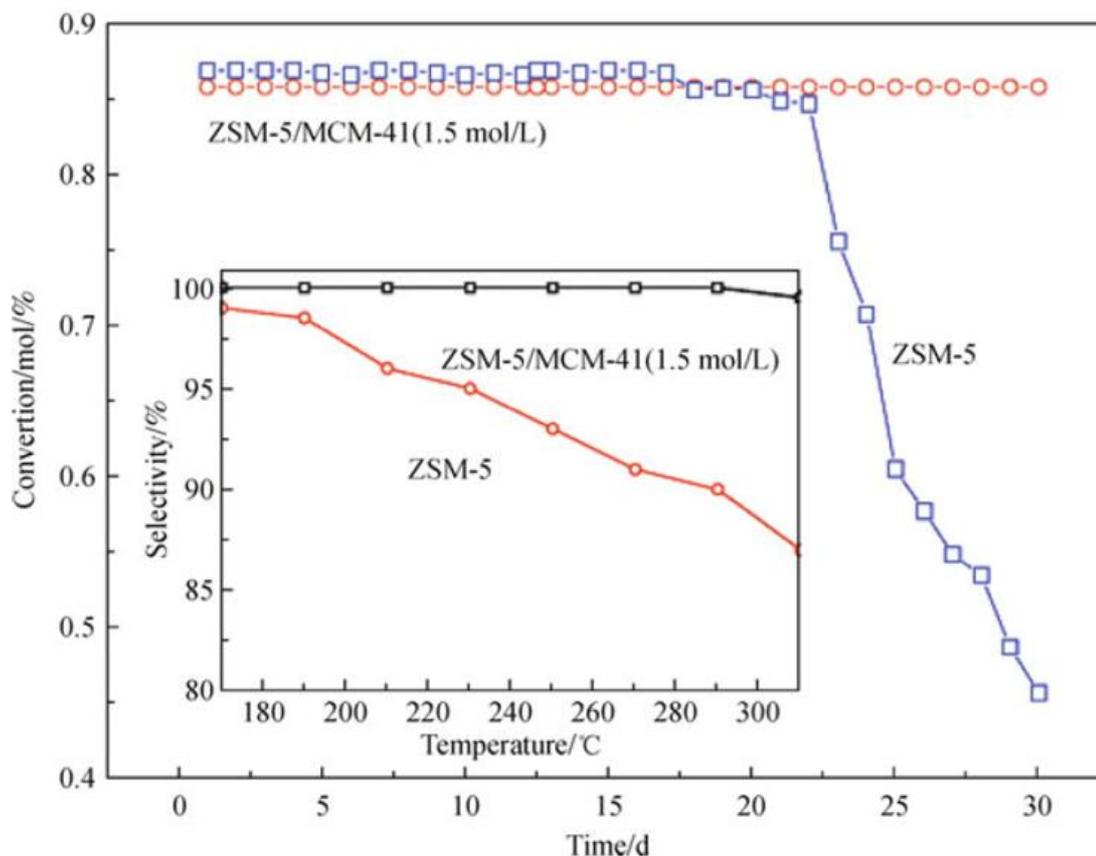


Figura 4. Comparación de la estabilidad y selectividad de ZSM-5 y ZSM-5/MCM-41. Fuente [15]

2.1.2 Preparación del catalizador

La preparación del catalizador zeolítico se realiza mediante varios pasos de transformación de un catalizador comercial, ofrecido por empresas como *Zeolyst Company*, de Estados Unidos. Partiendo del catalizador NaZSM-5 se obtiene el HZSM-5 y posteriormente modificando este se obtiene el catalizador final HZSM-5/MCM-41. [5] [16]

El catalizador recibido NaZSM-5 se somete a un proceso de intercambio iónico con una solución acuosa de NH_4NO_3 , obteniendo la nueva forma $\text{NH}_4\text{ZSM-5}$. Posteriormente, este es secado a 373 K durante 24 horas. Una vez secado se procede a la calcinación, mediante un aumento progresivo de la temperatura, desde los 373 K hasta 773 K, a razón de 2 K/min y manteniéndose durante 5 horas en los 773 K alcanzados. Finalizada la calcinación se ha conseguido obtener el catalizador en la forma HZSM-5.

Este catalizador puede ser modificado, según la finalidad, usando diferentes elementos metálicos, mediante soluciones acuosas en forma, por ejemplo, de nitratos de dichos metales, secado y posterior calcinado. De esta manera se obtienen zeolitas como la ZnZSM-5 o AlZSM-5.

En este caso, se busca obtener la zeolita compuesta HZSM-5/MCM-41 a través de un proceso de recristalización directa de tensioactivo usando bromuro de hexadeciltrimetilamonio (CTAB).

A la zeolita HZSM-5 se le adiciona una solución de hidróxido de sodio (NaOH) 1.5 M, agitándose la mezcla a temperatura ambiente. Posteriormente se añade el CTAB y se continúa con la agitación.

Entonces la mezcla es transferida a una autoclave y se lleva a cabo un tratamiento hidrotérmico a 120 °C durante 12 horas.

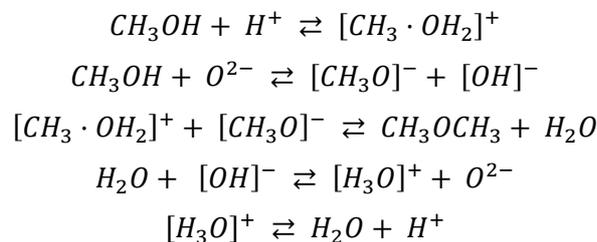
Una vez que se enfría hasta la temperatura ambiente, se ajusta su pH a 8.5 mediante adición de HCl 2 M y con fuerte agitación. La mezcla es transferida a una autoclave y calentada a 120 °C durante 24 horas. El producto se recupera por centrifugación y lavado continuado con agua desionizada y secando a 100 °C.

El resultado es calcinado a 550 °C durante 6 horas para extraer el tensioactivo.

2.2 Termodinámica y cinética

A lo largo del tiempo se han propuestos diferentes mecanismo de cómo se produce esta reacción. Uno de los que poseen mayor fuerza es el propuesto por Bandiera [17], que sugiere que la reacción ocurre según el mecanismo de Langmuir-Hinshelwood por la adsorción de metanol en lugares ácidos y básicos del catalizador, formándose dos especies en su superficie, $[CH_3 \cdot OH_2]^+$ y $[CH_3O]^-$, las cuales se unirían para formar el DME.

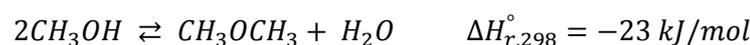
Las reacciones que se producirían en la superficie del catalizador serían entonces:



Las características termodinámicas y cinéticas de una reacción ejercen un papel fundamental en el diseño del sistema de reacción, ya que marca las condiciones en las que este debe desarrollarse.

Ambas son profundamente dependientes de la temperatura en la que se realice el proceso, ya que marca tanto el punto de equilibrio de la reacción como la velocidad a la que se produce, siendo esta también fuertemente dependiente de la actuación del catalizador sobre el que se produce la reacción.

El dimetil éter se obtiene a partir de la deshidratación de metanol según la siguiente reacción:



La reacción es exotérmica, liberándose energía en su transcurso. Debido a esto, en un reactor adiabático la temperatura se incrementaría hasta el momento en el que se alcanzara el equilibrio. Por lo tanto, durante el diseño del sistema es necesario tener en cuenta este incremento de temperatura que se produce.

Una mayor temperatura aumenta la velocidad de reacción, pero al ser exotérmica, siguiendo el principio de Le Châtelier, la conversión de equilibrio disminuye. Además, pueden aparecer puntos calientes que resulten en la desactivación del catalizador o en la formación de compuestos indeseados. Hay que utilizar aquella temperatura que optimice el proceso y sea adecuada para el catalizador empleado.

La ecuación cinética que sigue esta reacción, en un lecho de catalizador zeolítico HZSM-5, es [18]:

$$r = k \cdot K_{MeOH} \frac{P_{MeOH} - \left(\frac{P_{DME} \cdot P_{H_2O}}{P_{MeOH} \cdot K_{eq}} \right)}{\left(1 + K_{MeOH} \cdot P_{MeOH} + K_{H_2O} \cdot P_{H_2O} \right)} \quad \left[\frac{\text{kmol}}{\text{kg} \cdot \text{s}} \right]$$

Donde

- k es la constante de velocidad de la reacción, dada por:

$$k = 3,812 \cdot e^{\frac{-69383,66}{R \cdot T}} \quad \left[\frac{\text{kmol}}{\text{kg} \cdot \text{s}} \right]$$

- K_{MeOH} y $K_{\text{H}_2\text{O}}$ son las constantes de adsorción del metanol y el agua, respectivamente, sobre la superficie del catalizador. Se encuentran dadas, en función de la temperatura, según las siguientes expresiones:

$$K_{\text{MeOH}} = 67,42 \cdot e^{\frac{108108,6}{R \cdot T}} \quad [\text{bar}^{-1}]$$

$$K_{\text{H}_2\text{O}} = 2,17 \cdot e^{\frac{89828,61}{R \cdot T}} \quad [\text{bar}^{-1}]$$

- K_{eq} es la constante de equilibrio de la reacción, cuyo valor, en función de la temperatura, es [19]:

$$\ln K_{\text{eq}} = \frac{4019}{T} + 3.707 \ln T - 2.783 \cdot 10^{-3} T + 3.8 \cdot 10^{-7} T^2 - \frac{6.561 \cdot 10^4}{T^3} - 26.64$$

- P_{MeOH} , P_{DME} y $P_{\text{H}_2\text{O}}$ son las presiones parciales de cada uno de los compuestos involucrados en la reacción.

Se toma la cinética de la zeolita HZSM-5 simple, aun cuando la utilizada es la HZSM-5/MCM-41.

Para la simulación de la planta en Aspen Plus se utiliza el modelo termodinámico NRTL (Non-Random Two-Liquid), adecuado para equilibrios líquido-vapor en mezclas de sustancias polares a presiones medias [20].

MEMORIA DESCRIPTIVA

1 INTRODUCCIÓN A LOS REACTORES CATALÍTICOS Y OPCIONES DE DISEÑO

El diseño de procesos requiere la toma de decisiones sobre el tipo de reactor y modo de operación (batch, continuo o semicontinuo; adiabático, isotermo o ni adiabático ni isotermo; tanque agitado, lecho relleno, lecho fluido...), su tamaño (cantidad de catalizador o volumen necesario), las condiciones de proceso (temperatura, presión...) y tener en cuenta la naturaleza de la reacción (formación de productos indeseados, número de fases presentes, necesidad de catalizador, equilibrio de la reacción, entalpia de la reacción).

También deben considerarse restricciones de tipo técnico (capacidad de conseguir el objetivo marcado con los medios disponibles) y socio-económico (costes, seguridad, medio ambiente). [21]

Como ya se ha indicado, para la reacción se utiliza un lecho fijo de catalizador. En un reactor de este tipo, el catalizador sólido está dispuesto en un lecho de partículas de tamaño relativamente pequeño, orientadas de forma aleatoria mientras que el fluido se mueve a través de los espacios entre partículas.

Partiendo de esto, hay varias disposiciones que pueden ser utilizadas:

La primera es la de establecer un reactor no adiabático en el que las partículas de catalizador se encuentren dispuestas dentro de tubos, por los que circula la corriente de proceso mientras que un fluido refrigerante circula por el exterior de los tubos.

Otra opción es operar con varios lechos de forma adiabática, bien alternando etapas de reacción con etapas de refrigeración o bien mezclando parte de la alimentación fresca con la corriente de salida de cada lecho, antes de su entrada en el siguiente (cold-shot cooling). [21]

Se considera que la opción más adecuada es disponer varios lechos de catalizador que operen de forma adiabática y con refrigeración intermedia, al tener un menor coste que el reactor no adiabático y ser más sencillo que el cold-shot cooling.

En la actualidad, la mayor parte del DME se produce mediante la deshidratación de metanol, el cual contiene, normalmente, cierta cantidad de agua y otras impurezas (alcoholes, cetonas...).

Las condiciones de partida consisten en una alimentación de 15.000 kg/h a temperatura y presión atmosférica con la siguiente composición:

COMPUESTO	% p/p	Caudal (kmol/h)
Metanol	98,12	459,3
Agua	0,89	7,41
Dimetil éter	0,19	0,6186
Acetaldehído	0,18	0,6129
Acetona	0,32	0,8244
Ácido acético	0,3	0,7491

Tabla 3. Composición de la alimentación a la planta

1.1 Opciones de diseño

Se han considerado dos posibilidades de diseño: realizar una separación previa con el objetivo de conseguir una corriente de metanol de mayor pureza en la entrada al reactor o introducir directamente la alimentación al reactor.

Para elegir la disposición más adecuada se ha realizado y comparado un diseño básico de ambas:

En la primera opción, el proceso se encuentra dividido en tres etapas: preparación de reactivos, reacción química y purificación del producto.



Figura 5. Esquema del proceso para proceso con preparación de reactivos

Son necesarias dos columnas de separación para la preparación del reactivo y una para la purificación del producto, recirculándose a la entrada el metanol no reaccionado y el agua formada. En la figura 6 se muestra el diagrama de bloques de este caso.

En la segunda opción, la alimentación es llevada directamente al reactor, llevándose posteriormente a cabo la purificación del producto deseado y la separación del metanol no reaccionado para su recirculación.

Al igual que en el caso anterior, son necesarias tres columnas de separación para obtener la corriente de DME con la pureza deseada y la corriente de metanol para su recirculación a la entrada al reactor, tal y como se muestra en la figura 7.

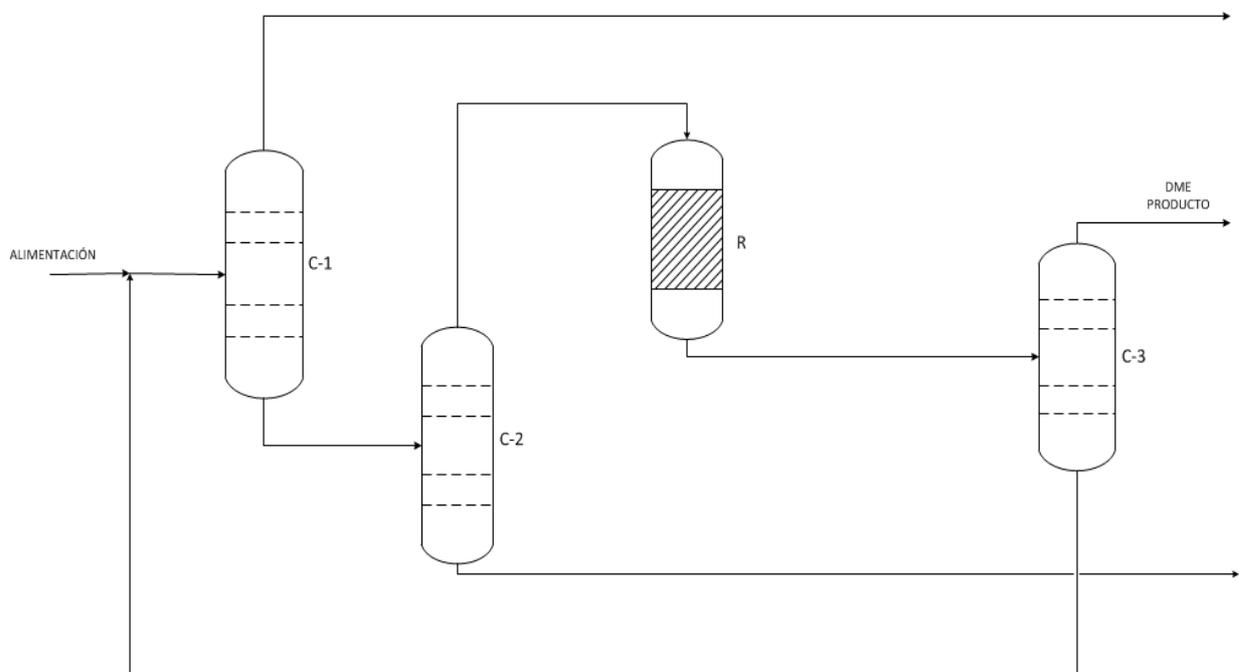


Figura 6. Diagrama de bloques del sistema con preparación de reactivos

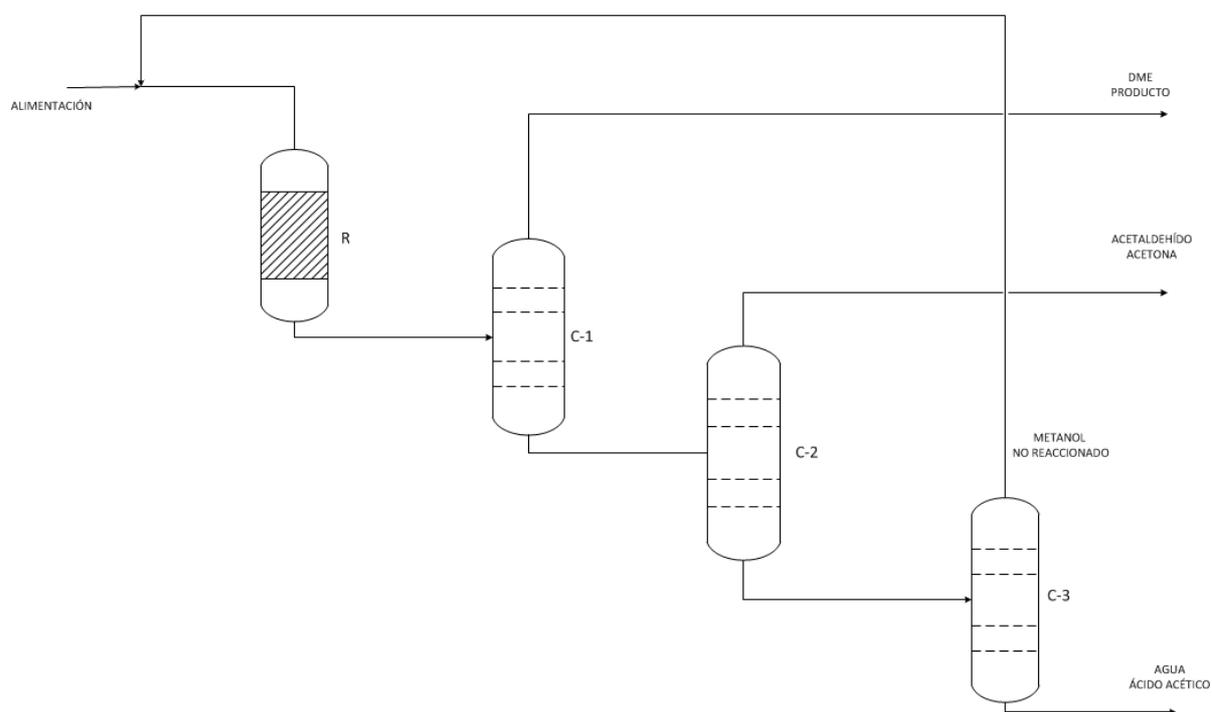


Figura 7. Diagrama de bloques del sistema sin preparación de reactivos

Al comparar ambos casos se opta por no realizar la preparación de los reactivos antes de la entrada al reactor, debido al mejor funcionamiento de las columnas de separación en este caso. La comparación entre ambos se muestra en la tabla 4.

	CON PREPARACIÓN DE REACTIVOS	SIN PREPARACIÓN DE REACTIVOS
Relación de reflujo		
C1	23,43	1,4
C2	1,43	9,66
C3	1,47	1,73
Potencia en reboilers (kW)		
C1	6.292,68	2.186,1
C2	12.021,73	936,84
C3	2.186,1	2.221,33
Total	20.500,51	5.344,27
Potencia en condensadores (kW)		
C1	-5.694,35	-2.523,77
C2	-11.910,51	-948,4
C3	-2.614,9	-2.159,14
Total	-20.219,76	-5.631,31

Tabla 4. Comparación de las opciones de diseño

El mayor inconveniente que se puede dar en la opción elegida es que se produzcan reacciones indeseadas que involucren las impurezas introducidas.

La primera es la reacción del acetaldehído y la acetona con alcoholes para formar acetales, adicionándose dos moléculas de alcohol al grupo carbonilo y eliminándose una molécula de agua, de forma que disminuiría la selectividad de la reacción:

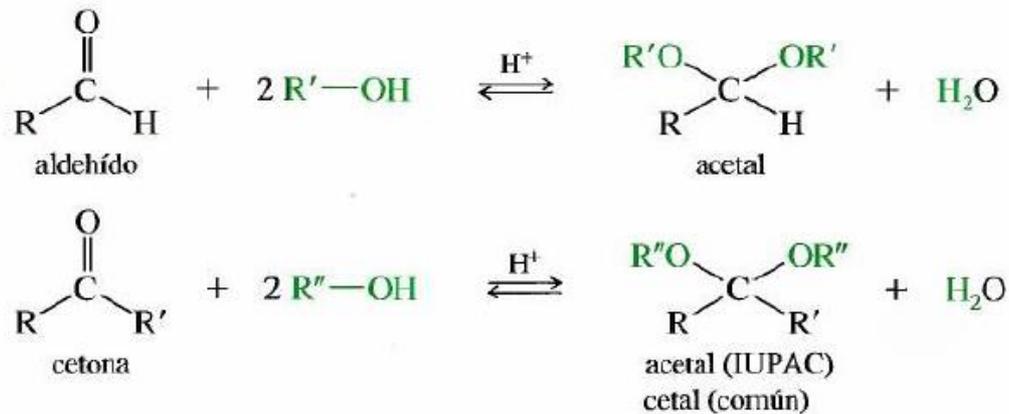


Figura 8. Reacción de aldehídos y cetonas con un alcohol. Fuente [1]

Teniendo en cuenta la pequeña cantidad de impurezas introducidas, se considera que este efecto no será demasiado perjudicial, por lo que se desprecia.

También podría darse la hidratación del acetaldehído y la acetona formándose un alcohol [1]:

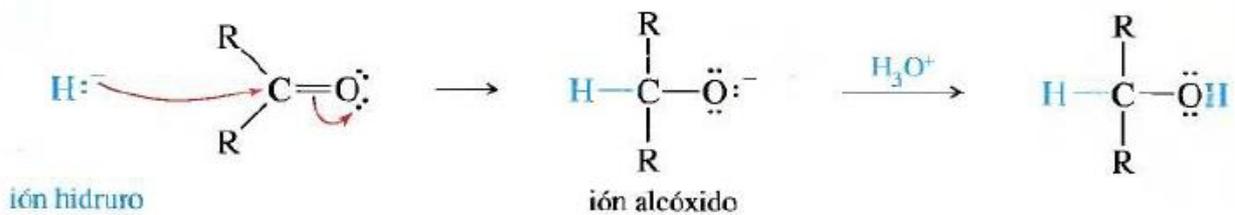


Figura 9. Reacción de hidratación de aldehídos y cetonas. Fuente [1]

Sin embargo, esta reacción aparece para soluciones líquidas acuosas, por lo que, al igual que la anterior, es despreciada.

2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La reacción para la formación de DME mediante deshidratación de metanol se realiza sobre un lecho de catalizador zeolítico mesoporoso HZSM-5/MCM-41. El reactor será de tipo tubular y adiabático, incrementándose la temperatura a lo largo del mismo al ser una reacción exotérmica, acorde con la disposición habitual utilizada en la industria para esta reacción.

La corriente de alimentación es impulsada mediante una bomba, mezclada con la corriente de recirculación de metanol e introducida en un intercambiador de calor con el fin de proporcionar al fluido las condiciones adecuadas para la reacción.

Se establecerán como condiciones de operación aquellas para las que se determinó la cinética de reacción [18], con una presión de unos 10 bar y ajustando la temperatura de forma que se optimice la conversión por paso de metanol, utilizando la menor cantidad de catalizador posible.

Como ya se ha mencionado anteriormente, el catalizador permite que se lleve a cabo la reacción durante un elevado periodo de tiempo antes de que se produzca su desactivación, una alta conversión del metanol y una selectividad del 100% para la formación de DME.

Sin embargo, el catalizador solo es capaz de dar esta alta selectividad en un rango de temperaturas entre 170 y 300 °C [14], por lo que deberá mantenerse dentro de ese margen durante el proceso de reacción.

Para aprovechar este rango de temperatura podrían utilizarse una alimentación al reactor a 170 °C y prolongar la reacción hasta alcanzar los 300 °C, sin embargo, para esa temperatura de entrada la velocidad de reacción es muy pequeña, necesiéndose cantidades enormes de catalizador para que se lleve a cabo a los niveles adecuados.

Hay que utilizar una temperatura de entrada que proporcione la suficiente velocidad de reacción. Para conocer esta temperatura, se ha utilizado el software “*Engineering Equation Solver*” o “*EES*”, calculándose la velocidad de reacción para varias temperaturas y una conversión media, debido a la dependencia de la velocidad de reacción con las presiones parciales de cada compuesto.

Temperatura (°C)	Velocidad de reacción (kmol/kgcat·s)
170	$2,5 \cdot 10^{-8}$
200	$8,26 \cdot 10^{-8}$
230	$2,36 \cdot 10^{-7}$
250	$4,45 \cdot 10^{-7}$
270	$7,98 \cdot 10^{-7}$
290	$1,37 \cdot 10^{-6}$

Tabla 5. Velocidad de reacción en función de la temperatura

Con esto se decide que una temperatura entre 230 y 250 °C puede ser adecuada para la alimentación de reactivo.

El problema surge debido a que, aunque introduciendo los reactivos a esta temperatura la velocidad de reacción comienza lo suficientemente rápida, la temperatura límite de 300 °C se alcanza demasiado pronto, obteniéndose una conversión baja.

En una situación ideal, la mínima cantidad de catalizador necesaria se conseguiría operando a lo largo de todo el reactor con la máxima velocidad de reacción. Para una reacción exotérmica y reversible, esto significa operar de forma no adiabática y no isoterma, de manera que la temperatura a lo largo del reactor debe variar

ajustándose siempre al valor que proporcione una mayor velocidad de reacción [21], tal y como se muestra en la figura 10, donde f_A es la conversión, T es la temperatura y r_A es la velocidad de reacción.

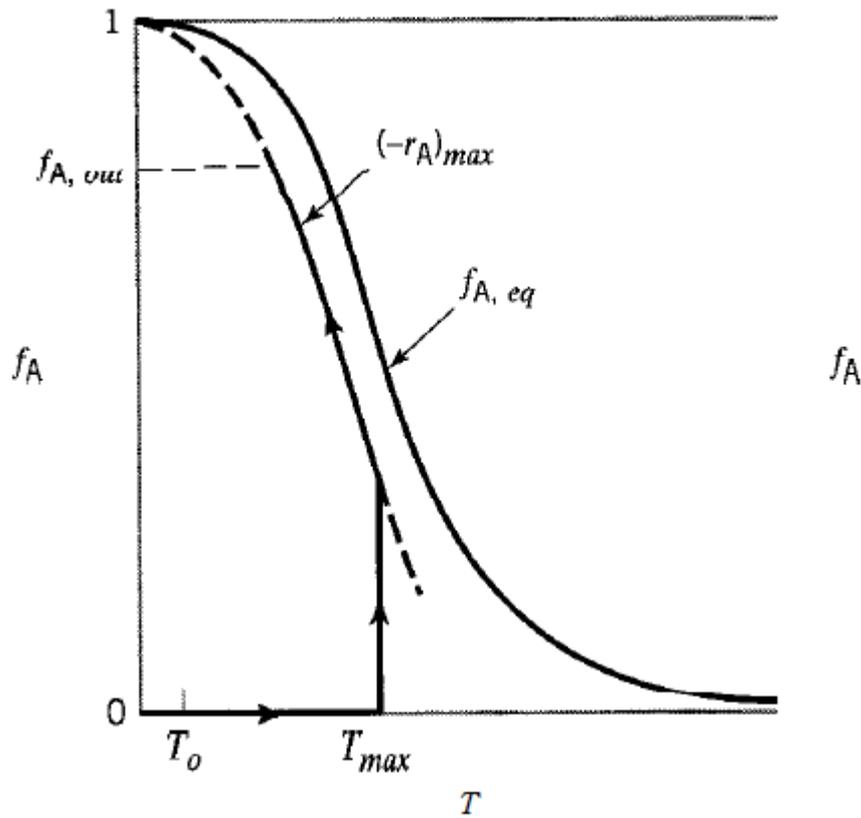


Figura 10. Perfil ideal conversión-temperatura. Fuente [21]

Tal grado de control es inviable, por lo que hay que buscar un método alternativo.

Se opta por la utilización de un tren de varios reactores adiabáticos en serie con refrigeración intermedia, de forma que se consiga una buena conversión de metanol, manteniéndose dentro del rango de temperaturas límites y con la menor cantidad de catalizador posible.

Hay que determinar cuántos reactores se deben utilizar, la cantidad de catalizador en cada uno de ellos y la temperatura de entrada de los reactores, imponiendo una temperatura de salida máxima para cada reactor de entre 290 y 295 °C, de forma que se acerque al límite de 300 °C pero manteniendo un margen de seguridad.

El óptimo para esta disposición se consigue utilizando la mínima cantidad de catalizador para una conversión determinada. Buscar la mayor aproximación al equilibrio en cada etapa, es decir, en cada reactor, supondrá que el número necesario de reactores será pequeño, pero la cantidad de catalizador en cada uno de ellos deberá ser muy grande, ya que al aproximarse al equilibrio la velocidad de reacción disminuye. Por el contrario, terminar cada etapa con una conversión más alejada a la de equilibrio resulta en que se debe utilizar poca cantidad de catalizador en cada reactor, pero serán necesarias un mayor número de etapas.

De la misma forma, una mayor refrigeración entre etapas da lugar a que el número necesario de estas sea menor, pero con mayor cantidad de catalizador para cada una.

En la figura 11 se muestra la línea de operación de un conjunto de dos reactores con refrigeración intermedia. Se muestra en ella la restricción que supone el equilibrio químico para una reacción reversible. Los tramos A-B y C-D corresponderían a la reacción en dos reactores en serie mientras que los tramos B-C y D-E corresponderían a la refrigeración en los intercambiadores.

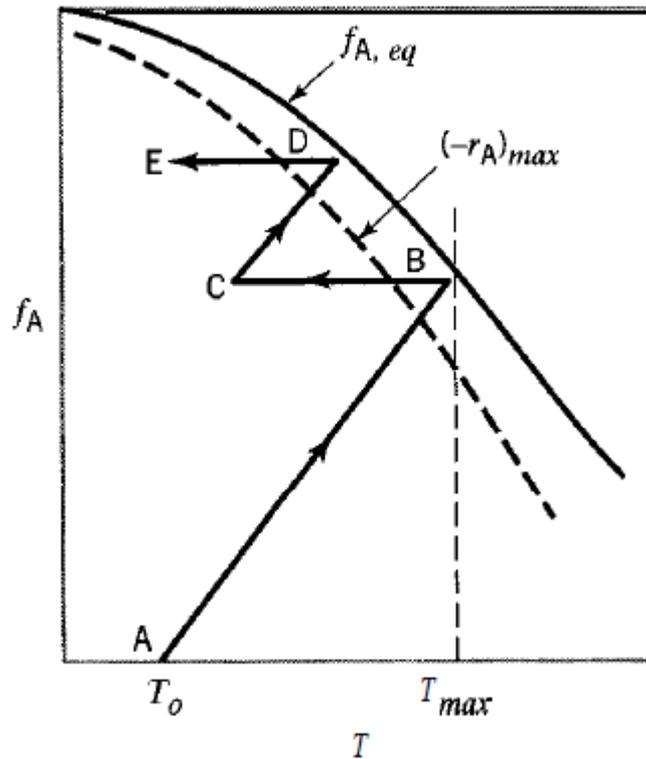


Figura 11. Perfil conversión-temperatura para reactores con refrigeración intermedia. Fuente [21]

Para definir esto se realizan diferentes pruebas en Aspen en las que se van variando estos parámetros, utilizando temperaturas de entrada para cada reactor de 240 o 250 °C, con la cantidad de catalizador que permite que la reacción en cada uno de ellos se efectúe hasta que se alcanza la temperatura de salida elegida y estableciéndose la cinética indicada anteriormente, marcando además el objetivo de conseguir al menos un 80% de conversión por paso.

Esta conversión por paso del 80% se ha elegido con el objetivo de que no sea un valor demasiado elevado, lo que requeriría cantidades muy grandes de catalizador, ni demasiado bajo, lo cual supondría realizar una gran recirculación de metanol no reaccionado.

Con estas pruebas se determina que la situación óptima, que da un mayor grado de conversión con el menor gasto de catalizador, es establecer 3 reactores en serie.

Para llegar hasta la temperatura necesaria para cada reactor, se utilizarán cuatro intercambiadores de calor, de los cuales en el primero (E1) se produce la evaporación de la corriente de alimentación, en E2 se produce el aumento de temperatura hasta el nivel adecuado para su entrada al reactor y en los dos restantes (E3 y E4) se realiza la refrigeración de la corriente.

La corriente 17 es la recirculación del metanol no reaccionado, proveniente de las columnas de separación.

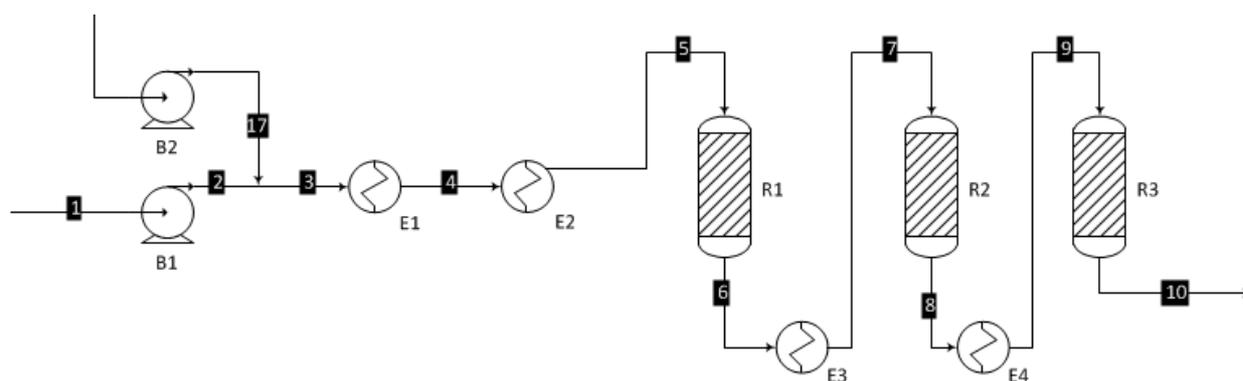


Figura 12. Diagrama de flujo de la alimentación y reactores del sistema

El producto de la reacción (corriente 10) se somete, finalmente, a un proceso de separación para conseguir el DME con la pureza especificada del 99,9% en peso y además recuperar el metanol no reaccionado. Esta separación se realiza mediante columnas de destilación.

Los componentes más ligeros o volátiles tienden a concentrarse en la fase vapor, mientras que los más pesados se concentran en la fase líquida, por lo tanto, la separación que se logra entre el producto destilado y el producto de fondo depende de las volatilidades relativas de los componentes, el número de etapas de contacto y la relación de reflujo de la fase líquida y la de vapor.

La volatilidad de un compuesto es dada según su temperatura de ebullición a una determinada presión o su presión de vapor a una determinada temperatura. A menor temperatura de ebullición o mayor presión de vapor de un compuesto, este es más volátil.

A continuación se ordenan los compuestos que forman la entrada, de mayor a menor volatilidad, atendiendo a su temperatura de ebullición a presión atmosférica:

COMPUESTO	Temperatura de ebullición (°C)
Dimetil éter	-24,92
Acetaldehído	21
Acetona	56
Metanol	65
Agua	100
Ácido acético	118

Tabla 6. Volatilidad de los compuestos del proceso

Mediante la herramienta *Find Azeotropes* de Aspen se comprueba que no existen azeótropos que impidan la purificación del DME en la destilación.

El DME se obtiene de la corriente extraída por cabeza en la primera columna (C1), al ser el compuesto más volátil entre los presentes. Para ello, en primer lugar se utiliza un intercambiador de calor para ajustar su temperatura ya que al finalizar la reacción esta es demasiado alta para su separación. En el intercambiador de calor se pasa de una temperatura de 295 °C a 90 °C, adecuada para la purificación del DME. [22]

En la segunda (C2) se realiza la eliminación de los componentes que son más volátiles que el metanol (acetaldehído y acetona), los cuales salen por cabeza de la columna, mientras que el metanol se extrae por el fondo junto con el agua y el ácido acético.

En la tercera columna (C3) se eliminan aquellos compuestos menos volátiles (agua y ácido acético), los cuales se extraen por el fondo, mientras que la corriente rica en metanol que se recircula para su mezcla con la

alimentación sale por cabeza. Antes de esta mezcla, la corriente de circulación, al igual que la de alimentación, es impulsada mediante una bomba de forma que adquiera la presión necesaria para la reacción.

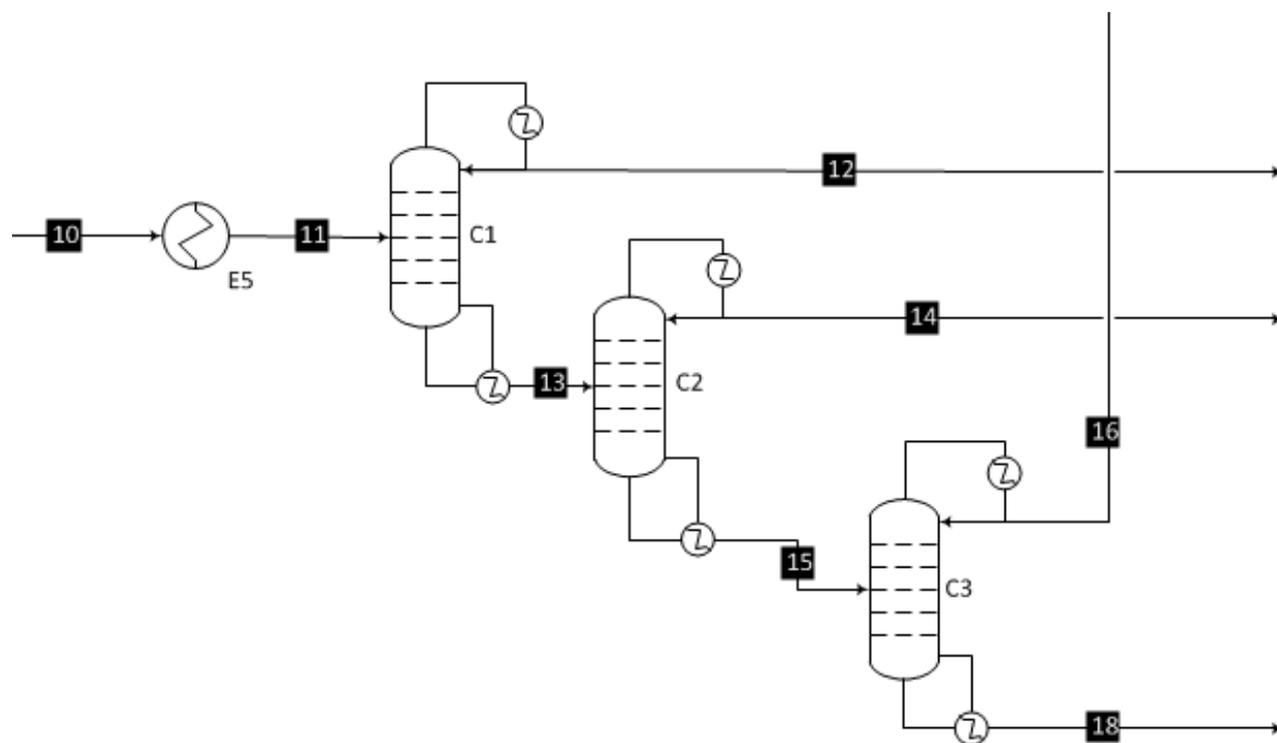


Figura 13. Diagrama de flujo de la purificación del producto

Las corrientes de residuos deberán ser llevadas a un sistema de tratamiento, sin embargo este no se ha considerado en el proyecto.

3 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

La integración energética permite reducir el consumo energético de la planta, al utilizar como fluidos refrigerantes y calefactores las propias corrientes de proceso de la planta, reduciendo de ese modo el uso de utilities y disminuyendo, por tanto, el coste económico de la operación.

Se lleva a cabo la integración energética en la etapa de reacción, utilizando el calor a retirar de las corrientes de producto de cada reactor para precalentar la alimentación, tal y como se muestra en la figura 14.

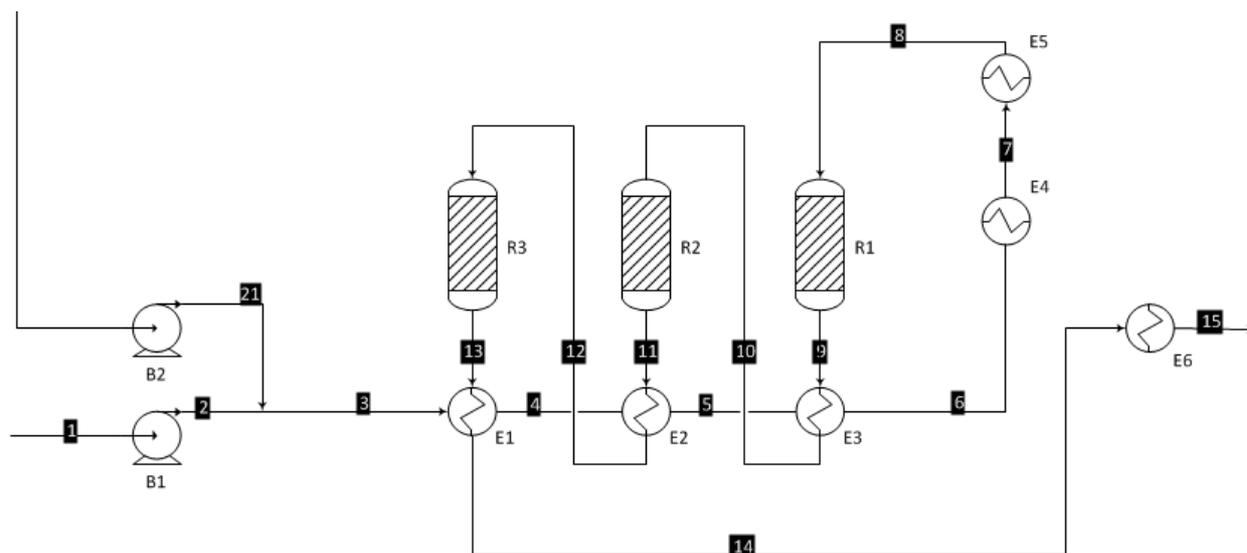


Figura 14. Diagrama de la reacción con integración energética

Debido a que la corriente de producto 13, obtenida en el último reactor, es la que más hay que enfriar será la primera en aportar calor para el precalentamiento de la corriente 3, de forma que la diferencia de temperatura entre ambas corrientes sea lo mayor posible.

Aun con el calor aportado por las corrientes productos de los reactores la alimentación no alcanza la temperatura adecuada, por lo que sigue siendo necesario la utilización de un intercambiador de calor que opere con vapor de agua a 10 bar como fluido calefactor para la vaporización de la corriente (en E4) y uno que opere con vapor a 55 bar para aumentar su temperatura hasta llegar a los 250 °C (en E5), sin embargo, el consumo de vapor a 10 bar se reduce de forma notable con respecto al caso base.

También sigue siendo necesario completar la refrigeración de la corriente de proceso utilizando agua de refrigeración, por lo que se añade un nuevo intercambiador (E6), que reduzca la temperatura de la corriente 14 hasta los 90 °C para la entrada en la columna C1.

4 UTILITIES

Para que el correcto funcionamiento de la planta sea posible es necesario que las condiciones de operación en cada uno de los equipos se encuentren en los valores adecuados, siguiendo la descripción realizada anteriormente. De esta forma, se necesitan en la planta fluidos calefactores y refrigerantes que eleven o reduzcan la temperatura de la corriente de proceso, en función de las necesidades de operación.

Estos fluidos componen las utilities de la planta, corrientes externas a las líneas principales del sistema que sirven como fluidos auxiliares para alcanzar las condiciones requeridas.

Las utilities más comunes son agua, vapor de agua, aceites térmicos, aire y sistemas de vacío.

En este caso, se utilizará vapor de agua saturado como fluido calefactor, utilizando la energía que libera en su condensación, al ser barato, no inflamable, ni tóxico y tener un elevado calor latente de condensación.

En la industria, se suele disponer de vapor saturado en condiciones desde los 0,5 kg/cm² hasta los 60 kg/cm², mientras que el agua se suele utilizar a temperatura ambiente. [23]

Con el vapor se consigue la energía necesaria para los reboilers de las columnas de destilación y para el calentamiento de la corriente de proceso antes de la entrada al tren de reactores. Para esto, la planta debe disponer de:

- Vapor de agua saturado a 10 bar y 180 °C, que se utilizará para los reboilers de las columnas y en el intercambiador de calor en el que se produce el cambio de fase de la corriente de alimentación a los reactores.
- Vapor de agua saturado a 55 bar y 270 °C, que se utilizará para elevar la temperatura de los reactivos antes de ser introducidos en el primer reactor.

Ambos casos se mantienen dentro del rango indicado anteriormente.

También se deberá disponer de agua de refrigeración, a 20 °C y presión atmosférica, para su utilización en los condensadores de las columnas de separación y en los intercambiadores de calor para la refrigeración, dispuestos a continuación de cada reactor.

5 CONTROL DEL PROCESO

Para lograr el correcto funcionamiento de la planta, de forma que la operación sea segura, económica y respetuosa con el medio ambiente y se obtenga un producto con las especificaciones requeridas, los equipos que la componen deben operarse adecuadamente desde el arranque de la planta hasta su parada, ya sea esta para realizar una revisión, cambiar el catalizador, realizar reparaciones o cualquier otro motivo. Esto se consigue mediante el control del proceso.

5.1 Control en los reactores

Mediante el control en los reactores se logra mantener la conversión de los reactivos en el valor deseado. En este caso, el control se limitará a manipular la temperatura de la corriente de entrada a cada reactor, considerando que manteniéndose esta al nivel adecuado se llegará al grado de conversión deseado.

De esta forma solo es necesario un lazo de control simple que regule el caudal de vapor de agua o de agua de refrigeración en los intercambiadores, tal y como se muestra en la figura 15.

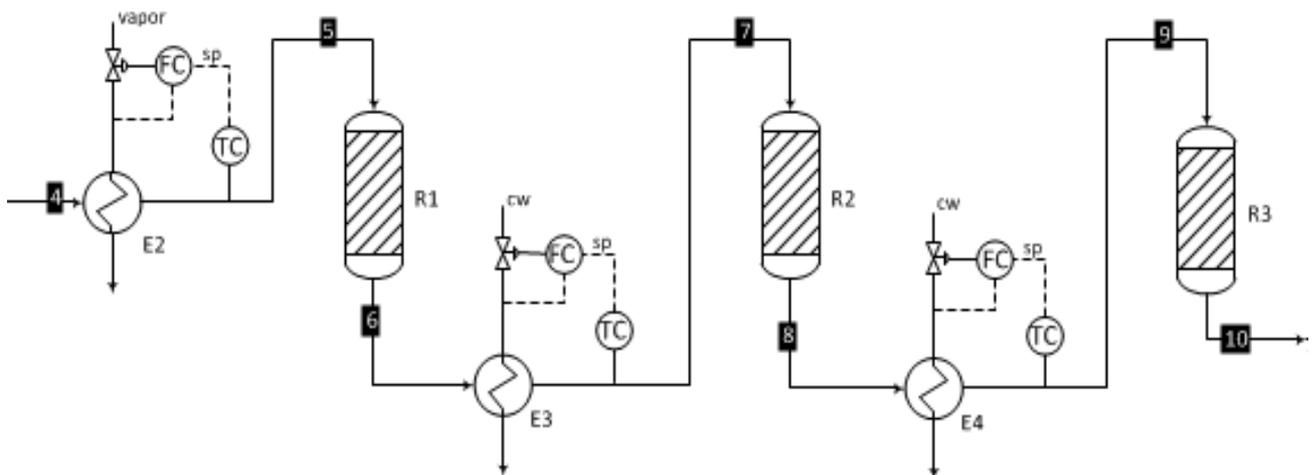


Figura 15. Control de los reactores

5.2 Control en las columnas de separación

El objetivo del control de las columnas es conseguir la composición deseada en sus corrientes de salida.

Para esto se debe controlar, en primer lugar y más importante, las purzas o calidades de los productos, aunque también deben controlarse los niveles del tanque de reflujo y en la columna.

Se dispone de la posibilidad de manipular los caudales de destilado, el calor aportado en el reboiler y el caudal de reflujo en la columna.

El control del nivel en el tanque de reflujo se realiza mediante el control del reflujo en cabeza hacia la columna.

En la columna C1, de la que se extrae el DME formado, se conseguirá que su pureza sea la requerida. En la columna C2 se realiza el control sobre la corriente de destilado, con el objetivo de controlar el contenido en metanol de dicha corriente. De igual modo, en la columna C3 se realiza el control sobre la corriente de destilado, logrando que la corriente de recirculación no contenga grandes cantidades de agua y este formada principalmente por metanol.

Esta disposición se muestra en la figura 16.

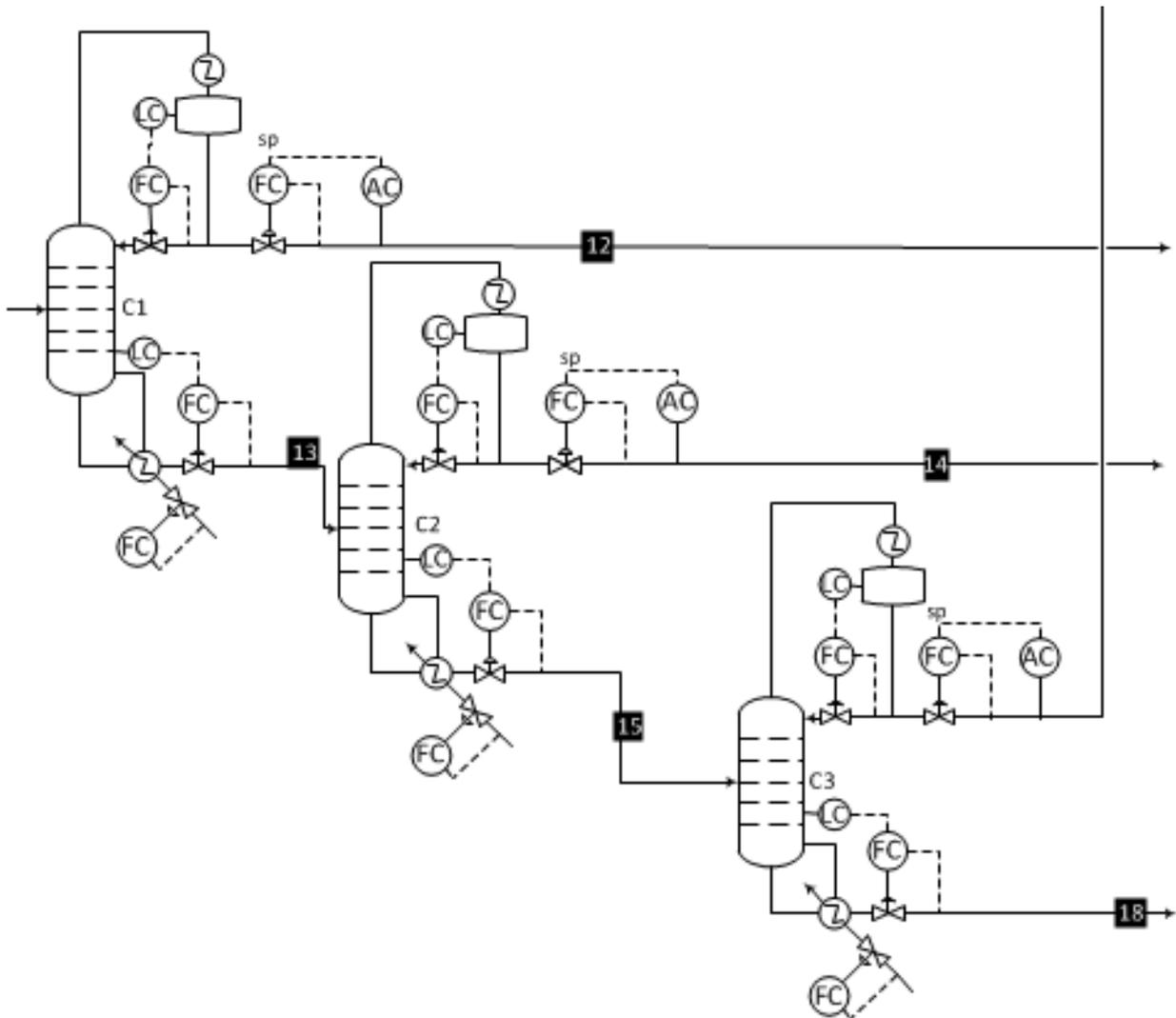


Figura 16. Control de las columnas de destilación

MEMORIA DE CÁLCULO

1 DISEÑO DEL PROCESO SIN INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

El diseño de la planta se realiza mediante el uso del software *Aspen Plus*, aplicando las restricciones y condiciones de operación adecuadas en cada parte de la misma.

Como ya se ha dicho, el objetivo es conseguir DME al 99,9% de pureza a partir de una corriente de 15.000 kg/h de metanol a temperatura y presión atmosférica con la siguiente composición:

COMPUESTO	% p/p	Caudal (kmol/h)
Metanol	98,12	459,3
Agua	0,89	7,41
Dimetil éter	0,19	0,6186
Acetaldehído	0,18	0,6129
Acetona	0,32	0,8244
Ácido acético	0,3	0,7491

Tabla 7. Composición de la alimentación a la planta

1.1 Diseño de los reactores en el caso sin integración energética

Los reactores son adiabáticos y de tipo tubular, rellenos de un lecho de catalizador. Al ser adiabáticos es necesario dividir el lecho en varios reactores y disponer de refrigeración intermedia entre ellos.

En primer lugar hay que definir la ecuación cinética que sigue la reacción en Aspen, para esto, en la pestaña *Reactions* se introduce una nueva reacción y se le dan los valores de constante cinética, fuerza impulsora y expresión de adsorción.

En el diseño de los reactores se utiliza el modelo *RPlug*, donde se introduce el tipo de reactor, sus dimensiones, la reacción que ocurre, la pérdida de carga deseada (a partir de la cual se calcularán sus dimensiones) y la carga y porosidad del lecho de catalizador.

Para determinar el número de reactores necesarios se realizan diversas pruebas cambiando la refrigeración realizada y la masa de catalizador.

Con estas pruebas se determina que la situación óptima, que da un mayor grado de conversión con el menor gasto de catalizador, es establecer 3 reactores en serie, de la siguiente forma:

	R1	R2	R3
Masa de catalizador (kg)	24.000	24.500	40.000
Temperatura de entrada (°C)	250	250	240
Temperatura de salida (°C)	290,4	290,3	291
Conversión (%)	80,3		
MASA TOTAL CATALIZADOR (kg)	88.500		

Tabla 8. Condiciones de operación de los reactores

Se realizará el dimensionado de los tres reactores siguiendo el método descrito por Missen [21], desarrollado a partir de la ecuación de Ergun para la pérdida de carga. Conociendo la cantidad de catalizador necesario en cada reactor e imponiendo la pérdida de carga que se produce se determina el diámetro y la longitud de cada uno de ellos.

Los parámetros necesarios son el flujo másico de corriente, la densidad del fluido a la entrada del reactor, la masa de catalizador, el diámetro de partícula del catalizador, la viscosidad del fluido, la densidad aparente del catalizador y su porosidad.

El flujo másico, \dot{m} , es dado por la mezcla de la alimentación a la planta y la corriente de recirculación, teniendo un valor de 17.941,624 kg/h o 4,984 kg/s.

La densidad del fluido en la entrada de cada reactor, ρ_f , se obtiene de *Aspen*, dividiendo el flujo másico entre el flujo volumétrico.

La masa de catalizador, W , de cada reactor es de 24.000, 24.500 y 40.000 kg.

Las partículas de catalizador cuentan con un diámetro, d_p , de 1 mm [24].

La viscosidad del fluido utilizada será la media de la dada por *Aspen* entre la entrada y salida para cada reactor.

R1	$\mu_1 = 1,813 \cdot 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$
R2	$\mu_2 = 1,829 \cdot 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$
R3	$\mu_3 = 1,829 \cdot 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$

Tabla 9. Viscosidad media del fluido en cada reactor

La densidad aparente del catalizador, ρ_B , es de 750 kg/m³ [25].

La porosidad, ε , se calcula a partir de la densidad aparente del lecho y el volumen de poros que contiene:

$$\varepsilon = V_{\text{poro}} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \right] \cdot \rho_B \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$

Es decir, la relación entre el volumen de poros y el volumen total se obtiene multiplicando el volumen de poros en un kg de catalizador por los kg de un m³ real de catalizador.

Sabiendo que el volumen de poro es de $6,9 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{kg}$ [26] se obtiene una porosidad de 0,5175.

Las ecuaciones utilizadas para el cálculo son:

$$\beta = \frac{150}{4 \cdot (1,75)} \cdot \frac{\pi \cdot \mu \cdot (1 - \varepsilon)}{dp \cdot \dot{m}}$$

$$\kappa = \frac{64 \cdot \alpha \cdot \dot{m}^2 \cdot W}{\pi^3 \cdot \rho_f \cdot dp \cdot (\Delta P) \cdot \rho_B}$$

$$\alpha = \frac{1,75 \cdot (1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3}$$

$$D^6 - \beta \cdot \kappa \cdot D^2 - \kappa = 0$$

$$L = \frac{4 \cdot W}{\rho_B \cdot \pi \cdot D^2}$$

Donde D y L son el diámetro y la longitud, respectivamente, del lecho de catalizador.

Estableciendo como pérdida de carga $\Delta P=0,15$ bar (15.000 Pa), se obtienen los siguientes resultados:

	R1	R2	R3
α	6,093	6,093	6,093
β	0,118	0,119	0,119
κ	88,3	91,56	148,98
D (m)	2,228	2,3	2,53
L (m)	8,2	7,86	10,6
L/D	3,68	3,42	4,2
Volumen (m ³)	31,97	32,65	53,3
Volumen total de reacción (m ³)	117,92		

Tabla 10. Dimensionado de los reactores

Los reactores se dispondrán de forma vertical, alimentándose por la parte superior. Además, se deberá disponer un tramo de relleno de material inerte a la entrada del reactor, antes del lecho de catalizador, de forma que se produzca una buena distribución de la corriente de alimentación en toda la sección del reactor antes de llegar a la zeolita y comenzar la reacción.

1.2 Diseño de las columnas de separación en el caso sin integración energética

Las columnas de separación se modelan de forma que mediante un número de etapas de equilibrio determinadas y variando la relación de reflujo, se consiga bien una determinada pureza de alguno de los compuestos o bien la recuperación de una determinada cantidad de uno de los compuestos.

En primer lugar, mediante el modelo *DSTWU* de Aspen se determina el número de etapas de las columnas, la etapa de alimentación y se obtiene una primera aproximación de la relación de reflujo necesaria. En el modelo se introduce la proporción deseada entre la relación de reflujo y la relación de reflujo mínima, la recuperación del clave ligero y el clave pesado con respecto al destilado y la presión en el condensador y el hervidor, además de elegir el tipo de condensador, en este caso serán condensadores totales.

Una vez que se tiene el número de etapas y la relación de reflujo se lleva a cabo un diseño más riguroso utilizando el modelo *RadFrac*. Se introducen los datos obtenidos con el modelo anterior y mediante las pestañas *Design Specs* y *Vary*, se impone que se logre o bien una determinada pureza de alguno de los compuestos o bien la recuperación de una determinada cantidad de uno de los compuestos, mediante la variación de la relación de reflujo en la columna.

El diámetro de las columnas se obtiene utilizando la pestaña *Tray sizing*, introduciendo únicamente el tipo de plato.

De esta forma, se obtiene el diseño definitivo de cada columna:

En la columna C1 el objetivo es conseguir que la corriente de destilado tenga una concentración del 99,9 % de DME, siendo la corriente de producto de la planta.

Esto se consigue usando 17 etapas de equilibrio y relación de reflujo de 1,42. La temperatura en cabeza de la columna es de aproximadamente 42,5 °C mientras que la temperatura en el fondo es de unos 148 °C. El diámetro de la columna C1 tiene un valor de 1 metro.

La columna C2 se modela de forma que el 95% de la acetona y el acetaldehído introducido sea eliminado en el destilado.

Para esto, en la columna C2 deben usarse 40 etapas de equilibrio y una relación de reflujo de 13. La temperatura en cabeza de la columna es de 115,8 °C y la temperatura en el fondo es de 148,5 °C. El diámetro de la columna C2 es de 0,53 metros.

La columna C3 se modela para que el 99% del agua y ácido acético sea eliminado por la corriente de fondo.

Para esto, en la columna C3 deben usarse 20 etapas de equilibrio y una relación de reflujo de 1,74. La temperatura en cabeza de la columna es de 133,5 °C y la temperatura en el fondo es de 162,3 °C. El diámetro de la columna C2 es de 0,68 metros.

1.3 Diseño de los intercambiadores en el caso sin integración energética

El dimensionado de los intercambiadores de calor se realiza mediante el uso de Aspen, el cual, conociendo las condiciones de la corriente de proceso a tratar y las utilities necesarias (ver capítulo 3) muestra el área de intercambio necesaria. Estos intercambiadores serán del tipo carcasa y tubo, estableciéndose una pérdida de carga de 0.2 bar en el paso de los fluidos líquidos y de 0.01 en el paso de los fluidos gaseosos, valores habituales para ese tipo de intercambiadores. [27]

Debido a que no se realiza el diseño detallado de los intercambiadores, se utilizarán valores típicos del coeficiente global de transferencia de calor para cada caso [28], los cuales son mostrados en la siguiente tabla.

Combinación de fluidos	U (W/m ² K)
Condensación-Vaporización	1.200
Condensación-Gas	300
Condensación-Agua	1.000
Gas-Agua	100

Tabla 11. Coeficientes U en los intercambiadores

En primer lugar, mediante la simulación con Aspen se determina el caudal de utility necesario en cada intercambiador (ver capítulo 3).

Una vez que se ha obtenido el caudal necesario de utility para cada intercambiador, se utiliza el modelo *HeatX*. En este modelo se utiliza el método de cálculo *Shortcut*, se definen las corrientes de entrada, y una condición de salida, además, se introducen los coeficientes U indicados en la pestaña *U Methods*. El U de cada intercambiador y el área calculada se muestra en *Exchanger Details*, dentro de *Thermal Results*.

En el caso de E1, la condición de salida es que la corriente de proceso salga como vapor saturado, en el resto de intercambiadores, será la temperatura de la corriente de proceso a la salida.

De esta forma, el área de intercambio de cada uno será:

Intercambiador	Área (m ²)	U (W/m ² K)
E1	67,7	1.200
E2	55,7	300
E3	16,5	100
E4	21,2	100
E5	121,1	452,4

Tabla 12. Área de transferencia de calor de los intercambiadores

En todos los intercambiadores el coeficiente U es igual al introducido ya que solo hay una combinación de fluidos, excepto en E5, donde el agua de refrigeración produce el enfriamiento del vapor y, además, la condensación del mismo.

1.4 Balance de materia y energía del caso sin integración energética

A continuación se muestran las diferentes corrientes de la planta, obtenidas a partir de la simulación con *Aspen*.

Corriente	1	2	3	4	5	6
Temperatura (°C)	25	25,7	46,1	138,8	250	290,4
Presión (bar)	1	10,5	10,5	10,3	10,29	10,14
Frac. Vapor	0	0	0	1	1	1
Caudal volumétrico (m ³ /h)	18,88	18,901	23,333	1869,683	2376,936	2598,483
Caudal másico (kg/h)	15.000	15.000	17.941,18	17.941,18	17.941,18	17.941,18
Caudal molar (kmol/h)						
Metanol	459,3	459,3	549,712	549,712	549,712	416,323
DME	0,619	0,619	0,619	0,619	0,619	67,313
Agua	7,41	7,41	9,739	9,739	9,739	76,434
Acetaldehído	0,613	0,613	0,613	0,613	0,613	0,613
Acetona	0,824	0,824	0,883	0,883	0,883	0,883
Ac. Acético	0,749	0,749	0,749	0,749	0,749	0,749

Tabla 13. Balance de las corriente 1 a 6

Corriente	7	8	9	10	11	12
Temperatura (°C)	250	290,3	240	291	90	42,4
Presión (bar)	10,13	9,98	9,97	9,82	9,81	9,5
Frac. Vapor	1	1	1	1	0,178	0
Caudal volumétrico (m ³ /h)	2.414,479	2.639,45	2.406,333	2.686,046	327,741	16,301
Caudal másico (kg/h)	17.941,18	17.941,18	17.941,18	17.941,18	17.941,18	10.194,81
Caudal molar (kmol/h)						
Metanol	416,323	281,288	281,288	108,272	108,272	0
DME	67,313	134,831	134,831	221,338	221,338	221,073
Agua	76,434	143,951	143,951	230,459	230,459	0
Acetaldehído	0,613	0,613	0,613	0,613	0,613	0,231
Acetona	0,883	0,883	0,883	0,883	0,883	0
Ac. Acético	0,749	0,749	0,749	0,749	0,749	0

Tabla 14. Balance de las corrientes 7 a 12

La conversión por paso de metanol en los reactores será:

$$X_{MeOH} = \frac{MeOH)_5 - MeOH)_{10}}{MeOH)_5} \cdot 100 = 80.3 \%$$

Corriente	13	14	15	16	17	18
Temperatura (°C)	149,2	112,7	149,6	133,6	133,7	168,5
Presión (bar)	9,66	9	9,39	9,1	10,5	9,29
Frac. Vapor	0	0	0	0	0	0
Caudal volumétrico (m ³ /h)	10,532	0,532	9,96	4,541	4,542	5,423
Caudal másico (kg/h)	7.746,368	357,045	7.389,323	2.942,354	2.942,354	446,69
Caudal molar (kmol/h)						
Metanol	108,272	8,721	99,551	90,412	90,412	9,13
DME	0,266	0,266	0	0	0	0
Agua	230,459	0,038	230,421	2,329	2,329	228,092
Acetaldehído	0,382	0,382	0	0	0	0
Acetona	0,883	0,824	0,059	0,059	0,059	0
Ac. Acético	0,749	0	0,749	0	0	0,749

Tabla 15. Balance de las corrientes 13 a 18

Se consigue una producción superior a 10.000 kg/h de DME al 99,9%, siendo la conversión global de metanol en la planta de:

$$X_{global} = \frac{2 \cdot DME)_{12}}{MeOH)_1} \cdot 100 = 96.26\%$$

Estando la fracción de metanol que se consume dada por el doble de la formación de DME, según la estequiometría de la reacción. El metanol que no reacciona es el que se elimina en las columnas C2 y C3 durante la preparación de la corriente para la recirculación.

2 DISEÑO DEL PROCESO CON INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

Debido al uso de corrientes de procesos como fluidos térmicos, es necesario recalculer el área de los intercambiadores necesarios. Además, como se mencionó anteriormente, se debe disponer un intercambiador extra para la refrigeración del producto de reacción hasta 90 °C.

El método utilizado para calcular el área es el mismo que el descrito anteriormente para el caso sin integración energética.

Además de los coeficientes de transferencia de calor utilizados anteriormente, se introduce el coeficiente para un contacto gas-gas, y gas-vaporización, al que se le supone un valor igual al de condensación-gas, quedando como sigue:

Combinación de fluidos	U (W/m ² K)
Condensación-Vaporización	1200
Condensación-Gas	300
Condensación-Agua	1000
Gas-Agua	100
Gas-Gas	50
Gas-Vaporización	300

Tabla 16. Coeficientes U en los intercambiadores para la integración energética

En este caso, para E1 se especifica la temperatura de la corriente 14. Se diseña para que esta sea de 150 °C, ya que una menor temperatura supone que la diferencia de temperaturas entre las corrientes sea demasiado baja y el área requerida sea mucho mayor.

Para E2, E3 y E5, se impone que la salida de las corrientes que se dirigen a los reactores (12, 10 y 8, respectivamente) sea la adecuada para cada uno de ellos.

Para E4, que la salida de la corriente de proceso sea vapor saturado.

Para E6, que la salida del intercambiador, que será la corriente de entrada a la columna C1, se encuentre a 90 °C.

En este caso el área de transferencia de calor para cada intercambiador será:

Intercambiador	Área (m ²)	U (W/m ² K)
E1	102	100
E2	35	107
E3	10,33	300
E4	84,7	1.200
E5	55,5	300
E6	50	985

Tabla 17. Área de transferencia de calor para los intercambiadores en el caso con integración

El área de intercambio de calor resulta mayor que la necesaria para el caso sin integración debido a la menor diferencia de temperatura entre las corrientes. De esta forma, será necesaria una mayor inversión inicial en los

equipos, pero estará compensado por el menor consumo de utility.

El único inconveniente es el aumento de la caída de presión de la corriente de proceso, al pasar por los intercambiadores, lo que puede solucionarse aumentando ligeramente la presión de salida de la bomba. Considerando que la caída de presión en cada paso del fluido por un intercambiador es, siguiendo la suposición realizada con anterioridad, de 0.2 bar para líquidos y 0.01 bar para gases, puede solucionarse solo con aumentar la presión de salida de la bomba hasta los 11,2 bar. De esta forma, se sigue teniendo durante la reacción una presión alrededor de los 10 bar, con un valor mínimo a la salida del tercer reactor de 9,9 bar.

A continuación se muestra el balance de materia y energía en los reactores con integración energética (corrientes 3 a 15), teniendo el resto de corrientes prácticamente el mismo valor que en el caso anterior:

Corriente	3	4	5	6
Temperatura (°C)	46,1	119,1	139,3	139,1
Presión (bar)	11,2	11	10,8	10,6
Frac. Vapor	0	0	0,012	0,102
Caudal volumétrico (m ³ /h)	23,33	26,779	49,521	210,681
Caudal másico (kg/h)	17.939,41	17.939,41	17.939,41	17.939,41
Caudal molar (kmol/h)				
Metanol	549,761	549,761	549,761	549,761
DME	0,619	0,619	0,619	0,619
Agua	9,739	9,739	9,739	9,739
Acetaldehído	0,613	0,613	0,613	0,613
Acetona	0,826	0,826	0,826	0,826
Ac. Acético	0,749	0,749	0,749	0,749

Tabla 18. Balance de las corrientes 3 a 6 con integración

Corriente	7	8	9	10
Temperatura (°C)	139,9	250	290,4	250
Presión (bar)	10,59	10,39	10,24	10,23
Frac. Vapor	1	1	1	1
Caudal volumétrico (m ³ /h)	1.823,29	2.354,024	2.573,101	2.390,841
Caudal másico (kg/h)	17.939,41	17.939,41	17.939,41	17.939,41
Caudal molar (kmol/h)				
Metanol	549,761	549,761	416,361	416,361
DME	0,619	0,619	67,319	67,319
Agua	9,739	9,739	76,439	76,439
Acetaldehído	0,613	0,613	0,613	0,613
Acetona	0,826	0,826	0,826	0,826
Ac. Acético	0,749	0,749	0,749	0,749

Tabla 19. Balance de las corrientes 7 a 10 con integración

Corriente	11	12	13	14	15
Temperatura (°C)	290,3	240	291	150	90
Presión (bar)	10,08	10,07	9,92	9,91	9,71
Frac. Vapor	1	1	1	1	0,184
Caudal volumétrico (m³/h)	2.613,287	2.382,43	2.658,97	1.996,274	340,729
Caudal másico (kg/h)	17.939,41	17.939,41	17.939,41	17.939,41	17.939,41
Caudal molar (kmol/h)					
Metanol	281,324	281,324	108,279	108,279	108,279
DME	134,84	134,84	221,359	221,359	221,359
Agua	143,961	143,961	230,48	230,48	230,48
Acetaldehído	0,613	0,613	0,613	0,613	0,613
Acetona	0,826	0,826	0,826	0,826	0,826
Ac. Acético	0,749	0,749	0,749	0,749	0,749

Tabla 20. Balance de las corrientes 11 a 15 con integración

3 UTILITIES

El caudal de agua o de vapor necesario es obtenido a partir de Aspen, como ya se adelantó en el diseño de los intercambiadores.

Para esto, en primer lugar se definen las utilities disponibles, introduciéndose en la pestaña *Utilities*, donde hay que definir el tipo de corriente y sus condiciones de entrada y salida. Posteriormente, para cada intercambiador y columna se selecciona la utility necesaria (pestaña *Utility* en el modelo *Heater*, pestañas *Condensador* y *Reboiler* en el modelo *RadFrac*), de esta forma, Aspen calcula en cada caso el caudal necesario.

Para el diseño, se considera que el agua de refrigeración sufre un aumento de temperatura hasta llegar a unos 30 °C y que los vapores de media y de alta presión salen como líquido saturado.

También se considera el consumo eléctrico de las bombas de la planta, necesitando la bomba B1 2,05 kW y la bomba B2 9,46 kW.

3.1 Caso base

3.1.1 Vapor de agua

Como se ha mencionado, se necesita vapor de agua en los reboilers de las columnas y en el calentamiento previo a la reacción.

En la columna C1, el calor a aportar es de unos 2.186 kW. El caudal de vapor necesario es de 3.910 kg/h de vapor saturado a 10 bar

En la columna C2, el calor a aportar es de unos 1.227 kW. El caudal de vapor necesario para esto es de 2.195 kg/h de vapor saturado a 10 bar.

En la columna C3, el calor a aportar es de 2.221 kW. El caudal de vapor necesario es de 3.973 kg/h de vapor saturado a 10 bar.

En el intercambiador de calor E1, donde se produce el cambio de fase de la corriente de reactivos, se ha considerado tanto la opción de utilizar vapor a 55 bar como la de utilizar vapor a 10 bar, resultando esta última más económica. El calor a aportar en este caso es 6.414 kW, lo que requiere un caudal de vapor saturado a 10 bar de 11.472 kg/h.

Por lo tanto, el caudal de vapor de agua saturado a 10 bar necesario es de 21.550 kg/h.

En el intercambiador de calor previo al tren de reactores (E2), se necesita aportar 993 kW para llegar hasta los 250 °C. Para esto son necesarios 2.228 kg/h de vapor saturado a 55 bar y 270 °C.

3.1.2 Agua de refrigeración

El agua de refrigeración se utiliza en los condensadores de las columnas y en los intercambiadores de calor que refrigeran la corriente de salida de cada reactor.

En la columna C1, se deben retirar 2.524,5 kW. Para esto es necesario un caudal de agua de 217.726,6 kg/h.

En la columna C2, se deben retirar 1.238,6 kW. El caudal de agua necesario es de 106.826 kg/h.

En la columna C3, se deben retirar unos 2.159 kW. El caudal de agua necesario es de 186.217 kg/h.

En el intercambiador E3, se deben retirar 372 kW. El caudal de agua a utilizar es de 32.114,7 kg/h.

En el intercambiador E4, deben retirarse 477,5 kW. En este caso es necesario un caudal de agua a 20 °C de 41.171,6 kg/h.

En el intercambiador E5, deben retirarse 6.000 kW. El caudal de agua necesario es de 517.607,4 kg/h.

Por lo tanto, el caudal de agua necesario es de 1.101.663,3 kg/h. Esta agua deberá ser llevada a una torre de refrigeración, la cual no se ha considerado en este diseño, para disminuir su temperatura, por lo que se ha comprobado la capacidad habitual de este tipo de torres, resultando que en centrales térmicas el caudal de agua a refrigerar es unas 30 veces superior al requerido en la planta. [29]

3.2 Caso con integración energética

Realizando la integración energética de la planta se consigue disminuir en cierta medida el consumo de utilities, utilizando como fluidos calefactores y refrigerantes las corrientes de proceso del sistema.

3.2.1 Vapor de agua

La integración energética se lleva a cabo para los intercambiadores que llevan la corriente de proceso hasta las condiciones adecuadas para la reacción, de manera que el funcionamiento de las columnas de separación es el mismo que para el caso sin integración energética, con el mismo consumo de vapor y de agua.

En este caso, en el intercambiador E4, donde se produce la vaporización de la corriente, es necesario aportar 4.118 kW, un valor menor al caso anterior debido a que la vaporización ya ha comenzado en los intercambiadores previos. Para esto es necesario un caudal de vapor a 10 bar de 7.366 kg/h.

De esta manera, se consigue un ahorro en el consumo de vapor a 10 bar de 4.106 kg/h, un 19% del necesario en el sistema sin integración energética o casi un 36% si solo se considera el vapor utilizado en los intercambiadores, donde se realiza la integración.

El consumo de utility en el intercambiador E5, previo al primer reactor, prácticamente es igual al necesario en el caso sin integración energética, por lo que no se produce un ahorro significativo de vapor saturado a 55 bar.

3.2.2 Agua de refrigeración

Al igual que ocurre con el vapor de agua, el consumo de agua de refrigeración en las columnas de separación apenas se ve afectado.

Utilizando la corriente de alimentación al tren de reactores como fluido refrigerante se consigue disminuir la temperatura de la corriente de proceso hasta adecuarla a la necesaria para alimentar al siguiente reactor.

La corriente final de producto de los reactores se logra enfriar hasta 150 °C, por lo que es necesario incluir un nuevo intercambiador de calor en el que continúe reduciéndose su temperatura hasta los 90 °C. Para este intercambiador seguirá siendo necesaria la utilización de agua de refrigeración, siendo la potencia a retirar de 4.530 kW, lo que consumiría un caudal de agua de 390.660,5 kg/h.

Con esto se logra un ahorro de agua de refrigeración de 200.233,2 kg/h, lo que supone el 18% del necesario en el sistema sin integración energética, el 34% si únicamente se considera el agua necesaria en los intercambiadores de calor.

ANÁLISIS ECONÓMICO

1 INVERSIÓN INICIAL

El objetivo del análisis económico es el estudio de la viabilidad del proyecto, mediante la estimación de la inversión inicial necesaria, los costes de producción y los ingresos obtenidos [30].

En la inversión inicial se incluyen todos los elementos que son necesarios para la construcción de la planta y su puesta en funcionamiento. Algunos elementos que aquí se incluyen son los terrenos, la obra civil o los equipos.

Para la estimación de la inversión total se utiliza el método factorial de Lang, que utiliza el coste de adquisición de los equipos de la planta.

Para conocer el coste de los equipos se utilizan correlaciones que ofrecen el precio para los equipos en base a unas características determinadas [31]. Posteriormente será necesario aplicar una serie de correcciones para obtener el precio en las condiciones reales de la planta.

El precio base de cada equipo se muestra en la tabla 21:

Equipo	Coste (\$)	Coste (€)
Intercambiadores		
E1	19.500	17.550
E2	18.000	16.200
E3	12.000	10.800
E4	13.500	12.150
E5	24.000	21.600
Columnas		
C1	50000	45000
C2	100000	90000
C3	80000	72000
Reactores		
R1	34000	30600
R2	33000	29700
R3	38000	34200
Bombas		
B1	3800	3420
B2	3500	3150

Tabla 21. Datos de precios base de los equipos

En esta tabla, para los intercambiadores de calor se ha tomado su área de transferencia, a una presión de operación de 150 psig (11,37 bar absolutos), con temperaturas máximas de 650 °F (343,33 °C) y fabricado de acero al carbono. Por lo tanto habrá que realizar correcciones en esos parámetros para ajustar el precio a cada intercambiador.

Para las columnas de destilación, se ha utilizado tanto el número de etapas como el diámetro real de cada columna. La presión de operación a la que se ha determinado es de 15 psig (2,07 bar absolutos) y 650 °F (343,33 °C), utilizando acero al carbono.

Para los reactores, se ha utilizado su altura real, sin embargo, los diámetros para los que se disponen datos son menores a los utilizados, por lo que se utilizará un diámetro de 3,5 ft (1,067 m) y posteriormente se corregirá por tamaño utilizando área del reactor. La temperatura dada es de 650 °F (343,33 °C) y la presión 150 psig (11,37 bar), siendo construida de acero al carbono. En el precio de los reactores no se encuentra incluido el relleno de catalizador, el cual, al ir renovándose, se considera como una materia prima de la planta.

El precio de las bombas se ha obtenido en base al caudal que administran, para una temperatura de 120 °F (48,9 °C) y presión 150 psig (11,37 bar), fabricada de acero al carbono.

Además, todos los precios se refieren a dólares americanos de 1998, por lo que también debe realizarse una corrección por el cambio del valor del dinero en el tiempo.

Todas las gráficas utilizadas para obtener estos costes se muestran en el Anexo 5.

Para la corrección por tamaño se utiliza la expresión:

$$C = C_0 \cdot \left(\frac{T}{T_0}\right)^n$$

Tomándose un valor de $n=0,6$.

Para la corrección por el efecto del tiempo en el precio se utiliza:

$$C = C_0 \cdot \left(\frac{I}{I_0}\right)$$

Donde I e I_0 son los valores del índice de coste actual y de 1988, respectivamente. El índice de coste utilizado es el CEPCI, cuyo valor en marzo de 2015 es 688,1 y un valor en marzo de 1998 de 436,1 [32].

Para la corrección por material, presión y temperatura se utiliza la expresión

$$C = C_0 \cdot F_M F_P F_T$$

Con un valor de F_M de 1,4 al utilizarse acero inoxidable en lugar de acero al carbono, debido a la corrosión que puede causar el metanol en los equipos, un valor de F_P y F_T de 1 al utilizarse presiones y temperaturas moderadas en el proceso.

De esta forma, la corrección total quedaría como:

$$\text{Coste del equipo} = C_0 \cdot \left(\frac{T}{T_0}\right)^{0,6} \cdot \left(\frac{688,1}{436,1}\right) \cdot 1,4$$

En la tabla 22 se muestra el precio actualizado de cada equipo y el coste total de los mismos.

EQUIPO	COSTE (\$)	COSTE (€)
Intercambiadores		
E1	43.075	38.768
E2	39.762	35.786
E3	26.508	23.857
E4	29.821	26.839
E5	53.016	47.714
Columnas		
C1	110.449	99.404
C2	220.899	198.809
C3	176.719	159.047
Reactores		
R1	182.687	164.418
R2	177.314	159.582
R3	204.179	183.761
Bombas		
B1	8.394	7.555
B2	7.731	6.958
COSTE TOTAL DE EQUIPOS	1.227.539	1.104.785

Tabla 22. Coste actualizado de cada equipo y total

Para estimar la inversión total de la planta (incluyendo terrenos, instalación, edificios...) se multiplica el precio de los equipos por un factor que solo depende del tipo de planta (de fluidos, sólidos y fluidos o solo de sólidos).

En este caso, tratándose de una planta de fluidos e incluyendo el capital circulante, se multiplica por un factor de 5,93:

$$INVERSIÓN TOTAL INICIAL = COSTE TOTAL DE EQUIPOS * 5,93$$

$$INVERSIÓN TOTAL INICIAL = 7.279.306 \$ = 6.551.375 €$$

Realizando la integración energética se modifica el gasto en intercambiadores de calor durante la reacción. En este caso son necesarios 6 intercambiadores, con áreas distintas a las utilizadas anteriormente.

Equipo	Coste (\$)	Coste (€)
E1	22.000	19.800
E2	15.000	13.500
E3	11.500	10.350
E4	20.000	18.000
E5	18.000	16.200
E6	17.500	15.750

Tabla 23. Precio base de intercambiadores para el sistema con integración energética

El coste de los intercambiadores y el coste total de equipos en este caso y manteniéndose el resto de costes es:

EQUIPO	COSTE (\$)	COSTE (€)
E1	48.598	43.738
E2	33.135	29.821
E3	25.403	22.863
E4	44.180	39.762
E5	39.762	35.786
E6	38.657	34.792
COSTE TOTAL DE EQUIPOS	1.265.092	1.138.583

Tabla 24. Costes de equipos con la integración energética

Aplicando el factor de 5,93 al nuevo coste de equipos se obtiene la inversión inicial en el sistema con integración.

$$\mathbf{INVERSIÓN\ INICIAL\ CON\ INTEGRACIÓN = 7.501.996 \$ = 6.751.796 €}$$

Lo que supone un aumento de la inversión inicial de 222.690 \$ o 200.421 €.

2 COSTE DE PRODUCCIÓN

Los costes de producción están dados por todas aquellas funcionalidades que son necesarias para el funcionamiento diario de la planta, como son las materias primas, las utilities, la mano de obra o el mantenimiento.

El coste total anual de producción se aproxima como [30]:

$$CTP = 1,11 \cdot (MP + U) + 0,183 \cdot CF + 0,028 \cdot V$$

Donde

- MP es el coste de las materias primas.
- U es el coste de las utilities.
- CF es la inversión de capital fijo.
- V son los ingresos por venta del producto.

El coste del metanol se obtiene a partir de datos de fabricante, con un valor de 442 \$/tonelada en 2015 [33].

El coste de catalizador es de 25 \$/kg [34]. Se toma un periodo hasta la desactivación del catalizador de 1 mes [14] y se supone que se regenera 3 veces hasta su sustitución por catalizador nuevo, por lo que se necesita catalizador fresco 3 veces al año.

El coste fijo de la planta es el coste de equipos multiplicado por 5.04 (no incluye el capital circulante), lo que supone un valor de 6.186.797 \$ para el caso sin integración energética y 6.376.064 \$ para el caso con integración.

El precio de venta del DME es de 900 \$/ton para el año 2014 [35], se utiliza ese valor al no disponerse de datos más recientes.

El coste de las utilities utilizadas en la planta se obtiene a partir de la referencia [36], que ofrece datos para el agua de refrigeración, la electricidad, y vapor a 50, 150 y 450 psig (aproximadamente 4, 11 y 32 bar, respectivamente). De estos se utiliza el precio del vapor a 11 bar, al ser un valor muy cercano al del vapor necesario en la planta de 10 bar, sin embargo no ofrece datos adecuados para el vapor saturado a 55 bar, por lo que se supone que la progresión que muestra desde los 15 a los 450 psig se mantiene hasta los 783 psig (798 psi, 55 bar), tal y como se muestra en la figura 17.

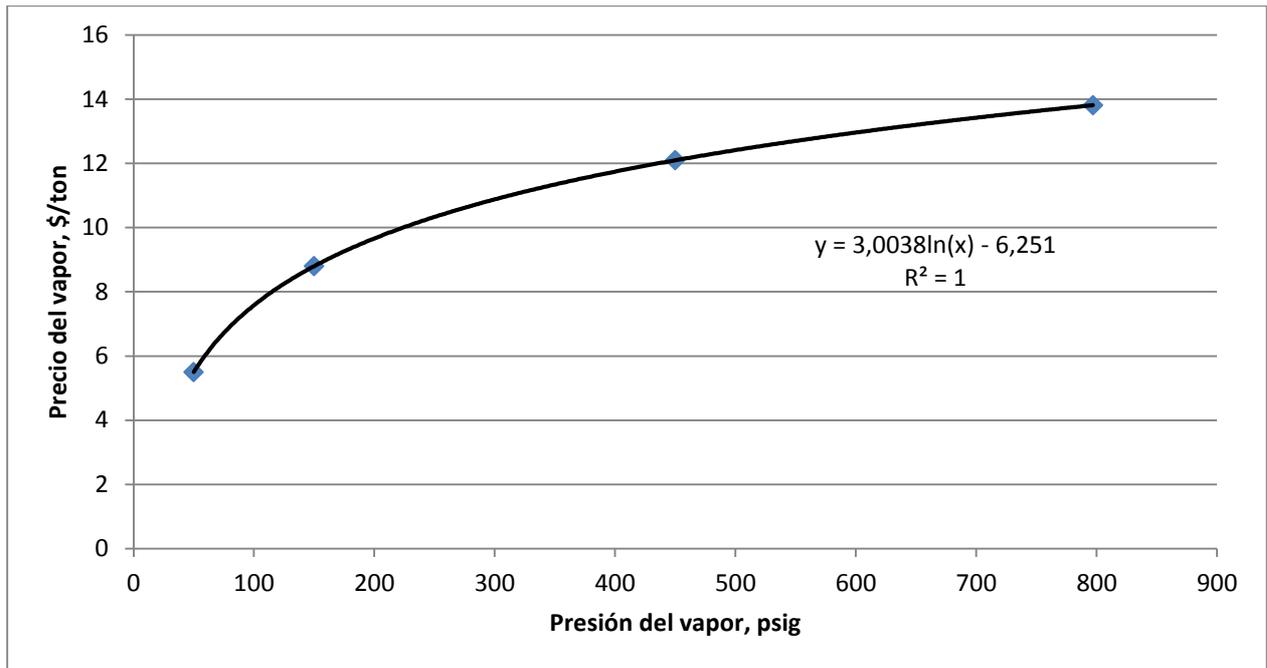


Figura 17. Coste del vapor en función de la presión

En la tabla 25 se muestra el coste anual actualizado de cada partida mencionada.

	Dato de precio	Coste anual, \$/año	Coste anual, €/año
Venta de DME	900 \$/ton	73.402.632	66.062.368,8
Compra de MeOH	442 \$/ton	53.040.000	47.736.000
Compra de catalizador	25 \$/kg	6.637.500	5.973.750
Utilities			
Agua de refrigeración	0,013 \$/m3	114.573	103.115,7
Electricidad	0,04 \$/kWh	3.683,2	3.314,88
Vapor saturado, 10 bar	8,8 \$/ton	1.517.120	1.365.408
Vapor saturado, 55 bar	13,8 \$/ton	245.995,488	221.396
Coste de utilities		1.881.371,671	1.693.234,5

Tabla 25. Costes de producción

De esta forma, el coste total de producción tiene un valor, utilizando la expresión dicha anteriormente, de:

$$CTP = 71.517.805 \text{ \$/año} = 64.366.025 \text{ €/año}$$

Al realizar la integración energética de la planta se reduce el consumo de utilities y por tanto el coste de producción:

	Dato de precio	Coste anual, \$/año	Coste anual, €/año
Utilities			
Agua de refrigeración	0,013 \$/m ³	91.668,7	82.501,8
Electricidad	0,04 \$/kWh	3.683,2	3.314,88
Vapor saturado, 10 bar	8,8 \$/ton	1.228.057,6	1.105.251,8
Vapor saturado, 55 bar	13,8 \$/ton	245.995,5	221.395,9
Coste de utilities		1.569.405	1.412.464,5

Tabla 26. Coste de producción con integración energética

De manera que en este caso el coste de producción tiene un valor de:

$$CTP \text{ con integración} = 71.206.158 \text{ \$/año} = 64.085.542 \text{ €/año}$$

De forma que gracias a la integración energética se produce un ahorro en el coste de producción anual de 311.647 \$/año, o 280.482 €/año, lo que no supone una cantidad significativa en comparación con el coste total, siendo el 0,43% de la inversión sin integración energética.

3 ANÁLISIS DE LA RENTABILIDAD

Para realizar el análisis de rentabilidad se utiliza el método del VAN y de la TIR, además se calculará el tiempo de retorno de la inversión inicial.

Se supone que el tiempo de vida de la planta es de 20 años, que toda la inversión inicial se realiza en el año 0 y que se empieza a producir a partir del año 1.

Para realizar el cálculo del VAN y la TIR se deben realizar en primer lugar los flujos netos de caja para cada año del proyecto. Se supondrá que los flujos de cajas son iguales desde los años 1 al 10 y desde el 11 al 20, realizándose la venta de todo el DME producido cada año. En el año 0 se produce la inversión inicial y no se obtienen ingresos. La financiación se realizará con capital propio.

Se supondrá que la tasa impositiva es del 30%, que la tasa de interés anual o tasa de descuento (i) es del 10% y que la amortización se realiza de forma lineal en 10 años, aplicándose a toda la inversión inicial aunque la estimación realizada incluya los terrenos, no amortizables.

El cálculo de los flujos de caja para cada año se realiza de acuerdo a las siguientes ecuaciones:

$$\text{Beneficio Bruto} = \text{Ventas} - \text{Coste de producción}$$

$$\text{Amortización} = \text{Inversión inicial} / 10$$

$$\text{Beneficios Antes de Impuestos} = \text{Beneficio Bruto} - \text{Amortización}$$

$$\text{Impuestos} = \text{Beneficios Antes de Impuestos} \cdot 0,3$$

$$\text{Beneficios Despues de Impuestos} = \text{Beneficios Antes de Impuestos} - \text{Impuestos}$$

$$\text{Flujo Neto de Caja} = \text{Beneficio Despues de Impuestos} + \text{Amortización}$$

De esta forma, el flujo neto de caja, en millones de euros (M€), queda como sigue:

AÑOS	0	1 A 10	11 A 20
Ventas	0	66,06	66,06
Costes	6,55	64,37	64,37
Beneficio Bruto	-6,55	1,69	1,69
Amortización	0	0,655	0
Beneficio Antes de Impuestos	-6,55	1,035	1,69
Impuestos	0	0,3105	0,507
Beneficio Después de Impuestos	-6,55	0,7245	1,183
Flujo Neto de Caja	-6,55	1,3795	1,183

Tabla 27. Flujo de caja sin integración

Con esto se realiza el cálculo del VAN y la TIR mediante las expresiones:

$$VAN = \sum_{n=0}^N \frac{FNC_n}{(1+i)^n} \quad 0 = \sum_{n=0}^N \frac{FNC_n}{(1+TIR)^n}$$

Se obtiene como resultado:

$$VAN = 4,3 \text{ M€} \quad TIR = 20 \%$$

Realizando la integración energética de la planta, los flujos de caja, en millones de euros (M€), quedan así:

AÑOS	0	1 A 10	11 A 20
Ventas	0	66,06	66,06
Costes	6,75	64,08	64,08
Beneficio Bruto	-6,75	1,98	1,98
Amortización	0	0,675	0
Beneficio Antes de Impuestos	-6,75	1,305	1,98
Impuestos	0	0,3915	0,594
Beneficio Después de Impuestos	-6,75	0,9135	1,386
Flujo Neto de Caja	-6,75	1,5885	1,386

Tabla 28. Flujo de caja con integración

En este caso, los indicadores económicos tienen como resultado:

$$VAN = 5,72 \text{ M€} \quad TIR = 22 \%$$

De nuevo se demuestra como la integración energética provoca un efecto beneficioso a la economía del proyecto.

En el caso sin integración energética la inversión inicial se recupera en 4,75 años (4 años y 9 meses) mientras que en el caso con integración energética la inversión inicial se recupera en 4,25 años (4 años y 3 meses).

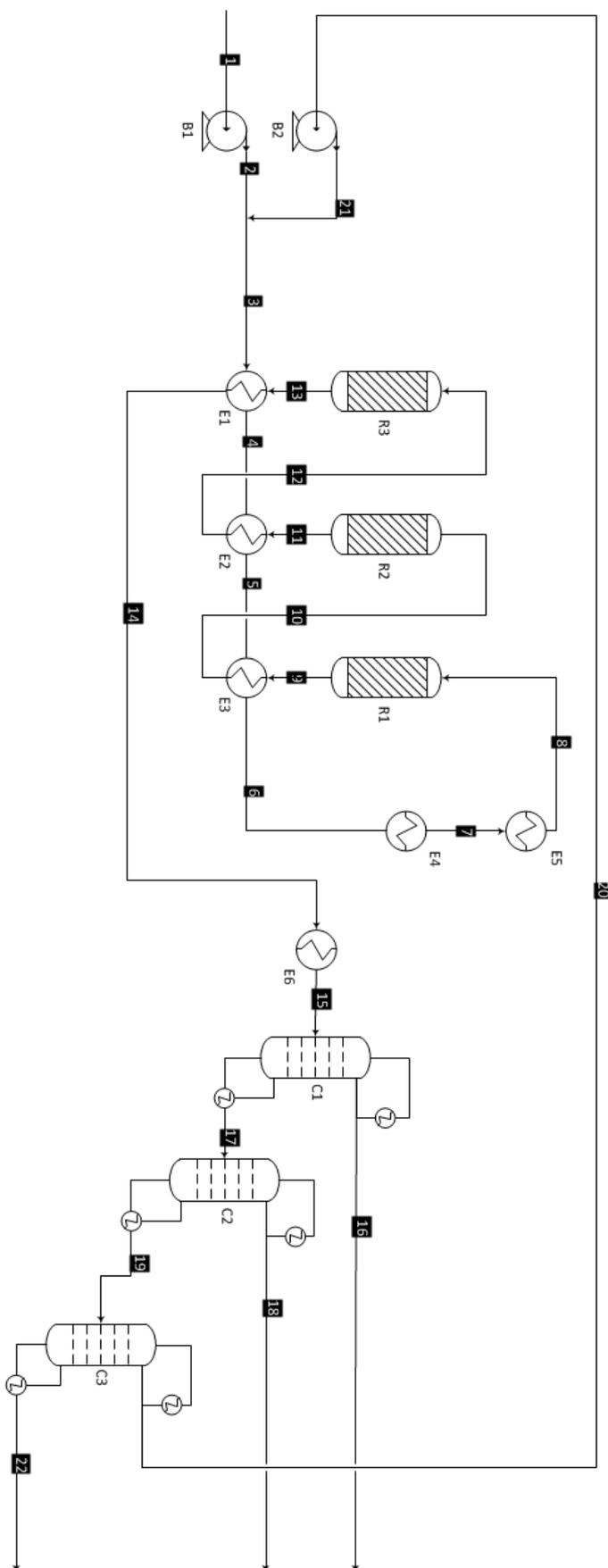
REFERENCIAS

- [1] J. L. G. Wade, *Química Orgánica*, Quinta ed., Pearson Prentice Hall, 2004.
- [2] «Base de datos del software Engineering Equation Solver».
- [3] Z. Bai, H. Ma, H. Zhang, W. Ying y D. Fang, «Process simulation of dimethyl ether synthesis via methanol vapor phase dehydration,» *Polish Journal of Chemical Technology*, nº 15, pp. 122-127, 2013.
- [4] Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo, «Documentación Toxicológica para el Establecimiento del Límite de Exposición Profesional del Dimetil Éter,» 2007.
- [5] N. Khandan, M. Kazemeini y M. Aghaziarati, «Dehydration of Methanol to Dimethyl Ether Employing Modified HZSM-5 Catalysts,» *Iranian Journal of Chemical Engineering*, vol. 6, nº 1, 2009.
- [6] I. H. Kim, S. Kim, W. Cho y E. S. Yoon, «Simulation of comercial dimethyl ether production plant,» de *20th European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, 2010.
- [7] College of Science & Engineering. University of Minnesota, «Fuel of the Future - DME,» [En línea]. Available: http://www.me.umn.edu/centers/cdr/cdr_dme.html. [Último acceso: 28 Julio 2015].
- [8] G. Bozga, I. T. Apan y R. E. Bozga, «Dimethyl Ether Synthesis Catalysts, Processes and Reactors,» *Recent Patents on Catalysis*, vol. 2, pp. 68-81, 2013.
- [9] M. Alavi, H. Jazayeri-rad y R. M. Behbahani, «Optimizing the Feed Conditions in a DME Production Process to Maximize the Methanol Conversion,» *Science and Technology*, vol. 3, pp. 61-66, 2013.
- [10] International DME Association, «DME: 21st Century Energy,» [En línea]. Available: http://www.icatconf.com/Sunumlar/SESSION1/4_Jean%20Alain%20Taupy.pdf. [Último acceso: 16 Julio 2015].
- [11] Internation DME Association, [En línea]. Available: <https://www.aboutdme.org/index.asp?bid=234>. [Último acceso: 16 Julio 2015].
- [12] F. Ullmann, *Enciclopedia de Química Industrial*, 1953.
- [13] D.Delmás, P. Muñoz y J. Lizardo, «Síntesis de ZSM-5 para uso catalítico y caracterización por DRX y FTIR,» *Revevista Peruana de Química e Ingeniería Química*, vol. 12, nº 2, pp. 49-53, 2009.
- [14] Y. Sang, H. Liu, S. He, H. Li, Q. Jiao, Q. Wu y K. Sun, «Catalytic performance of hierarchical HZSM-5/MCM-41 for methanol dehydration to dimethyl ether,» *Journal of Energy Chemistry*, vol. 22, pp. 769-777, 2013.
- [15] Q. Tang, H. Xu, Y. Zheng, J. Wang, H. Li y J. Zhang, «Catalytic dehydration of methanol to dimethyl ether over micro-mesoporous ZSM-5/MCM-41 composite molecular sieves,» *Applied Catalysis A: General*, pp. 36-42, 2012.

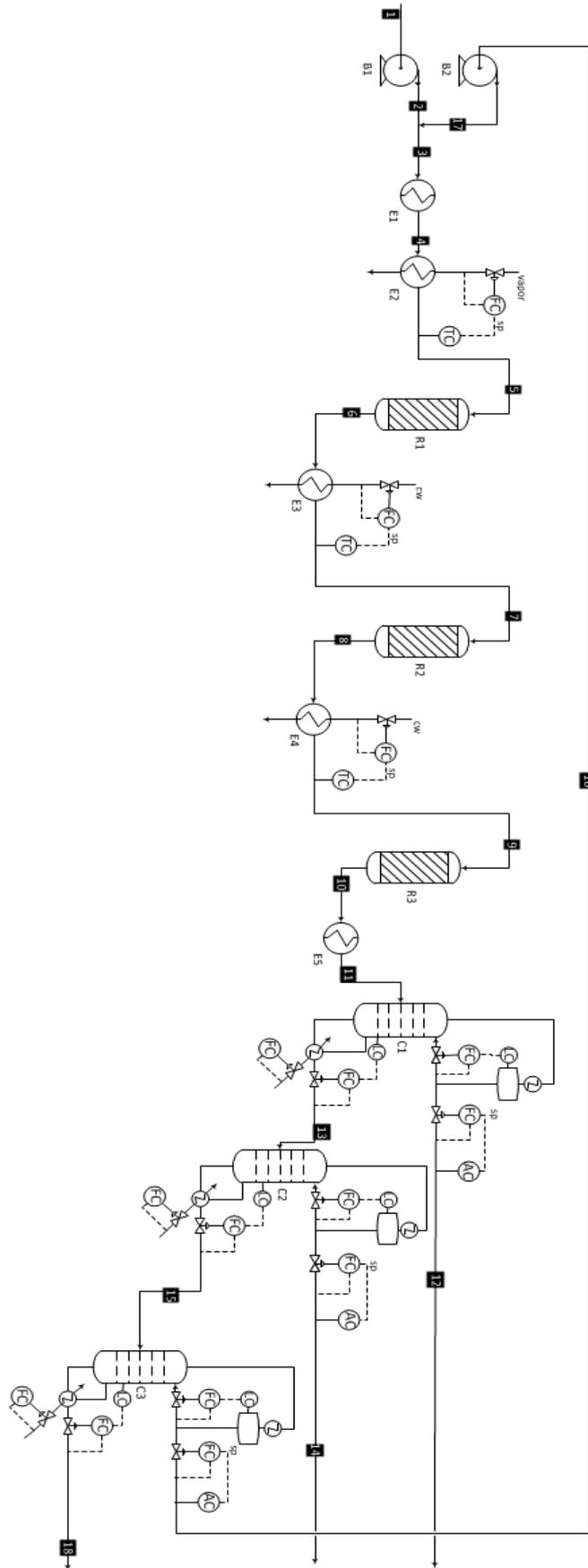
- [16] J. Na, G. Liu, T. Zhou, G. Ding, S. Hu y L. Wang, «Synthesis and Catalytic Performance of ZSM-5/MCM-41 Zeolites With Varying Mesopore Size by Surfactant-Directed Recrystallization,» *Catalysis Letters*, vol. 143, pp. 267-275, 2013.
- [17] J. Bandiera y C. Naccache, «Kinetics of methanol dehydration on dealuminated H-modernite: Model with acid and basic active centres,» *Applied Catalysis*, vol. 69, pp. 139-148, 1991.
- [18] Y. Tavan, S. H. Hosseini, M. Ghavipour, M. R. K. Nikou y A. Shariati, «From laboratory experiments to simulation studies of methanol dehydration to produce dimethyl ether - Part I: Reaction kinetic study,» *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, vol. 73, pp. 144-150, 2013.
- [19] Y. Tavan y R. Hasanvandian, «Two practical equations for methanol dehydration reaction over HZSM-5 catalyst - Part I: Second order rate equation,» *Fuel*, vol. 142, pp. 208-214, 2015.
- [20] Á. Villanueva, «Métodos termodinámicos en simuladores de procesos,» *Asignatura Simulación y Optimización de Procesos Químicos*, 2013.
- [21] R. W. Missen, C. A. Mims y B. A. Saville, *Introduction to Chemical Reaction Engineering and Kinetics*, John Wiley & Sons, INC, 1999.
- [22] J. Dahl y J. Ostergaard, «Process for Production of DME from Crude Methanol». Patente WO 2014/029672 A1, 27 Febrero 2014.
- [23] J. D. Durán, «Utilities,» *Asignatura Ingeniería de Plantas Químicas*, 2014.
- [24] S. S. Al-Khattaf, R. J. Balasamy, M. A. B. Siddiqui, A. M. Aitani y M. R. Saeed, «Method of Forming a Hydrocarbon Cracking Catalyst». United States Patente US 2013/0165315 A1, 27 Junio 2013.
- [25] C. Sneh, D. S. Mohan, D. Lalji y V. Perupogu, «Process for Production of High Octane Gasoline from Straight Run Light Naphtha on Pt Containing HZSM-5 Molecular Sieve Catalyst». Patente WO 2004058400 A1, 15 Julio 2004.
- [26] C. Huiyong, X. Hongxia, C. Xianying y Q. Yu, «Experimental and molecular simulation studies of a ZSM-5/MCM-41 micro-mesoporous molecular sieve,» *Microporous and Mesoporous Materials*, vol. 118, pp. 396-402, 2009.
- [27] D. Velázquez y R. González, «Intercambiadores de calor,» *Asignatura Tecnología Energética*, 2014.
- [28] «Engineering page - Typical overall heat transfer coefficients (U - Values),» [En línea]. Available: <http://www.engineeringpage.com/technology/thermal/transfer.html>. [Último acceso: 9 Septiembre 2015].
- [29] Endesa, «Información general de la Central Térmica de Compostilla,» [En línea]. Available: http://www.endesaeduca.com/Endesa_educa/recursos-interactivos/instalaciones-electricas/informacion-compostilla. [Último acceso: 12 9 2015].
- [30] L. Puigjaner, P. Ollero, C. d. Prada y L. Jiménez, *Estrategias de modelado, simulación y optimización de procesos químicos*, Síntesis, 2006.
- [31] H. P. Loh y J. Lyons, «Process Equipment Cost Estimation,» 2002.
- [32] «Economic Indicators,» *Chemical Engineering*, 1998, 2010, 2015.

- [33] Methanex, «Methanex Methanol Price Sheet,» 2015.
- [34] Y. Tavan y S. H. Hosseini, «From laboratory experiments to simulation studies of methanol dehydration to produce dimethyl ether reaction - Part II: Simulation and cost estimation,» *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, vol. 73, pp. 151-157, 2013.
- [35] Jiutai Energy Co., [En línea]. Available: <http://chinadme.en.made-in-china.com/product/gXnJABZuYLcH/China-Best-Dimethyl-Ether-Price.html>. [Último acceso: 11 9 2015].
- [36] W. D. Seider, J. D. Seader y D. R. Lewin, *Product & Process Design Principles. Synthesis, Analysis and Evaluation*, Segunda ed., John Wiley and Sons, Inc, 2004.

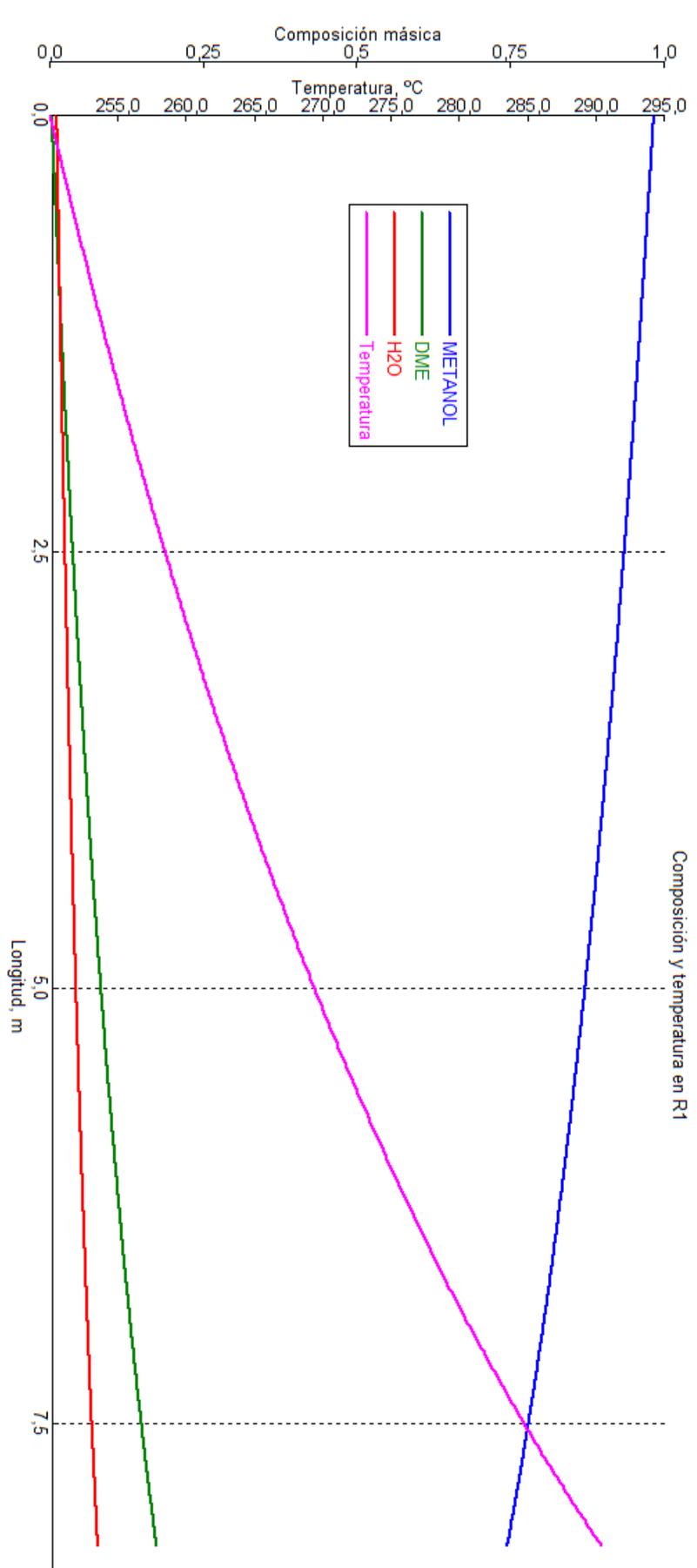
Anexo B. Diagrama de flujo con integración energética

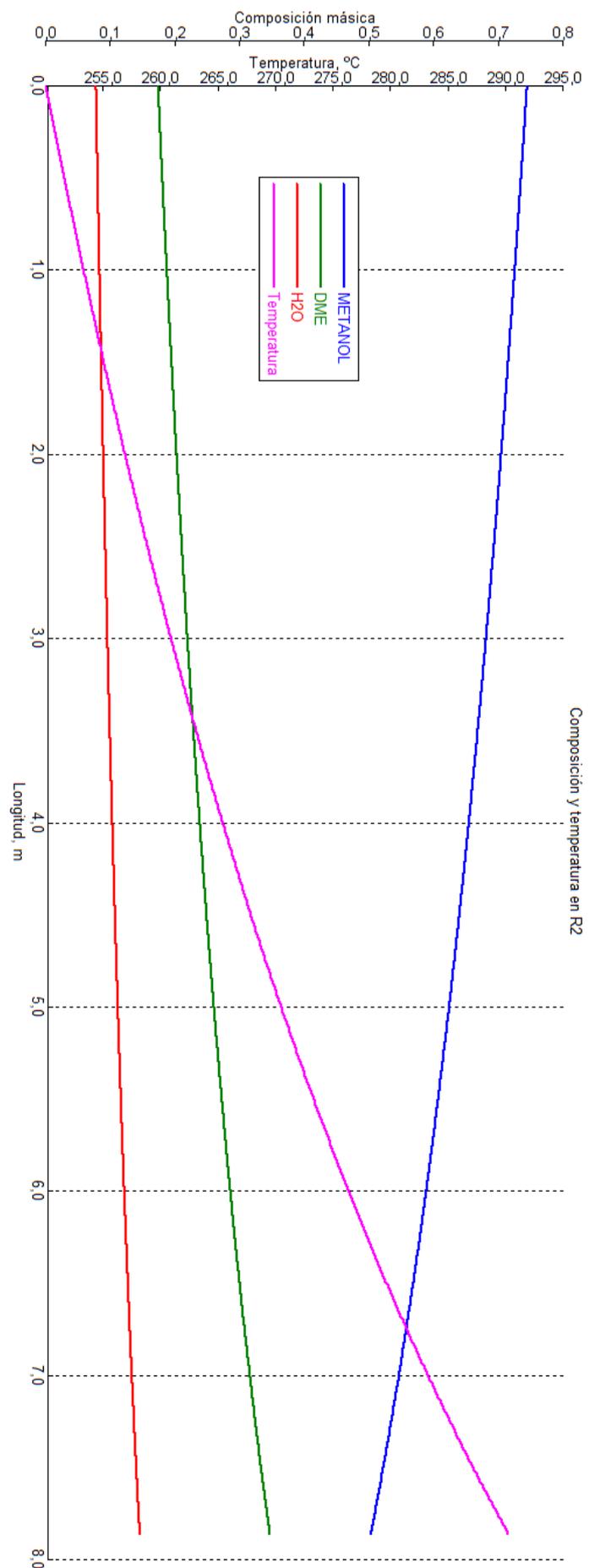


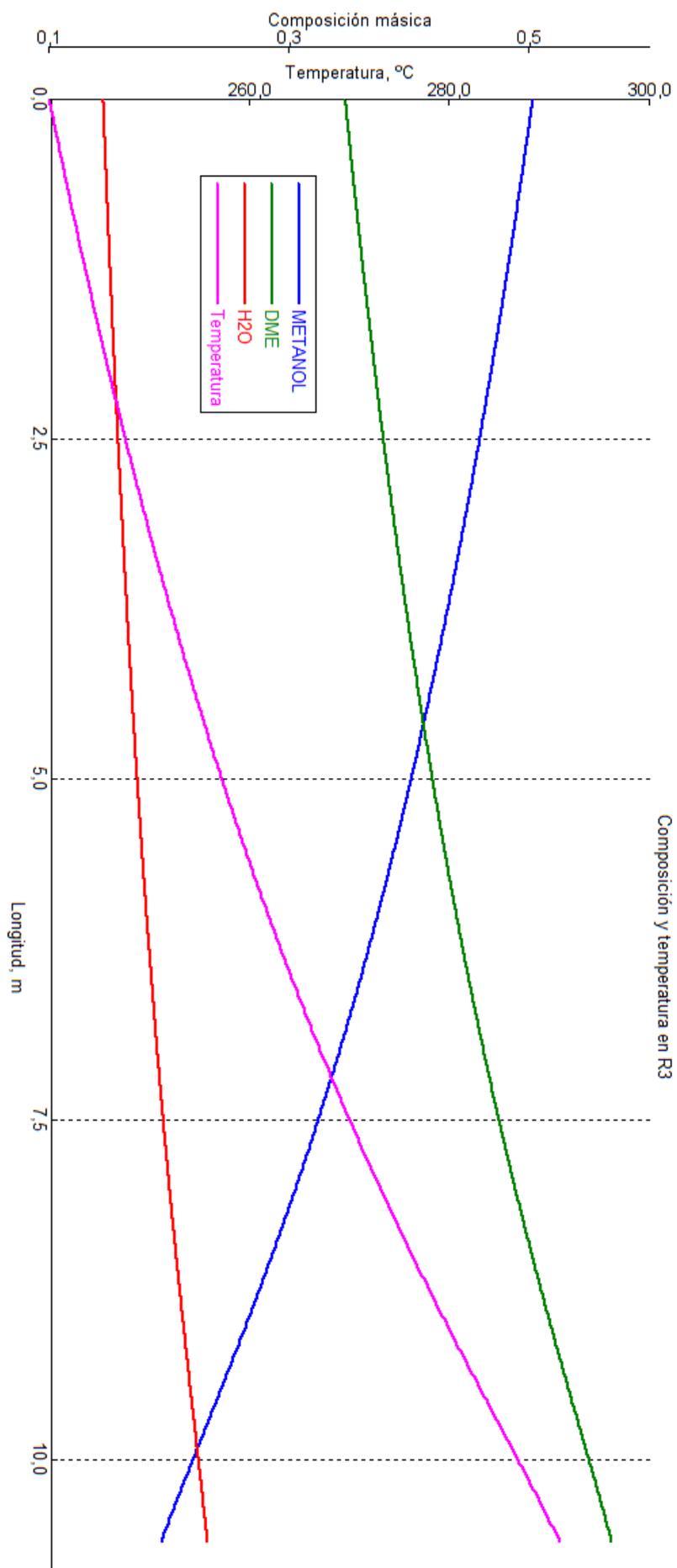
Anexo C. P&ID



Anexo D. Evolución de la composición y temperatura en los reactores







Anexo E. Correlaciones para los precios de los equipos

Shell and Tube Heat Exchanger

Description: Shell and tube heat exchanger consists of a bundle of tubes held in a cylindrical shape by plates at either end called tube sheets. The tube bundle placed inside a cylindrical shell. The size of the exchanger is defined as the total outside surface area of the tube bundle. Maximum shell size is 48 Inches.

Design Basis:

1st Quarter 1998 Dollars

Type: Floating Head (BES)/ Fixed Head (BEM)

Shell Material: A285C

(Low and intermediate strength carbon steel plates for pressure vessels.)

Shell Temperature: 650 °F

Shell Pressure: 150 psig

Tube Material: A214

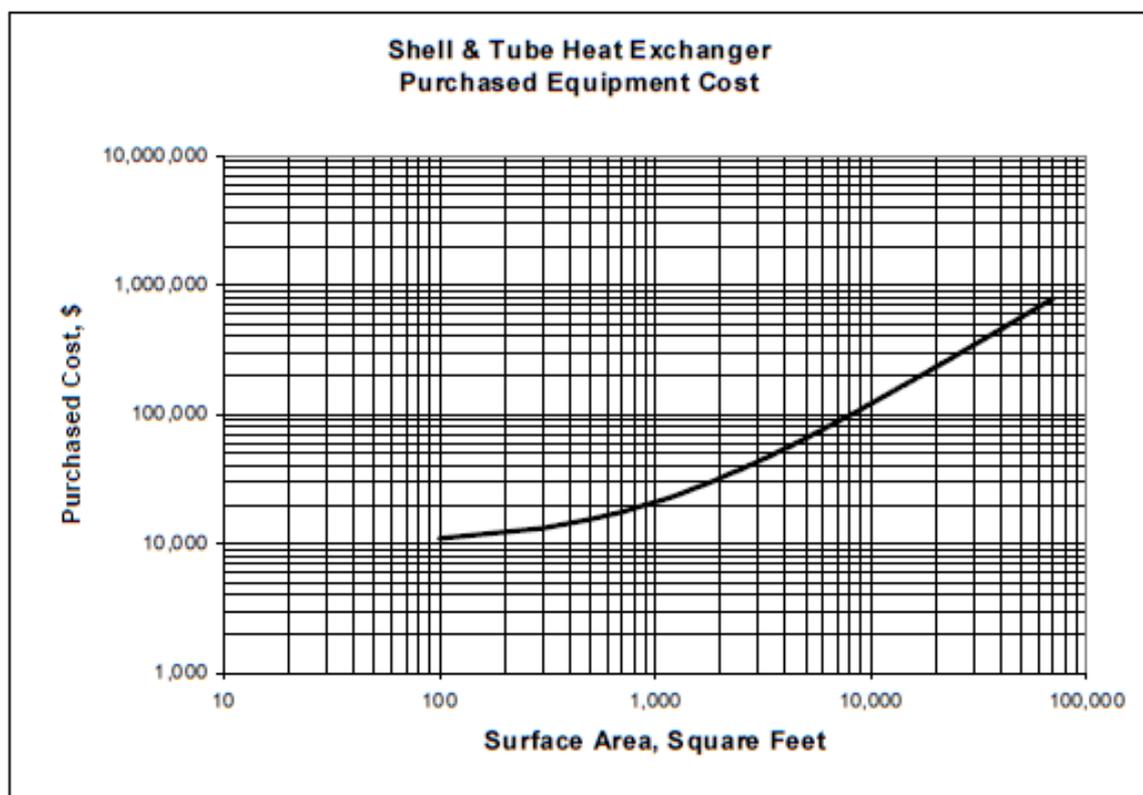
(Electric-resistance-welded carbon steel heat exchanger and condenser tubes)

Tube Temperature: 650 °F

Tube Pressure: 150 psig

Tube Length: 10– 20 Feet

Tube Diameter: 1 Inch



Sieve Tray Column – 15 psig

Description: Pressure/vacuum column includes vessel shell, heads, single base material (lined or clad, nozzles, manholes (one manhole below and above tray stack or packed section and one manhole every tenth tray or 25 feet of packed height), jacket and nozzles for heating or cooling medium, base ring, lugs, skirt or legs; tray clips, tray supports (if designated), distributor piping, plates.

Design Basis:1st Quarter 1998 Dollars

Shell Material: A515

(Carbon Steel Plates for pressure vessels for intermediate and higher temperature service)

Design Temperature: 650 °F

Design Pressure: 15 psig

Height: 17 - 133 feet

Application: Distillation

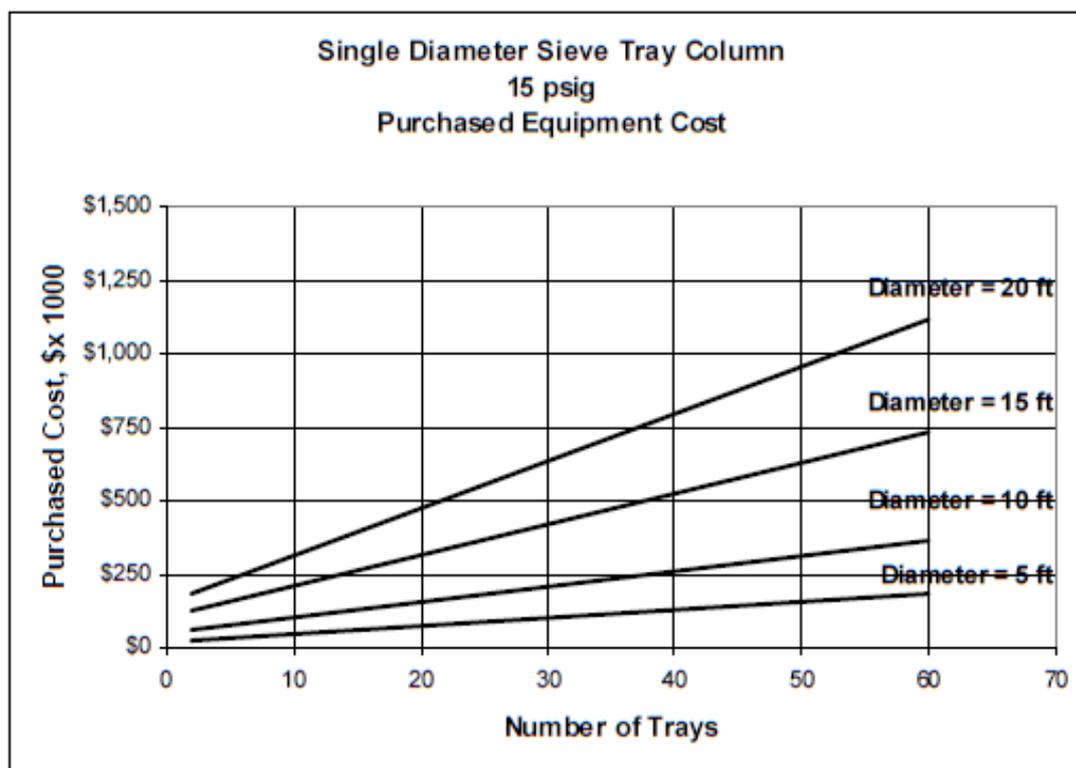
Tray Type: Sieve

Tray Spacing: 24 Inches

Tray Material: A285C

(Low and intermediate strength carbon steel plates for pressure vessels.)

Tray Thickness: 0.19 Inches



Packed Column – 150 psig

Description: Pressure/vacuum column includes vessel shell, heads, single base material (lined or clad, nozzles, manholes (one manhole below and above tray stack or packed section and one manhole every tenth tray or 25 feet of packed height), jacket and nozzles for heating or cooling medium, base ring, lugs, skirt or legs; tray clips, tray supports (if designated), distributor piping, plates, packing not included (see Table 1).

Design Basis:

1st Quarter 1998 Dollars

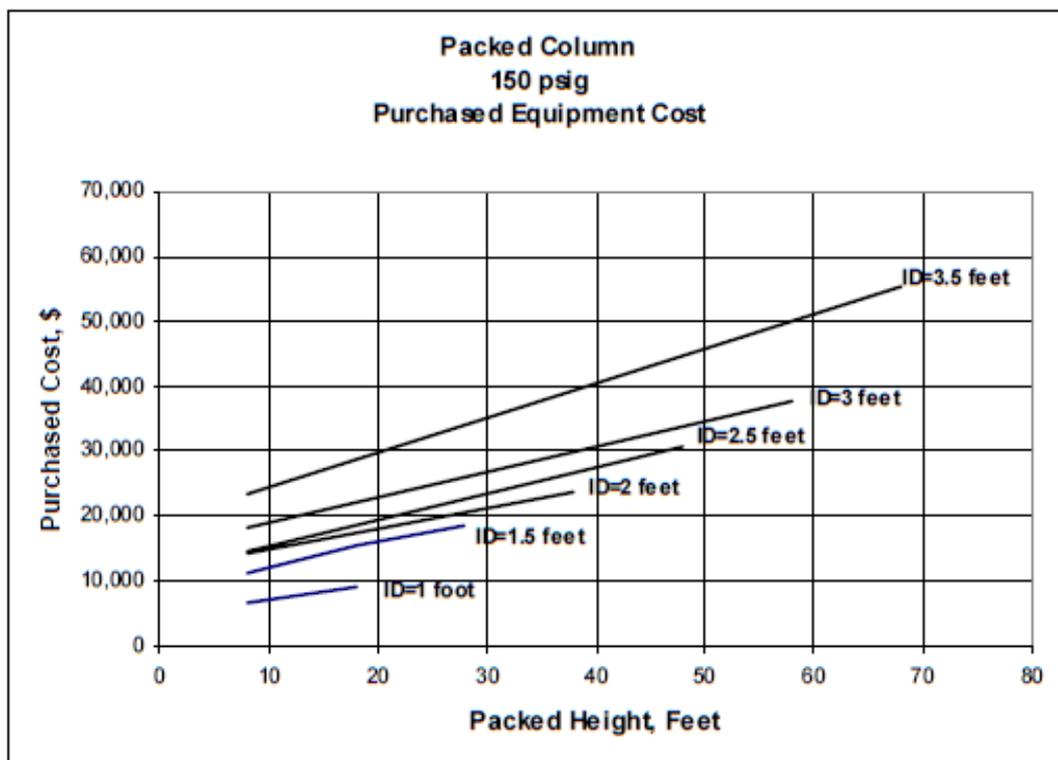
Shell Material: A515

(Carbon Steel Plates for pressure vessels for intermediate and higher temperature service)

Design Temperature: 650 °F

Design Pressure: 150 psig

Application: Absorption



Centrifugal Pump

Description: Single and multistage centrifugal pumps for process or general service when flow/head conditions exceed general service. Split casing not a cartridge or barrel. Includes standard motor driver.

Design Basis:

1st Quarter 1998 Dollars

Material: Carbon Steel

Design Temperature: 120 °F

Design Pressure: 150 psig

Liquid Specific Gravity: 1

Efficiency:

<50 GPM = 60%
50 – 199 GPM = 65%
100 – 500 GPM = 75%
> 500 GPM = 82%

Driver Type: Standard motor

Seal Type: Single mechanical seal

