

Trabajo Fin de Grado  
Grado en Ingeniería Química

Ingeniería básica de una planta de deshidrogenación  
de propano para la producción de propileno

Autor: Julia Sena González

Tutor: Manuel Campoy Naranjo

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

Sevilla, 2016





Trabajo de Fin de Grado  
Grado en Ingeniería Química

# **Ingeniería básica de una planta de deshidrogenación de propano para la producción de propileno**

Autor:

Julia Sena González

Tutor:

Manuel Campoy Naranjo

Dep. de Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2016



# Resumen

---

En este trabajo se pretende realizar la ingeniería básica de una planta de producción de propileno mediante la deshidrogenación de propano basándose en el Proceso de UOP Oleflex, así como un presupuesto aproximado para comprobar su viabilidad económica. Dicha unidad tiene como objetivo producir una corriente de mezcla de propileno y propano, con un 99,6% de propileno. El proceso consiste en un precalentamiento de la corriente de propano con una adición de hidrógeno, el cual se obtiene como subproducto en el proceso; seguido de cuatro reactores catalíticos de lecho móvil con hornos inter-etapas y por último una separación del propileno y de otros compuestos mediante una sección de compresión con enfriamiento y una columna de separación.

# Abstract

---

The aim of this project is to implement the basic engineering from a propylene production plant via propane dehydrogenation based on UOP Oleflex Process, as well as a budget to check its economic viability. The main purpose of this plant is to produce a propylene and propane mixture stream, with a 99,6 % of propylene. The process consists in preheating the propane stream with an hydrogen addition, which is obtained as a subproduct on the process; followed by four catalytic fixed bed reactors with interstage furnaces and finally a separation of the propylene and the others compounds through a compression section with cooling and a separation column.



# Índice

---

Resumen.....	V
Abstract .....	V
Índice .....	vii
Índice de Tablas .....	ix
Índice de Figuras .....	xi
<b>1 Introducción .....</b>	<b>13</b>
1.1 <i>Objetivo</i> .....	13
1.2 <i>Mercado del propileno</i> .....	13
1.3 <i>Deshidrogenación de parafinas</i> .....	15
1.4 <i>Producción de propileno mediante deshidrogenación de propano</i> .....	16
<b>2 Memoria descriptiva y justificativa.....</b>	<b>25</b>
2.1 <i>Elección del proceso</i> .....	25
2.2 <i>Etapa de reacción y regeneración del catalizador</i> .....	25
2.3 <i>Etapa de separación del propileno</i> .....	30
2.4 <i>Catalizador</i> .....	33
2.5 <i>Cinética de la reacción</i> .....	34
<b>3 Memoria de cálculos .....</b>	<b>36</b>
3.1 <i>Intercambiador carga-efluente</i> .....	36
3.2 <i>Reactores</i> .....	36
3.3 <i>Hornos</i> .....	38
3.4 <i>Etapa de compresión</i> .....	38
3.5 <i>Columna de separación propano-propileno</i> .....	40
<b>4 Mediciones del proyecto .....</b>	<b>43</b>
4.1. <i>Costes de implantación</i> .....	43
4.3. <i>Costes totales</i> .....	50
4.4. <i>Beneficios</i> .....	52
<b>5 Conclusiones.....</b>	<b>55</b>
<b>6 Bibliografía .....</b>	<b>56</b>
<b>7 Anexos.....</b>	<b>57</b>



# Índice de Tablas

---

Tabla 1.1. Cuadro Comparativo entre las Tecnologías Existentes para el Proceso de Deshidrogenación de Propano (Airaksinen, S. 2005).

Tabla 3.1. Condiciones de operación de la etapa de compresión con enfriamiento

Tabla 3.2. Valores de  $k$  para rango de presiones

Tabla 3.3. Espaciamiento entre platos según diámetro de la torre

Tabla 4.1. Escalamiento de Equipos (SRI Consulting, 2008).

Tabla 4.2. Estimación del coste de los reactores

Tabla 4.3. Estimación del coste de los hornos interetapas

Tabla 4.4. Estimación del coste del CCR

Tabla 4.5. Estimación del coste de la Caja Fría

Tabla 4.6. Estimación del coste del intercambiador carga-efluente

Tabla 4.7. Estimación del coste de los compresores

Tabla 4.8. Estimación del coste de los refrigeradores

Tabla 4.9. Estimación del coste de la torre de destilación

Tabla 4.10. Estimación del coste de los depósitos

Tabla 4.11. Características del catalizador

Tabla 4.12. Costes de la electricidad de uso industrial en España

Tabla 4.13. Costes de operación

Tabla 4.14. Resumen de costes de implantación

Tabla 4.15. Cálculo de los flujos de caja



# Índice de Figuras

---

- Fig. 1.1. Productos derivados del propileno
- Fig. 1.2. Distribución de los productos del propileno
- Fig. 1.3. Capacidad global de propileno
- Fig. 1.4. Conversión de equilibrio para la deshidrogenación de algunas parafinas a presión atmosférica. (Encyclopaedia of Hydrocarbons, 2005)
- Fig. 1.5. Temperaturas requeridas para alcanzar 10 y 40% de conversión de equilibrio de algunas parafinas a presión atmosférica. (Bhasin, M. et al., 2001)
- Fig. 1.6. Termodinámica de las reacciones del propano
- Fig. 1.7. Diagrama de Flujo del Proceso Catofin de ABB Lummus (SRI Consulting, 2008)
- Fig. 1.8. Relación entre la conversión y la temperatura en cada reactor en el Proceso Oleflex.
- Fig. 1.9. Diferencia entre la temperatura a la entrada de un solo reactor y un multietapas
- Fig. 1.10. Esquema del CCR utilizado en el Proceso Oleflex. (Bhasin M. et all, 2001).
- Fig. 1.11. Diagrama de Flujo del Proceso Oleflex de UOP(SRI Consulting, 2008)
- Fig. 1.12. Diagrama de Flujo del Proceso STAR de Phillips Petroleum (SRI Consulting, 2008)
- Fig. 1.13 Diagrama de Flujo del Proceso FBD-3 de Yarsintez/Snamprogetti (SRI Consulting, 2008)
- Fig. 2.1. Diagrama de bloques del proceso UOP Oleflex
- Fig. 2.2. Etapa de reacción y regeneración del catalizador
- Fig. 2.3. Conversión y selectividad respecto a la masa de catalizador en el primer reactor
- Fig. 2.4. Temperatura, selectividad y conversión a lo largo del primer reactor
- Fig. 2.5. Temperatura y conversión a lo largo del segundo reactor.
- Fig. 2.6. Temperatura y conversión a lo largo del tercer reactor
- Fig. 2.7. Temperatura y conversión a lo largo del segundo reactor
- Fig. 2.8. Sistema de compresión por etapas
- Fig. 2.9. Esquema de la caja fría
- Fig. 2.10. Columna de separación propano-propileno
- Fig. 2.11. Secuencias de las Reacciones que se llevan a cabo en los Catalizadores de Platino (Bhasin, M. et al., 2001)
- Fig. 3.1. Sistema de compresión por etapas
- Fig. 3.2. Esquema de la columna de separación propano-propileno.
- Fig. 3.3. Cálculo de la presión de la torre

Fig.3.4. Columna DSTWU

Fig. 3.5. Columna RADFRAC

Fig.4.1. BAST's U.S. EIB Platinum

Fig. 4.2. Evolución del precio del propano (Index Mundi)

Fig. 4.3. Precio de la electricidad de uso industrial en España

Fig. 4.4. Precio del gas natural

Fig. 4.5. Representación gráfica del coste de los equipos

Fig. 4.6. Platts Global Propylene Price Index

# 1 INTRODUCCIÓN

## 1.1 Objetivo

El objetivo del proyecto es la realización de la ingeniería básica de una planta de deshidrogenación de propano para la producción de 18.850 toneladas de propileno al año, usando el proceso UOP Oleflex.

El alcance del proyecto es el siguiente:

- Bases de diseño
- Diagrama de bloques
- Simulaciones de procesos
- Balance de masa y energía
- Diagrama de flujo de proceso
- Filosofía básica de operación y control
- Lista de equipos
- Estimación del coste de inversión
- Estimación del VAN, TIR y el Payback

## 1.2 Mercado del propileno

El propileno es uno de los productos químicos industriales de mayor importancia, experimentando un importante crecimiento en su demanda en las últimas décadas, lo que unido a la necesidad de sustituir sus métodos de producción, ha motivado al auge de tecnologías alternativas, siendo la deshidrogenación catalítica de propano una de las más interesantes [1].

El propileno es el segundo producto más importante, después del etileno, cuyo uso es la producción de polipropileno, acrilonitrilo, propilenglicol, cumeno, butilaldehidos y otros productos (Fig. 1.1)

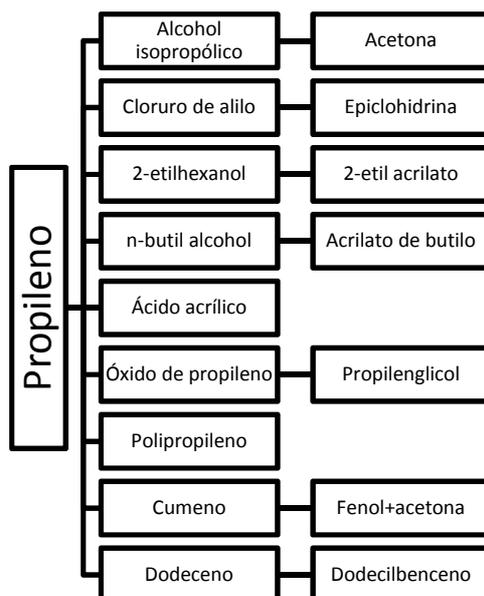


Fig. 1.1. Productos derivados del propileno

El propileno se vende en el mercado bajo diferentes nombres en función de su pureza: grado refinería, grado químico y grado polímero. El propileno grado polímero (PGP) es una especificación del propileno correspondiente a una concentración molar de 99,5% mínimo de pureza en propileno, con un máximo de 0,5% de propano, más trazas de otros compuestos como metano, etano, etileno, compuestos sulfurados e hidrógeno, entre otros.

El principal uso del propileno es la producción del polipropileno (Fig. 1.2). En la última década, los plásticos han liderado el mundo de los materiales. La versatilidad en los procesos de transformación y su elevado número de aplicaciones hacen que el polipropileno sea la poliolefina por excelencia en todo el mundo y la que registra el mayor índice de crecimiento para la fabricación de plásticos. El consumo mundial del propileno para la síntesis de polipropileno en el año 2012 se ubicó en alrededor de 80 millones de toneladas (Tabla 1.1) y se espera que alcance 165 millones de toneladas para el 2030 (Fig. 1.3)

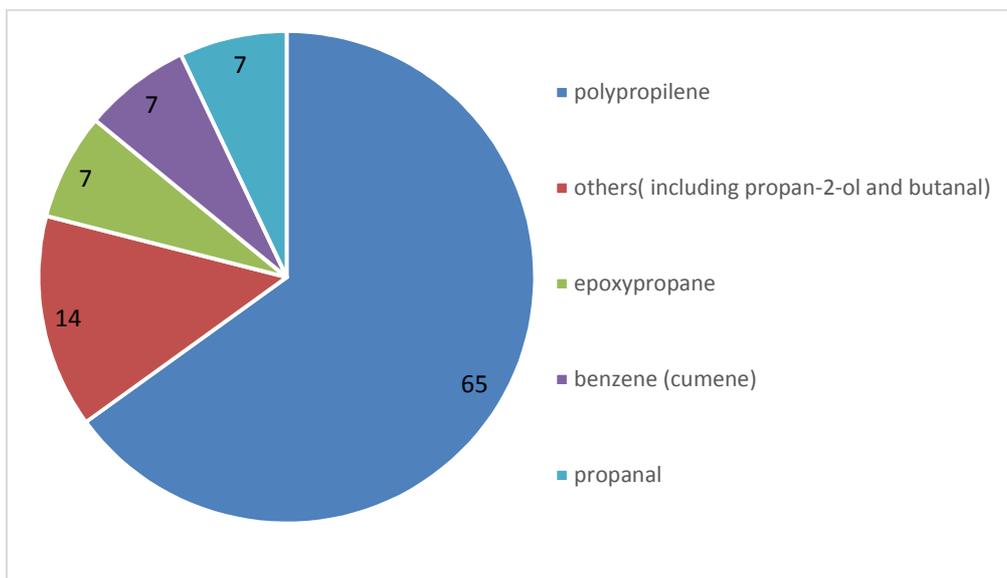


Fig. 1.2. Distribución de los productos del propileno

La producción mundial anual de propileno es de 80 millones de toneladas [2] mientras que la producción en Europa es de 14,3 millones de toneladas [3] y la americana de 14,3 millones de toneladas [4]

El propileno puede producirse mediante diferentes procesos:

- Deshidrogenación de parafinas
- Craqueo térmico de propano o nafta
- Craqueo catalítico de gasóleos al vacío

Debido al aumento de la demanda del propileno, los procesos de deshidrogenación de propano han experimentado un aumento (Fig. 1.3), por lo que se espera que en 2030 un 14% del propileno mundial producido se produzca mediante este proceso.

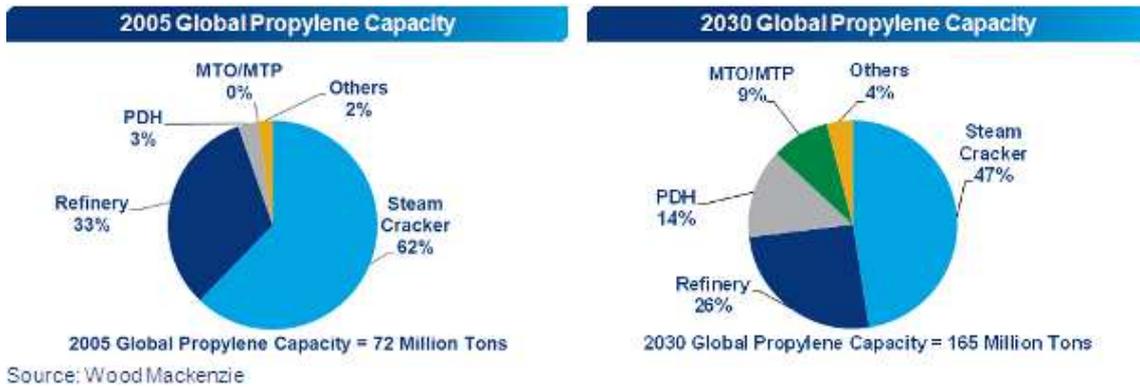
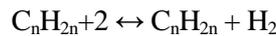


Fig. 1.3. Capacidad global de propileno

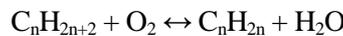
### 1.3 Deshidrogenación de parafinas

La deshidrogenación de parafinas es una reacción química reversible, altamente endotérmica, en la cual una parafina pierde al menos dos átomos de hidrógeno para formar la correspondiente olefina. Generalmente se lleva a cabo a 530°C - 680°C y a presión prácticamente atmosférica. Existen dos formas de llevar a cabo la deshidrogenación de parafinas:

- Normal



- Oxidativa



En el primer caso se extrae el hidrógeno y en el segundo tiene lugar una oxidación parcial del hidrocarburo, por lo que la vía normal es la más interesante, ya que se obtiene hidrógeno como subproducto y en la segunda agua.

Estas reacciones están limitadas por el equilibrio químico y, de acuerdo con el Principio de Le Chatelier, para obtener altas conversiones se requieren altas temperaturas y bajas presiones (Fig. 1.4).

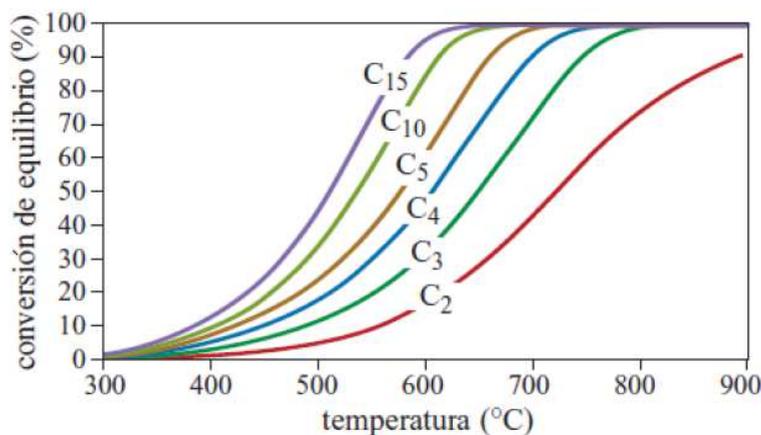


Fig. 1.4. Conversión de equilibrio para la deshidrogenación de algunas parafinas a presión

atmosférica. (Encyclopedia of Hydrocarbons, 2005)

La deshidrogenación de hidrocarburos ligeros es un proceso de particular interés en la industria del petróleo, ya que estos hidrocarburos como el butano y el propano, que son de bajo valor, se transforman en buteno y propeno, más valorizados, ya que son materia prima para otros productos.

La temperatura requerida para la deshidrogenación de parafinas ligeras es mucho mayor que para las parafinas pesadas. Para obtener 40% de conversión en la deshidrogenación de propano se necesita una temperatura de al menos 600°C mientras que el dodecano teóricamente puede ser deshidrogenado a 450°C (Fig. 1.5.)

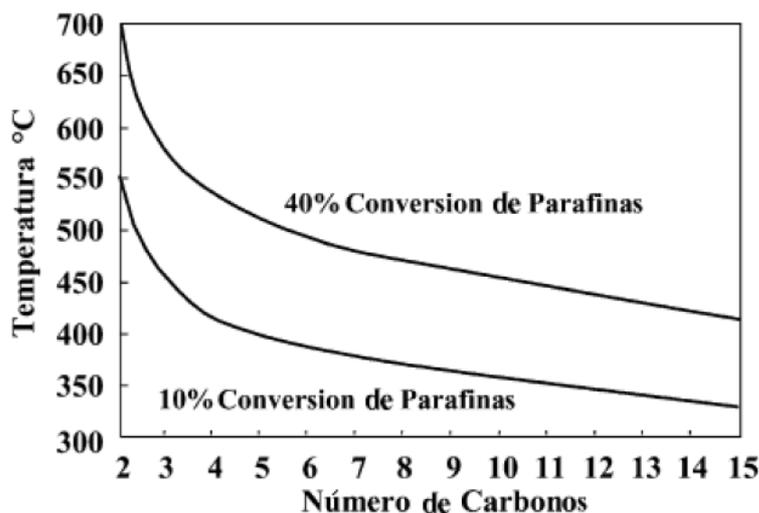


Fig. 1.5. Temperaturas requeridas para alcanzar 10 y 40% de conversión de equilibrio de algunas parafinas a presión atmosférica. (Bhasin, M. et al., 2001)

Por lo tanto, es conveniente operar a altas temperaturas para alcanzar una mayor producción de olefinas, pero la deshidrogenación de parafinas está acompañada de reacciones indeseables, como lo son el craqueo y la formación de coque, las cuales también se ven favorecidas a altas temperaturas. En consecuencia, la deshidrogenación de alcanos no puede llevarse a cabo térmicamente debido a que estas condiciones son muy desfavorables para la cinética de dicha reacción, en comparación con la del craqueo de los hidrocarburos, ya que la resistencia de la unión C-C es mucho menor que la del enlace C-H.

#### 1.4 Producción de propileno mediante deshidrogenación de propano

La producción de propeno puede llevarse a cabo de diversas formas, una de ellas es la deshidrogenación de propano, en la que se produce la siguiente reacción:



La implantación de este proceso se ve dificultado por varias limitaciones. Las reacciones de deshidrogenación de hidrocarburos son endotérmicas y la conversión está limitada por el equilibrio, por lo que es necesario operar a altas temperaturas y bajas presiones. Sin embargo, estas condiciones de operación conllevan a que haya reacciones paralelas de cracking, que reducen la selectividad de la reacción y reacciones de coquización, que desactivan el catalizador, haciendo necesaria una regeneración de éste.

En la fig. 1.6 se muestra la termodinámica de la deshidrogenación del propano y de las reacciones paralelas. Altas temperaturas favorecen la reacción de deshidrogenación endotérmica, la pirolisis y las reacciones de cracking, mientras que la reacción de hidrogenación, que es exotérmica, se ve mucho menos afectada. También se puede observar que la reacción de deshidrogenación está menos favorecida energéticamente comparada con las reacciones paralelas. Consecuentemente, las reacciones paralelas se pueden controlar cinéticamente, usando un catalizador y unas condiciones de operación apropiados.

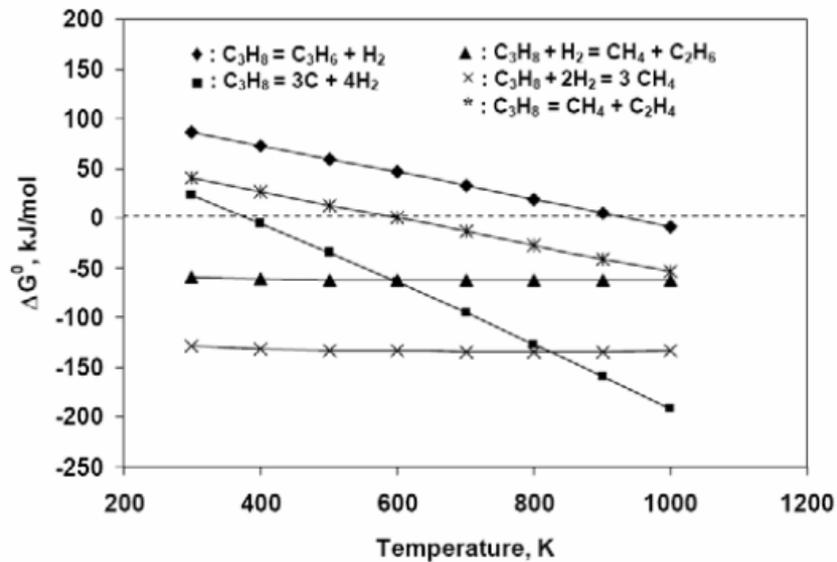


Fig. 1.6. Termodinámica de las reacciones del propano Yaws, C. Y., Chemical Properties Handbook: Physical, thermodynamic, environmental, transport, safety and health related properties for organic and inorganic chemicals, McGraw Hill Inc., New York, p. 314 (1999).

Los procesos de producción de propileno mediante la deshidrogenación no oxidativa aparecieron en los años 30. Han surgido mejoras del proceso, como la deshidrogenación oxidativa o el uso de reactores de membrana.

Existen actualmente cinco tecnologías para llevar a cabo el proceso de deshidrogenación de propano:

- Proceso Catofin.
- Proceso Oleflex.
- Proceso STAR.
- Proceso FBD-3.
- Proceso Linde/Statoil/Borealis

Tabla 1.1. Cuadro Comparativo entre las Tecnologías Existentes para el Proceso de Deshidrogenación de Propano (Airaksinen, S. 2005).

	Catofin	Oleflex	STAR	FBD	Linde
Licenciante	ABB Lummus	UOP Inc.	Uhde	Snamprogetti/Yarsin tez	Linde/Statoil /Borealis
Reactor	Adiabático con lecho fijo	Adiabático con lecho móvil	Reactor de deshidrogenación + Oxireactor adiabático	Lecho fluidizado	Isotérmico con lecho fijo
Operación	Cíclica	Continúa	Cíclica	Continúa	Cíclica
Catalizador	Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> con promotores alcalinos	Pt/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> con Sn como promotor	Pt/ZnAl <sub>2</sub> O <sub>3</sub> con Sn como promotor	Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> con promotores alcalinos	Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
Fuente de calor	Calor formado por la regeneración del catalizador	Hornos entre los reactores	Reactor de deshidrogenación ubicado en el horno	Combustible añadido durante la regeneración	Hornos en los reactores
T (°C)	525-680	550-700	480-620	450-650	580-620
Presión (barg)	0,1-0,71	1,01-3,04	3,04-7,09	1,1-1,50	>1,00
Tiempo de ciclo	25 min	-	8 horas	--	9 horas
Conversión (%)	65%	40%	30%-40%	28%-39%	46%-59%
Selectividad (%)	82-87%	90%	80%-90%	84%-89%	97%-97%

### 1.4.1 Proceso Catofin

El proceso de Catofin para la deshidrogenación de alcanos como propanos, butanos y pentanos se basa en la tecnología del Catadieno para la formación de butadieno a partir de butano, la cual fue desarrollada en la década de 1940 por Houdry y luego adquirida por Air Products and Chemicals. El proceso Catofin fue desarrollado posteriormente por Air Products/Houdry Division con las intenciones de optimizar el proceso de Catadieno para la producción de monoolefinas. Air Products posteriormente vendió la tecnología de Catofin, junto con los otros procesos de deshidrogenación y dealquilación catalítica de Houdry a United Catalyst a mediados de los noventa. El proceso está actualmente licenciado por ABB Lummus.

El proceso Catofin utiliza reactores múltiples de lecho fijo dispuestos en paralelo de operación adiabática. La deshidrogenación se lleva a cabo en fase gas sobre un catalizador de óxido de cromo soportado en alúmina. Las condiciones de reacción típicas son 520°- 680°C, de 0,13 a 0,69 bar y LHSV menores a 1. La conversión por paso del propano está cerca del 65%, con una selectividad molar entre 82% y 87% hacia el propileno. En este proceso no se utiliza hidrógeno ni vapor como diluyentes [5].

Como resultado se tiene una deposición de coque sobre el catalizador igual al 2% en peso de la alimentación procesada. Para operar continuamente, se utiliza una configuración de cinco reactores: mientras dos reactores están operando, otros dos están siendo regenerados y el otro está siendo

purgado. El calor de la reacción endotérmica es proporcionado principalmente por el calor sensible del aire recalentado y el resto es proporcionado precalentando la alimentación del reactor. La regeneración del catalizador se logra con una purga de vapor, recalentando con aire, que quema el coque depositado y reduce el catalizador. Este ciclo completo de reacción/regeneración toma de 15 a 25 minutos, y la vida útil del catalizador está entre un año y medio a dos años y medio.

Aguas abajo, el calor se recupera de los efluentes del reactor con la generación de vapor e intercambiando calor con la corriente de alimentación a los reactores. Los efluentes enfriados de los reactores son entonces comprimidos y enviados a la unidad criogénica para separar la corriente rica en hidrógeno que se genera como subproducto. Los demás productos se someten a fraccionamiento para recuperar el propileno y recircular el propano no convertido.

En patentes más recientes asignadas por ABB Lummus se describen mejoras para el método de la regeneración del catalizador. Dentro de las más significativas están la introducción del gas de regeneración en la salida de los reactores, es decir, en sentido contrario al paso de los hidrocarburos al momento de operar, y un nuevo arreglo para el lecho del catalizador, de tal manera que la actividad del catalizador decrece desde la entrada de los hidrocarburos al reactor hasta la salida del mismo, logrando de esta forma un perfil de temperatura más uniforme longitudinalmente que se traduce en una mayor selectividad en la reacción y mayor eficiencia en la utilización del calor.

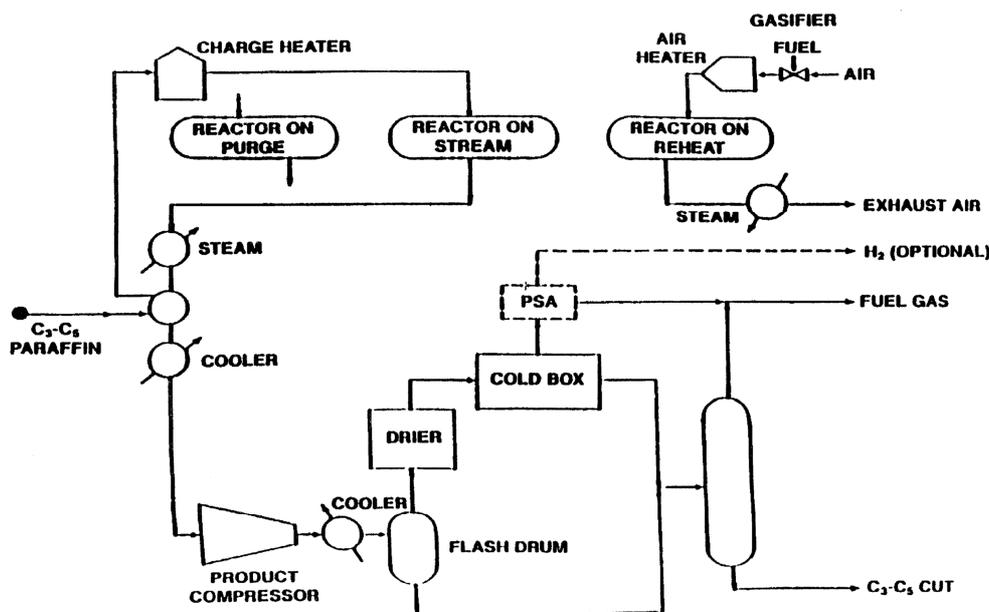


Fig. 1.7. Diagrama de Flujo del Proceso Catofin de ABB Lummus (SRI Consulting, 2008)

### 1.4.2 Proceso Oleflex

El proceso Oleflex desarrollado por el licenciante de tecnología UOP, es un proceso que permite la deshidrogenación de alcanos ligeros como propanos, butanos y pentanos. En él se combinan dos tecnologías de UOP: Pacol Process para la deshidrogenación de alcanos pesados y Continuous Catalyst Regeneration (CCR).

El proceso Oleflex utiliza cuatro reactores de flujo radial con lecho móvil conectados en serie, con hornos ubicados en la alimentación al tren de reactores y entre cada uno de ellos, para proporcionar el calor de reacción requerido. Este arreglo minimiza la caída de presión a lo largo de la Unidad de Oleflex. La deshidrogenación se lleva a cabo en fase gaseosa sobre un catalizador de platino soportado entre 525 y 700°C y con presiones ligeramente superiores a la atmosférica. La conversión del propano se sitúa alrededor del 40%, con una selectividad molar del 90% hacia el propileno. Una

corriente de hidrógeno se agrega a la alimentación como diluyente que ayuda a reducir la cantidad de coque producido a menos de 0,1% en peso de la carga de alimentación procesada [6]. Los hornos entre cada reactor ayudan a mantener una temperatura de reacción relativamente constante para una conversión invariable; sin embargo, existe la posibilidad de que alguna reacción de craqueo indeseada ocurra dentro de los hornos.

Este sistema de reactores con hornos de inter-etapas eleva la conversión de equilibrio y permite que la temperatura de entrada de cada reactor sea menor que la que se necesitaría empleando un solo reactor, como se observa en la Fig 1.8 y Fig. 1.9 respectivamente, reduciendo de esta manera la tasa de craqueo térmico y de coquificación, las cuales se ven aceleradas con altas temperaturas.

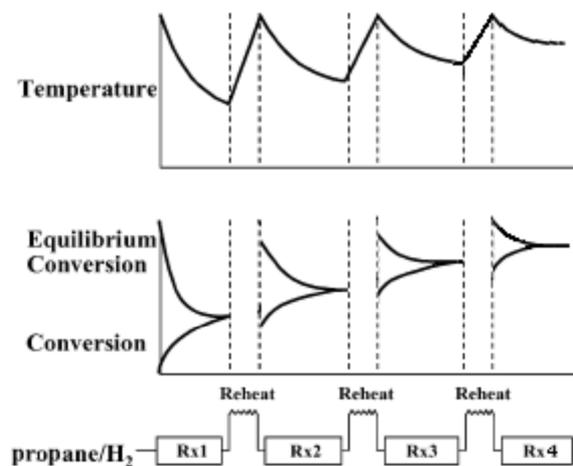


Fig. 1.8. Relación entre la conversión y la temperatura en cada reactor en el Proceso Oleflex.

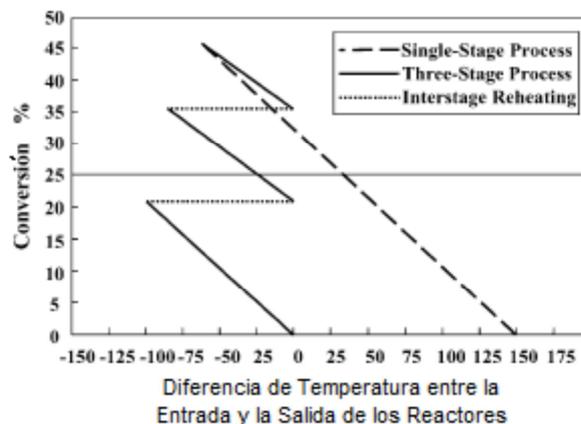


Fig. 1.9. Diferencia entre la temperatura a la entrada de un solo reactor y un multietapas.

La regeneración catalítica continua se consigue por la circulación lenta del catalizador en un circuito entre los reactores y el regenerador. El tiempo del ciclo alrededor de dicho circuito puede variar entre cinco a diez días. La regeneración del catalizador sirve para quemar los depósitos de coque, redistribuir el platino, eliminar el exceso de humedad y devolver el estado reducido de los metales promotores. Debido a la atrición del catalizador resultante del lecho móvil, se requiere una adición

continua de catalizador fresco en una tasa entre 0,02 y 0,05% en peso del catalizador utilizado diariamente.

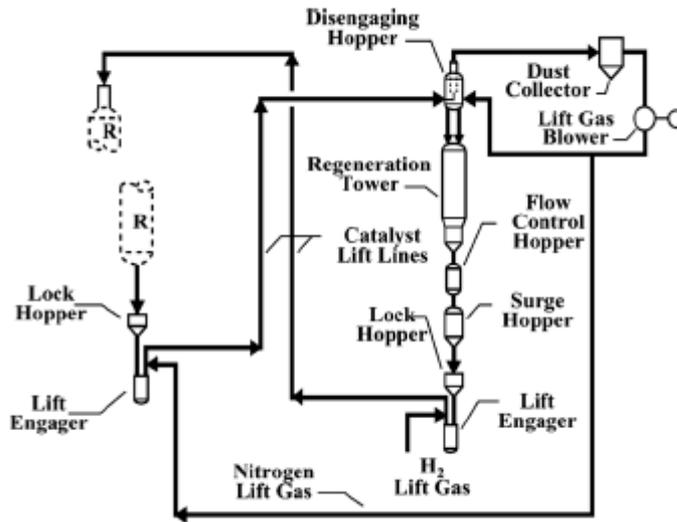


Fig.1.10. Esquema del CCR utilizado en el Proceso Oleflex. (Bhasin M. et all, 2001).

En la sección de recuperación del producto, el efluente de los reactores es enfriado con intercambiadores, comprimido, secado y enviado a una unidad criogénica para separar el hidrógeno. La fase líquida es enviada a una unidad de hidrogenación selectiva para eliminar las diolefinas y acetilenos formados. El propileno final es separado de los livianos y del propano en dos columnas de destilación en serie. El propano no convertido junto con una porción del hidrógeno que se obtuvo como subproducto, es recirculado a la zona de reacción.

Las recientes mejoras en la tecnología de Oleflex se han enfocado en el desempeño del catalizador de platino. Según se describe en las patentes de UOP, típicamente el catalizador utilizado (DeH-16) consiste en un soporte de alúmina con platino como componente del grupo metálico, con metales modificadores de la selectividad de estaño (Sn), germanio (Ge) y renio (Re) y opcionalmente, un componente metal alcalino o alcalino térreo y un componente de halógeno. Su desempeño ha mejorado al utilizar un soporte de  $\gamma$ -alúmina con un área superficial de aproximadamente  $100 \text{ m}^2/\text{g}$  y una densidad compacta de  $619,91 \text{ kg}/\text{m}^3$ .

La alta actividad y selectividad del catalizador DeH-16 ha permitido una serie de otras mejoras en el diseño del proceso. En la sección de reacción, las nuevas plantas pueden operar a una velocidad espacial 20% mayor y a una temperatura máxima menor que en los diseños originales. Como resultado, los reactores y hornos de interetapas del proceso Oleflex para nuevos diseños son más pequeños. Adicionalmente, la menor tasa de formación de coque con el nuevo catalizador ha permitido una reducción del 50% en las dimensiones de la unidad de regeneración del catalizador.

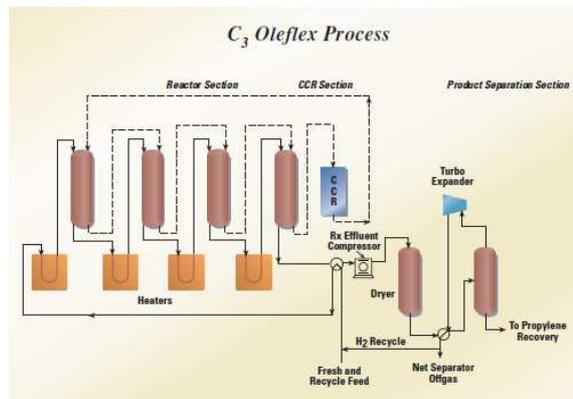


Fig.1.11. Diagrama de Flujo del Proceso Oleflex de UOP  
(SRI Consulting, 2008)

### 1.4.3 Proceso STAR

El proceso STAR (Steam Active Reforming), se basa en la tecnología de reformado de vapor convencional y usa un catalizador de platino como metal noble promotor soportado sobre una espinela de aluminato de cinc. El proceso fue desarrollado por Phillips Petroleum y se ha instalado en dos plantas comerciales para la deshidrogenación del isobutano. En 1999, Krupp Uhde adquirió el proceso STAR y construyó en el 2006 en Egipto una Planta de Deshidrogenación de Propano de 350 Mt/año y entre el 2009 y 2010 se firmaron contratos para construir dos plantas que producirán 450 Mt/año de propileno a partir de esta tecnología [7].

La reacción se lleva a cabo en fase gaseosa entre 480° y 620°C en reactores tubulares de lecho fijo localizados en el horno. Como este reactor opera a condiciones isotérmicas, se evita el desplazamiento de la conversión de equilibrio que ocurre en la operación adiabática. La presión del reactor es mantenida entre 4,04 y 8,09 atm y el LHSV se encuentra en un rango entre 0,5 y 10 h<sup>-1</sup>. El vapor, que es utilizado como diluyente con una relación de 2 a 10 moles/moles de hidrocarburos alimentados, es una segunda fuente de calor para la reacción endotérmica, ayuda a detener la formación de coque y sirve para incrementar la conversión al reducir la presión parcial de los hidrocarburos e hidrógeno presentes. Una característica innovadora de esta tecnología es la inserción, aguas abajo del reactor de deshidrogenación, de un segundo reactor adiabático de lecho fijo destinado a un proceso de oxideshidrogenación, en el cual se alimentan los efluentes del primer reactor con una corriente de oxígeno con 90% de pureza que reacciona con parte del hidrógeno formado, y continuando de esta manera con la reacción para obtener mayor conversión de propano.

El típico catalizador consiste en 0,05-5% en peso de platino y 0,1-5% de estaño soportado sobre aluminato de cinc. La adición de aluminato de calcio en el soporte se justifica al mejorar la actividad, la estabilidad y la resistencia a la atrición. Se puede alcanzar una conversión del propano por paso de 30 a 40% con una selectividad del 80 al 90% molar hacia el propileno. El ciclo del reactor típicamente usado es de ocho horas, donde siete horas son de operación y una hora está dedicada a la regeneración del catalizador para la eliminación del coque depositado. La vida útil del catalizador es de uno a dos años.

El calor de los efluentes del reactor es recuperado para la generación de vapor en los rehervidores de las fraccionadoras y calentando y/o vaporizando la alimentación. Una vez enfriados, los efluentes del reactor son comprimidos y fraccionados para la recuperación del propileno como producto principal, del hidrógeno como subproducto y del propano no convertido para su reciclo.

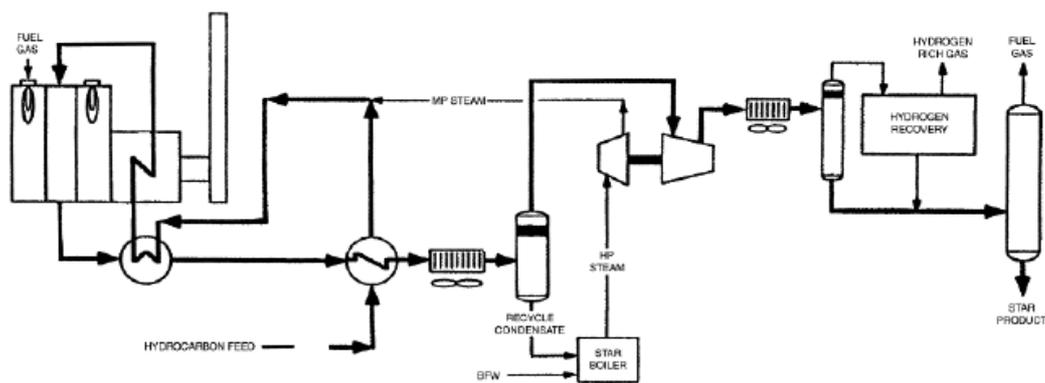


Fig. 1.12 Diagrama de Flujo del Proceso STAR de Phillips Petroleum (SRI Consulting, 2008)

#### 1.4.4 Proceso FBD

La tecnología FBD-3 (*Fluidized Bed Dehydrogenation*) fue originalmente desarrollada por Yarsintez en Rusia para producir butadieno del butano. Luego de ser mejorada por Snamprogetti, esta tecnología se utilizó en Sadaf, una planta de deshidrogenación de isobutano en Arabia Saudita que arrancó en 1997. La versión de deshidrogenación de propano de la tecnología FBD-3 no se ha comercializado hasta el momento [8].

El proceso FBD-3 usa un sistema de dos Unidades de reacción/regeneración. Tanto la reacción como la regeneración del catalizador se llevan a cabo utilizando un lecho fluidizado. El catalizador circula continuamente entre el reactor y el regenerador mediante un sistema de transporte neumático, provocando una contracorriente entre el gas y el sólido en ambas unidades. La deshidrogenación toma lugar entre 450° y 650°C, entre 100 y 1000 h<sup>-1</sup> GHSV y a una presión ligeramente mayor a la atmosférica. En el regenerador, el coque formado es quemado con aire por encima de los 700°C y con un tiempo de residencia del catalizador de 20 a 40 min.

Dado que en la regeneración el catalizador alcanza temperaturas mayores a las requeridas para la reacción endotérmica, no se necesita calentamiento extra en hornos. Un sistema de ciclones es utilizado para recoger el catalizador arrastrado por el gas que sale del reactor. Luego de intercambiar calor con la corriente de alimentación, los efluentes del reactor son comprimidos y enviados a la sección de separación para recuperar el propileno de los demás subproductos y del propano no convertido para recirculación.

Según patentes de Snamprogetti, el catalizador es de óxido de cromo soportado en alúmina. La conversión de propano que típicamente se obtiene es de 28 a 39% por paso, con una selectividad hacia el propileno de 84 a 89%.

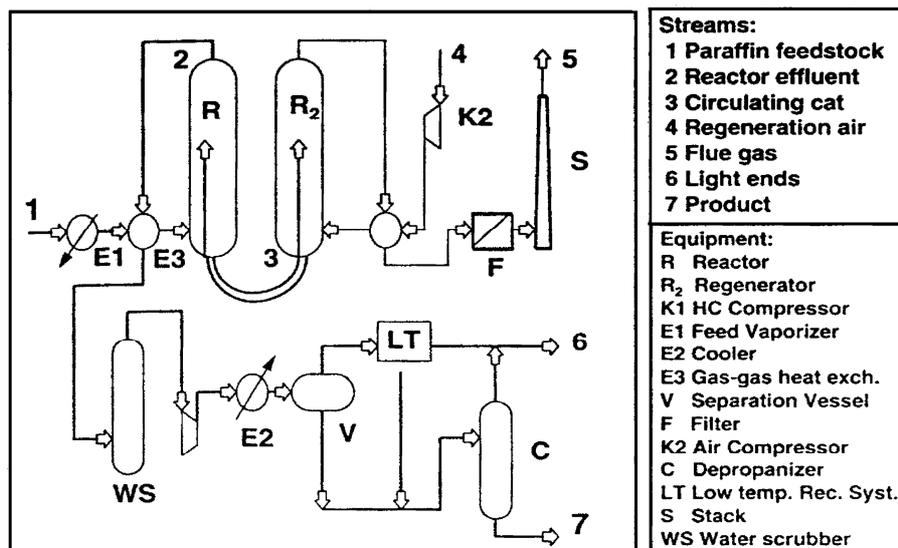


Fig. 1.13 Diagrama de Flujo del Proceso FBD-3 de Yarsintez/Snamprogetti (SRI Consulting, 2008)

### 1.4.5 Proceso Linde

Linde A.G. desarrolló su tecnología para la deshidrogenación del propano a finales de 1980 usando un catalizador de cromo. El proceso fue demostrado en una Planta piloto de 10 MTMA en las instalaciones de BASF Ludwigshafen en Alemania desde 1989 y 1992. Posteriormente, Linde formó una asociación con Statoil y Borealis para desarrollar una nueva versión del proceso basada en un catalizador mejorado, la cual se utilizó en una planta piloto dentro de una Refinería de Statoil en Noruega en 1999 [9].

A pesar de que no hay suficiente información sobre el sistema de reacción de este proceso, se conoce que usan reactores de lecho fijo cuyo catalizador consiste en platino y estaño sobre hidrotalcita desarrollado por Statoil. Según una patente de Linde, se utilizan tres reactores en paralelo localizados en el horno, donde dos reactores operan mientras que el tercero va siendo regenerado. La deshidrogenación se lleva a cabo en fase gaseosa entre 580° y 620°C con 800 a 1100 h<sup>-1</sup> GHSV y presión ligeramente superior a la atmosférica, utilizando hidrógeno y vapor como diluyentes para ayudar a reducir el coque formado a una cantidad menor al 0,05% en peso de la alimentación procesada.

Según otra patente de Statoil, el catalizador de deshidrogenación consiste en 0,2-0,4% de platino y 0,3-1,5% de estaño soportado en una mezcla de óxido de magnesio y aluminio. La selectividad es mejorada añadiendo metales alcalinos como cesio o potasio. La conversión del propano está en un rango entre 46 y 59% con selectividad hacia el propileno de 93-97,8% cuando la reacción se lleva a cabo a 600°C y 1 atm en presencia de hidrógeno y vapor.

En el sistema de recuperación de productos, los efluentes del reactor son enfriados, comprimidos, secados y enviados a la desetanizadora. La corriente de tope es enviada a una sección criogénica para eliminar el hidrógeno del etano/etileno, mientras que la corriente de fondo alimenta a una torre fraccionadora final donde se obtiene el propileno grado polímero separado del propano de recicló.

# 2 MEMORIA DESCRIPTIVA Y JUSTIFICATIVA

## 2.1 Elección del proceso

Entre los cinco procesos descritos anteriormente, de los que se tiene más información es del proceso Catofin, el proceso Oleflex y el proceso STAR. El principal criterio de elección de proceso es una mayor conversión del propano y selectividad hacia el propileno, por lo que los procesos Oleflex y STAR son los que cumplen los requisitos.

En el proceso STAR se realiza una deshidrogenación de propano oxidativa, de forma que el subproducto generado es agua, mientras que en el proceso Oleflex se realiza una deshidrogenación no oxidativa, produciendo hidrógeno como subproducto, siendo éste más valorado.

Se ha seleccionado el proceso Oleflex, en el que la deshidrogenación se produce de forma catalítica, usando un catalizador de platino soportado sobre alúmina en reactores de lecho móvil con una continua regeneración del catalizador. Tras los reactores, se produce una etapa de separación en la que el propano se recircula a los reactores.

En el proceso Oleflex el catalizador típico consiste en pellets esféricos de alúmina, con un área superficial de 100 m<sup>2</sup>/g y con platino (<1% p/p) y promovido con estaño y metales alcalinos.

El proceso de obtención de propeno mediante la deshidrogenación de propano tiene dos etapas:

- Etapa de reacción y regeneración del catalizador.
- Etapa de separación del propeno.

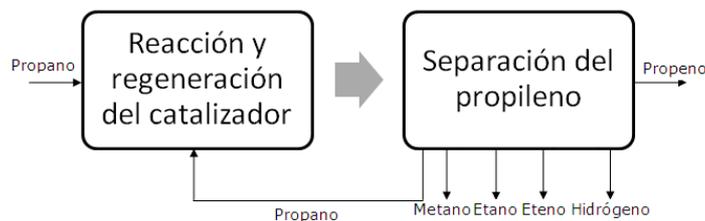


Fig. 2.1. Diagrama de bloques del proceso UOP Oleflex

## 2.2 Etapa de reacción y regeneración del catalizador

### 2.2.1. Esquema general

En la etapa de reacción y regeneración del catalizador (Plano DHP-02) se produce la reacción catalítica del propano para dar lugar al producto deseado, propileno, además de productos secundarios como hidrógeno, etano, etileno y metano.

Para conseguir la conversión deseada es necesario operar a una temperatura entre 550-700°C, sin embargo, al producirse una reacción endotérmica, la temperatura disminuye a lo largo de los reactores, por lo que se usan hornos interetapas entre cada reactor para volver a alcanzar la temperatura de operación y así lograr una mayor conversión. Antes del primer horno se coloca un intercambiador carcasa y tubo para reducir el consumo de combustible en el primer horno

aprovechando el calor del efluente del último reactor.

A lo largo de los reactores el catalizador se desactiva debido a la formación de coque. La regeneración del catalizador se realiza en un CCR colocado tras el cuarto reactor, formando un circuito cerrado con los reactores.

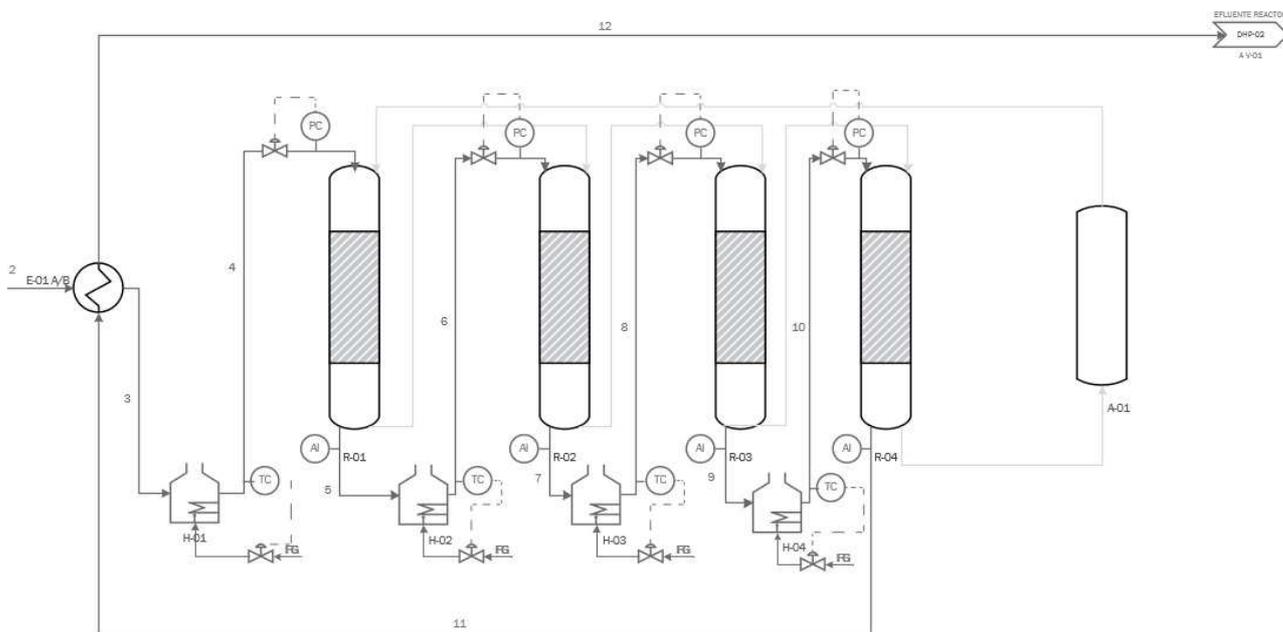


Fig. 2.2. Etapa de reacción y regeneración del catalizador

### 2.2.2. Pre calentamiento de la alimentación

La materia prima del proceso consiste en una corriente de propano, el cual se obtiene en refinerías y se almacena en esferas, a temperatura ambiente y a una presión de  $4,4 \text{ kg/cm}^2$ .

A la corriente de alimentación se le unen dos corrientes:

- Una corriente de hidrógeno a  $-120,2 \text{ °C}$  y 4 atm, que procede de la sección de separación de propano para disminuir la formación de coque sobre el catalizador. La relación molar hidrógeno propano es de 10:1, que se podrá controlar mediante un control de ratio.
- Una corriente de propano recirculado que ha quedado sin reaccionar, procedente de la columna de destilación C-01.

La corriente propano-hidrógeno, a unas condiciones de  $-40 \text{ °C}$  y 4 barg, se precalienta en intercambiadores de carcasa y tubos de acero inoxidable S.S. grado 316 (E-01 A/B) usando el calor del efluente de los reactores, a  $600 \text{ °C}$  y a una presión de 1,3 atm, de forma que se aprovecha la energía. El efluente de los reactores (fluido caliente) pasa por los tubos y la alimentación a los reactores (fluido frío) pasa por carcasa. Este intercambiador no requiere control de temperatura, ya que su función es disminuir la carga térmica del horno de pre calentamiento. La alimentación del reactor sale del intercambiador a una temperatura de  $566 \text{ °C}$  y pasa al primer horno.

La sección consta de dos intercambiadores de carcasa y tubo, uno en servicio y el otro en parada, poniéndose en marcha en caso de fallo o necesidad de limpieza del otro intercambiador.

### 2.2.3. Sección de reacción

La sección de reacción (DHP-02) está formada por cuatro reactores de lecho móvil adiabáticos de flujo radial en serie (R-01, R-02, R-03 y R-04) de acero inoxidable S.A. 240-234, cada uno con un horno a la entrada de cada reactor (H-01, H-02, H-03, H-04) y un regenerador continuo de

catalizador (A-01).

Tras salir del intercambiador de aprovechamiento energético, la corriente de alimentación entra al primer horno (H-01), en el que se calienta hasta la temperatura de operación, 628°C, usando fuel gas como combustible.

La corriente resultante entra al primer reactor (R-01) en el que se produce la reacción catalítica de deshidrogenación con un lecho móvil de platino soportado sobre alúmina, formando propileno. Al ser la reacción endotérmica y el reactor adiabático, se produce un descenso de la temperatura, provocando una disminución de la conversión del propano, por lo que la salida del reactor se lleva a un segundo horno (H-02) en el que se vuelve a elevar la temperatura a 628°C y se introduce en el segundo reactor (R-02). Se repite el mismo proceso hasta llegar al cuarto reactor (R-04), en el que se logra finalmente una conversión del 44,5%, con una selectividad del propileno del 90%. Los subproductos obtenidos son etano, eteno, metano e hidrógeno.

Los reactores tienen una masa de catalizador de 3.000 kg, ya que es la masa óptima para conseguir una selectividad hacia el propileno del 90% y una conversión del propano del 45%, ya que conforme aumenta la masa de catalizador, la conversión del propano aumenta, sin embargo, la selectividad del propileno disminuye. (Fig. 4.3)

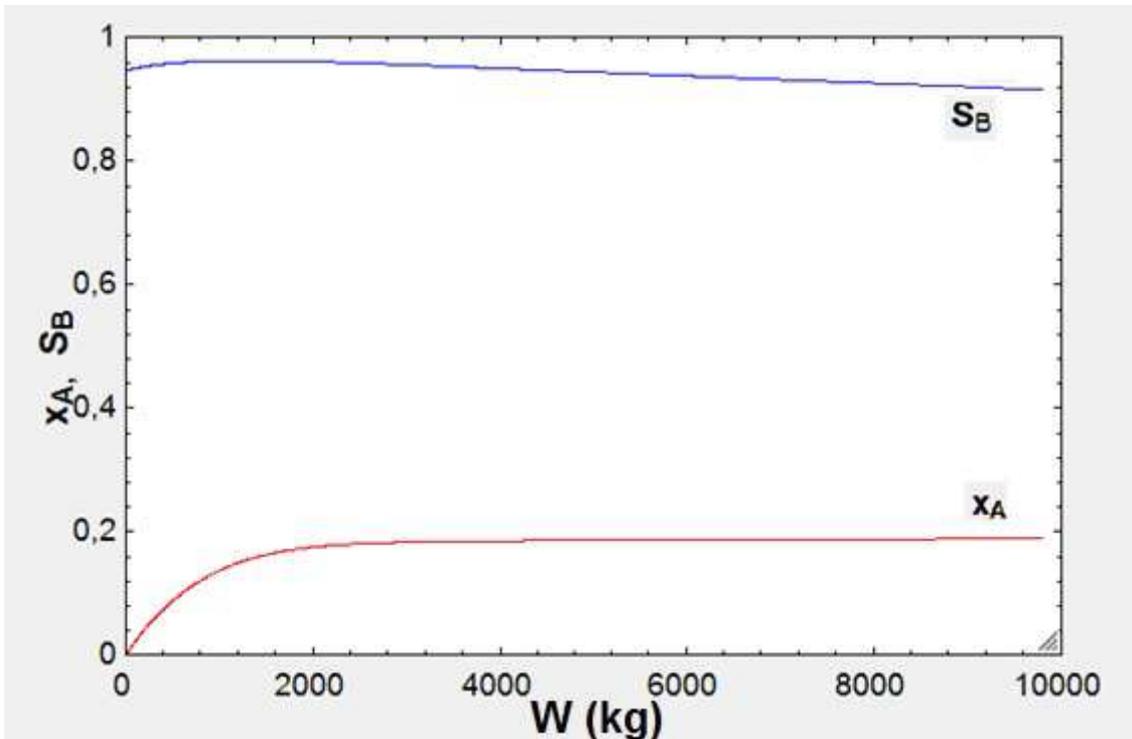


Fig. 3.3. Conversión y selectividad respecto a la masa de catalizador en el primer reactor

En el primer reactor (R-01) se consigue una conversión de propano del 18,12%, con una selectividad hacia el propileno del 95,51% y una temperatura de 536,7°C. El efluente del reactor pasa al segundo horno (H-01) para ser recalentado hasta la temperatura de operación.

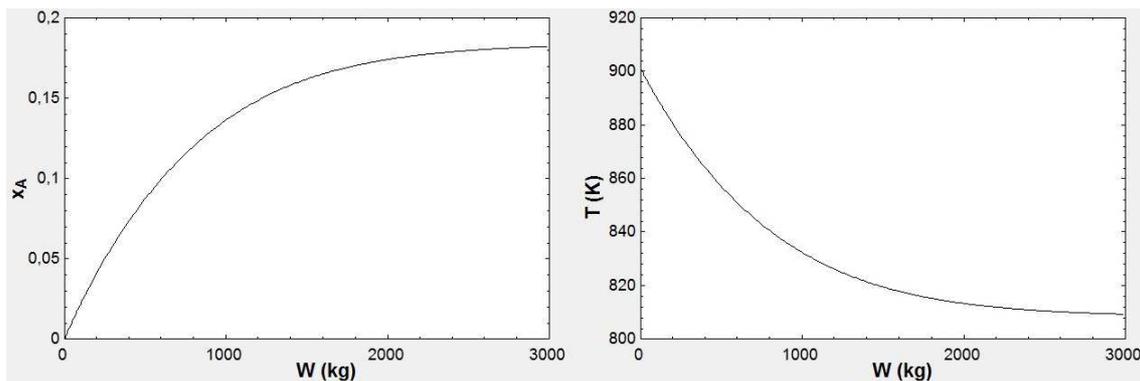


Fig. 2.4. Temperatura, selectividad y conversión a lo largo del primer reactor

En el segundo reactor (R-02) se consigue una conversión de propano del 14,72%, con una selectividad hacia el propileno del 91,4% y una temperatura de 568,1°C. Este efluente pasa al tercer horno (H-03) para volver a la temperatura de operación.

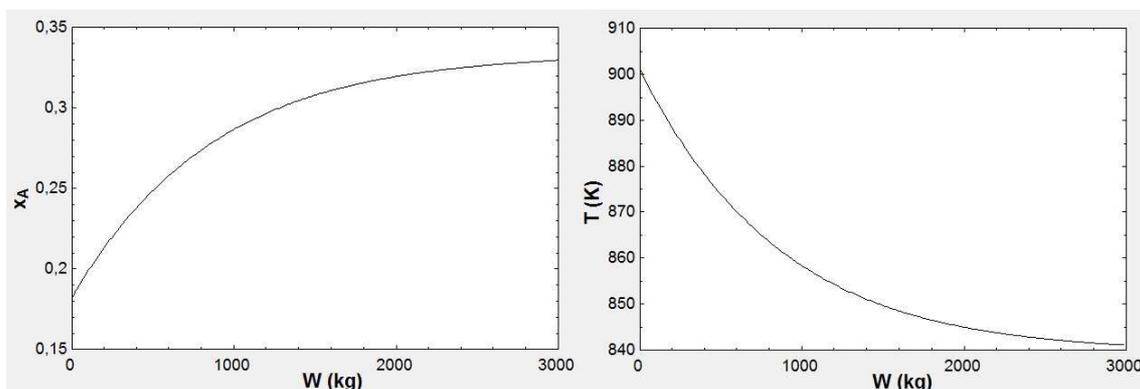


Fig. 2.5. Temperatura y conversión a lo largo del segundo reactor.

En el tercer reactor (R-03) se consigue una conversión de propano del 12%, con una selectividad hacia el propileno del 85,8% y una temperatura de 587°C. Su efluente pasa al cuarto horno (H-04) para calentarse hasta la temperatura de operación.

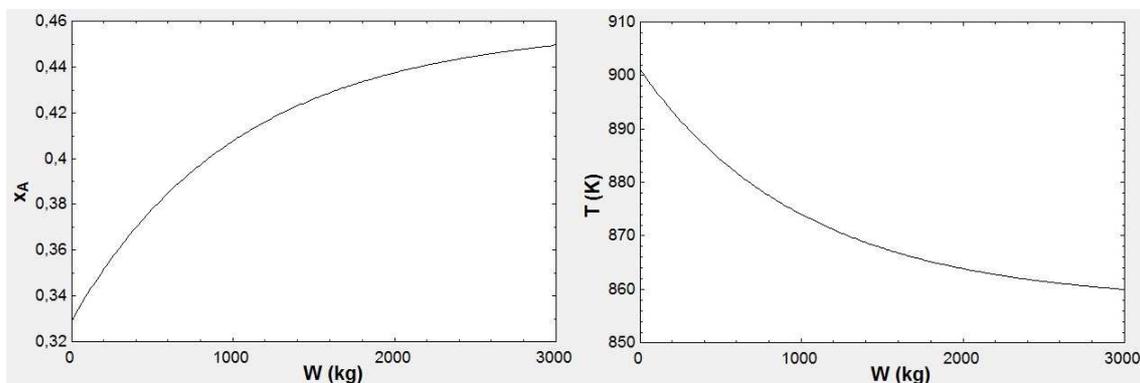


Fig. 2.6. Temperatura y conversión a lo largo del tercer reactor

En el cuarto reactor (R-04) se consigue una conversión de propano del 9,57%, con una selectividad hacia el propileno del 77,91% y una temperatura de 605 °C. El efluente pasa al intercambiador carga-efluente, en el que se aprovecha el calor para precalentar la alimentación al primer horno y reducir el consumo de fuel gas.

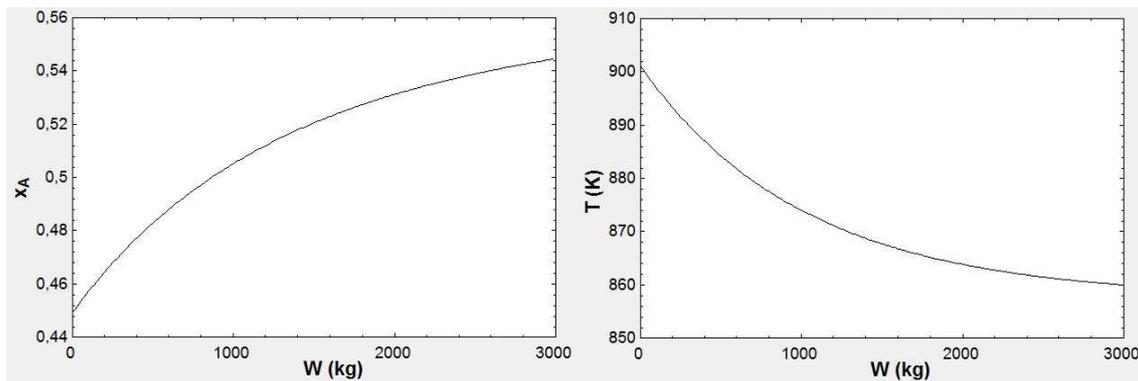


Fig. 2.7. Temperatura y conversión a lo largo del segundo reactor

En los reactores se controla la presión de operación, que no puede ser mayor de 1,3 atm, ya que una alta presión puede dañar el catalizador. A la salida de cada reactor hay un cromatógrafo para analizar muestras.

#### 2.2.4. Hornos

Mediante los hornos se controla la temperatura de reacción, que es necesaria para conseguir la conversión deseada. Ésta se controla mediante la cantidad de gas combustible que se introduce en el horno. Cuanto menor sea la temperatura respecto a la temperatura de operación, se introducirá mayor cantidad de combustible.

El primer horno (H-01) recibe la corriente procedente del intercambiador de aprovechamiento energético (E-01), que tiene una temperatura de 566°C y una presión de 1,3 atm. En este horno se eleva la temperatura hasta la temperatura de operación, 628°C aportando un calor de 682,3 kW usando fuel gas como combustible.

El segundo horno (H-02) recibe el efluente del primer reactor (R-01) que se encuentra a una temperatura de 536,7 °C y una presión de 1,3 atm. En este horno se aporta un calor de 891,4 kW usando fuel gas para volver a elevar la temperatura a 628 °C.

El tercer horno (H-03) recibe el efluente del segundo reactor (R-02), con una temperatura de 568,1 °C y una presión de 1,3 atm. Se eleva la temperatura a la de operación mediante el uso de fuel gas aportando un calor de 586,9 kW.

El cuarto horno (H-04) recibe el efluente del tercer reactor (R-03), esta corriente tiene una temperatura de 587 °C y una presión de 1,3 atm. En este horno se eleva la temperatura de nuevo hasta 628°C aportando un calor de 402,2 kW.

#### 2.2.5. Regeneración del catalizador

El catalizador desciende a lo largo del reactor por gravedad y se va desactivando debido a la formación de coque sobre su superficie, por lo que al salir del cuarto reactor se envía a la unidad de regeneración continua del catalizador (DHP-01, A-01), que está formado por cuatro etapas antes de enviar el catalizador de nuevo al primer reactor.

- Combustión del coque
- Redistribución del platino
- Reducción de la humedad
- Reducción del catalizador

## 2.3 Etapa de separación del propileno

### 2.3.1. Esquema general

El objetivo de la etapa de separación (Plano DHP-03) es separar el propileno (producto principal), del propano, el cual se recircula; del hidrógeno, que se usa para recircular a la alimentación para disminuir la formación de coque y como producto secundario; y del resto de productos indeseados formados mediante reacciones secundarias, como el etano, el etileno y el metano.

La separación consta de etapas, en la primera se realiza una separación mediante compresión por etapas, separando principalmente etano y etileno. En la segunda se realiza una separación mediante criogenización, separando el hidrógeno, el metano, el etano y el etileno. En la tercera etapa se separa el propano y el propileno mediante una columna de destilación.

### 2.3.2. Efluente del reactor

El efluente del reactor está formado por una corriente que contiene propileno, propano, hidrógeno, metano, etano y eteno. Esta corriente pasa por el intercambiador de aprovechamiento energético (E-01), disminuyendo su temperatura y pasa a la sección de separación del propileno.

### 2.3.3. Sistema de compresión por etapas

El sistema de compresión (Fig. 2.8.) está formado por un compresor centrífugo de tres etapas (CO-01) con enfriadores intermedios con agua de refrigeración (E-02, E-03, E-04).

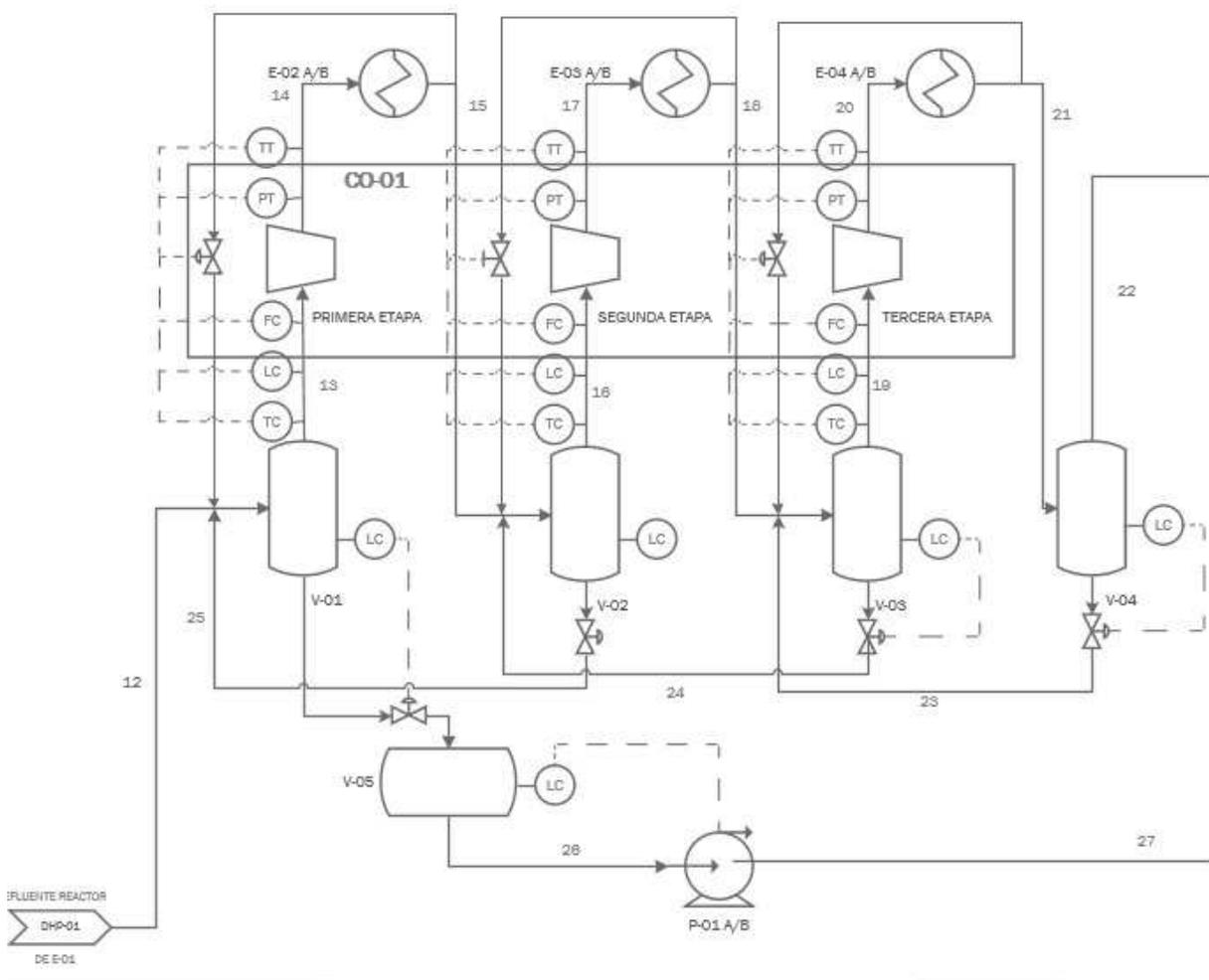


Fig. 2.8. Sistema de compresión por etapas

Para controlar la temperatura deseada en cada etapa hay un depurador de succión (V-01, V-02, V-03), que retiran el líquido condensado para proteger el compresor. A la salida de la tercera etapa hay un depurador de descarga (V-04). Los condensados de los depuradores se unen en un recolector de condensados (V-05) y se envían a la columna de destilación (C-01). Todos los depuradores de sistema de compresión tienen un control de nivel asociado que no permite que la altura de líquido dentro de ellos supere cierto nivel para asegurarse que la corriente de gas que introduce al compresor no arrastre líquido y dañe el equipo.

Los depuradores de succión también son necesarios ya que el sistema de compresión requiere un sistema de control antioleaje (anti-surge). El oleaje se produce por la fluctuación de presión y volumen que ocurre cuando se opera a relaciones de presión por encima de la máxima de diseño o por debajo del valor mínimo de la capacidad de diseño, provocando que el compresor presente oscilaciones, es decir, inestabilidad de funcionamiento. La línea de oleaje puede ser alcanzada por un punto estable de operación, ya sea reduciendo el flujo o la presión en la succión. El oleaje puede ocurrir en cualquier etapa del compresor. Es esencial tener un sistema de control antioleaje, que detecte la aproximación de las condiciones de oleaje y mantenga la presión por debajo del límite que la ocasiona para evitar dicha inestabilidad.

Este sistema de control debe mantener un flujo mínimo a través del compresor de tal forma que la condición de oleaje no sea alcanzada, tomando cierto flujo de la descarga del compresor, una vez enfriado, y recirculándolo para mantener un flujo mínimo en la succión, sin importar si éste procede de la línea de entrada al equipo o de la misma descarga del compresor.

El efluente del reactor sale del intercambiador a una temperatura de 25°C y una presión de 1,3 atm y se introduce en el depurador de succión de la primera etapa del compresor (V-01), junto con una corriente de reciclo del segundo depurador de succión (V-02), disminuyendo la temperatura de la corriente que entra al primer compresor, de forma que el propano y el propileno comiencen a condensar.

La fase vapor entra en la primera etapa del compresor y eleva su presión a 8 atm y su temperatura a 79,3 °C y pasa al enfriador de la primera etapa (E-02) enfriándose a una temperatura de 28°C.

Esta corriente pasa al succionador de la segunda etapa (V-02), al que le llega una corriente de reciclo del tercer depurador de succión (V-03) y disminuye su temperatura, pasando a la segunda etapa de compresión y elevando su presión a 17 atm y la temperatura a 41,6°C, enfriándose a 17°C tras pasar por el enfriador de la segunda etapa (E-03).

Tras el enfriador, entra en el depurador de succión de la tercera etapa (V-03), que recibe una corriente de reciclo del depurador de descarga (V-04), enfriándose, y pasa a la tercera etapa de compresión, elevando su presión a 25°C y su temperatura a 40,6°C, enfriándose en el enfriador de la tercera etapa (E-04) hasta los 5°C.

#### **2.3.4. Sistema de separación mediante criogenización**

La corriente gaseosa que no ha condensado se envía a la caja fría (A-02), una unidad criogénica que consiste en un paquete de acero al carbono que contiene dos enfriadores multi-pasos, válvulas de estrangulación y recipientes reparadores, siendo ésta considerada como un paquete (Fig 2.9)

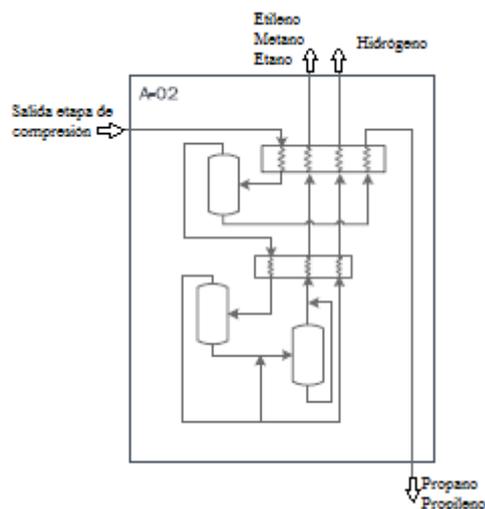


Fig. 2.9. Esquema de la caja fría

El esquema de una caja fría consiste en un primer intercambiador en el que se enfría la corriente a una temperatura de  $2,5\text{ }^{\circ}\text{C}$  a la que condensa todo el propano y el propileno y se envía a la columna de destilación (C-01). La corriente gaseosa sobrante se hace pasar por un segundo intercambiador en el que condensan el etano, el eteno y el metano, quedando solo hidrógeno en fase gas, a una temperatura de  $-120,2\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Parte del hidrógeno recuperado en la caja fría se envía a la entrada del intercambiador de precalentamiento (E-01) para mantener la relación hidrógeno/propano de 10:1. El resto es un subproducto de la unidad.

### 2.3.5. Columna de destilación

La corriente de condensado formada por propano y propileno llega a la C-01 (Fig. 2.10), una columna de platos en la que se separa finalmente el propano y el propileno. El propileno se envía a la esfera de almacenamiento de producto final y el propano se recircula a la corriente de alimentación al intercambiador E-01.

La columna de destilación consta de 140 platos de acero inoxidable, con un diámetro de 1 m y una altura de 65 m. La carcasa de la columna es de acero al carbono. La columna de separación consta de un condensador y un evaporador total, con un ratio de reflujo de 28.

La corriente de alimentación consta de  $123,9\text{ kmol/h}$  formada por un 58% de propano y un 42% de propileno, a una temperatura de  $-5,7^{\circ}\text{C}$  y una presión de 12 atm. El plato de alimentación es el número 67 y opera con un ratio de reflujo de 28.

La columna opera con una temperatura de cabeza de  $43,3^{\circ}\text{C}$  y una presión de 16,1 atm y con una temperatura de fondo de  $54,4^{\circ}\text{C}$  y una presión de 20,4 atm.

La corriente de salida de cabeza está formada por  $51,76\text{ kmol/h}$  con un 99,6% de propileno y la corriente de salida de fondo está formada por  $71,92\text{ kmol/h}$  con un 3% de propileno.

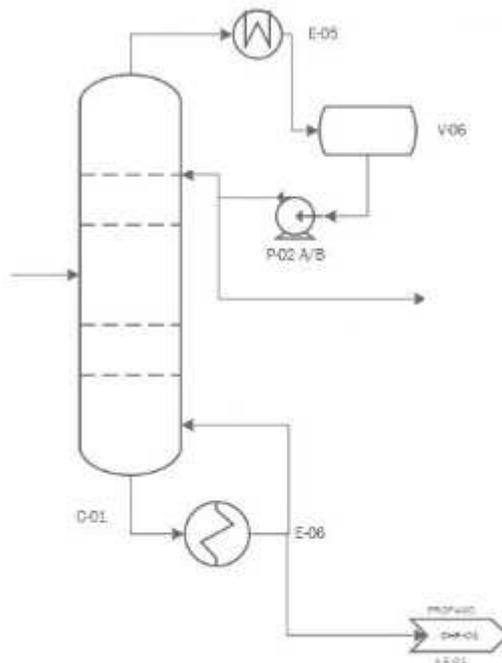


Fig. 2.10. Columna de separación propano-propileno

## 2.4 Catalizador

Los catalizadores comerciales usados para la deshidrogenación de parafinas ligeras tienen base de óxido de cromo o de platino. Ambos tipos muestran un buen desempeño para estos procesos. Sin embargo, debido a la formación de coque y la rápida desactivación del catalizador es necesaria una continua regeneración del catalizador.

El proceso Oleflex usa un catalizador de base platino soportado sobre alúmina ( $Pt-Sn/Al_2O_3$ ). El platino es un componente principal en la deshidrogenación debido a su alta actividad para activar los enlaces C-H y baja actividad para los enlaces C-C.

Sin embargo, algunas reacciones consecutivas tales como la formación de diolefinas y de coque son catalizadas por los mismos sitios activos, incluso con mayor rapidez, ya que las olefinas son mucho más activas que las parafinas.

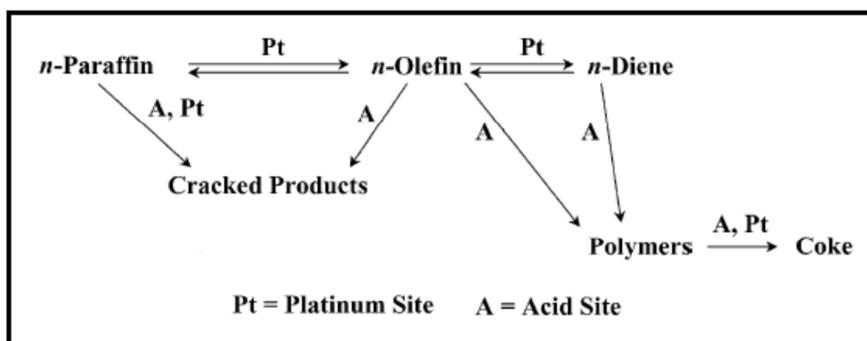


Fig. 2.11. Secuencias de las Reacciones que se llevan a cabo en los Catalizadores de Platino (Bhasin, M. et al., 2001)

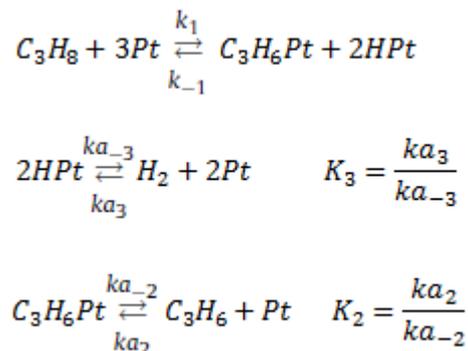
La adición de especies inactivas en la superficie del catalizador actúa como diluyente, además de incrementar la selectividad hacia la deshidrogenación de la parafina debilitando la interacción entre el platino y la olefina, pero sin alterar la interacción Pt- Parafina. Estas impurezas llamadas “promotores” o “modificadores” usualmente son metales inactivos como estaño, germanio, arsénico, litio, cobalto, cinc y cobre. Estos compuestos no sólo actúan como diluyentes sino que también pueden alterar las propiedades del platino, siendo el estaño el más usado para procesos de deshidrogenación [10].

La adición de estaño realza la actividad, selectividad y estabilidad del catalizador además de prolongar la desactivación del mismo ya que moviliza el coque depositado en el platino hacia el soporte. La alúmina tiene una excelente estabilidad térmica y resistencia mecánica a las condiciones de procesamiento. Sin embargo, la razón más importante por la cual la alúmina es utilizada como material de soporte es su óptima capacidad para mantener un alto grado de dispersión del platino, que es esencial para lograr alta actividad y selectividad en la deshidrogenación.

## 2.5 Cinética de la reacción

### 2.5.1 Reacción de deshidrogenación

El propano es adsorbido por el platino del catalizador mediante la unión de dos átomos de la superficie de Pt a través del enlace C-C. Uno de los mecanismos de reacción puede ser el siguiente, en el que están involucrados la deshidrogenación directa de las moléculas en fase gaseosa del propano en la superficie del platino, la adsorción disociativa del hidrógeno y la desorción del propeno [11].



Este es un mecanismo simple de reacción que agrupa todos los posibles pasos de la deshidrogenación. Asumiendo la reacción en la superficie (3) como la etapa más lenta, la velocidad de formación del propeno es la siguiente:

$$(-r_1) = a \frac{k_1(p_{C_3H_8} - p_{C_3H_6}p_{H_2}/K_{eq})}{1 + p_{C_3H_6}/K_{C_3H_6}} \quad (\text{Ecuación 1})$$

$-r_1$ = Velocidad de consumo del propano

$k_1$ = Constante cinética de la reacción de propano

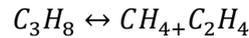
$K_{eq}$ = Constante de equilibrio

$p_i$  = Presión parcial en el gas del componente  $i$

$K_{C_3H_6}$  = Constante de equilibrio del propeno

### 2.5.2 Reacción de cracking

En procesos experimentales de deshidrogenación de propano con catalizador Pt-Sn solo se detectaron metano y eteno como productos de cracking, por lo que se produce la siguiente reacción indeseada:

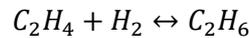


Además,

La reacción de cracking tiene una cinética de primer orden respecto al propano:

$$(-r_2) = k_2 p_{C_3H_8} \quad (\text{Ecuación 2})$$

La formación de etileno provoca que este pueda reaccionar hidrogenándose, formando etano:



Esta reacción también puede considerarse como una cinética de primer orden respecto al eteno y el hidrógeno:

$$(-r_3) = k_3 p_{C_2H_4} p_{H_2} \quad (\text{Ecuación 3})$$

$(-r_2)$  = Velocidad de cracking del propano

$(-r_3)$  = Velocidad de hidrogenación del eteno

$k_2$  = Constante cinética del cracking de propano

$k_3$  = Constante cinética de la hidrogenación del eteno

### 2.5.3 Reacción de coquización y desactivación del catalizador

La formación de coque puede producirse por varios procedimientos, como el cracking total del propano, la polimerización de olefinas (principalmente del propeno) y la condensación de moléculas largas.

El coque se forma principalmente por dos mecanismos, el cracking total del propano, que forma carbón grafitado y por polimerización, formando poliaromáticos.



La desactivación del catalizador corresponde a una desactivación de primer orden:

$$-\frac{da}{dt} = k_d a \quad (\text{Ecuación 4})$$

Integrando obtenemos la ecuación que relaciona la actividad con el tiempo:

$$a = 1 - e^{-k_d t} \quad (\text{Ecuación 5})$$

Donde la  $k_d$  es la constante de desactivación, la cual aumenta con la temperatura de acuerdo a la siguiente ecuación [12]:

$$k_d = 0,011 \exp\left(\frac{-127800}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{893}\right)\right) [h^{-1}] \quad (\text{Ecuación 6})$$

# 3 MEMORIA DE CÁLCULOS

## 3.1 Intercambiador carga-efluente

El intercambiador carga-efluente es un cambiador carcasa y tubo que precalienta la carga al reactor usando el efluente del reactor como fluido calefactor, de forma que disminuye la cantidad de fuel gas necesaria en el primer horno. La condición de diseño empleada es que el efluente del reactor salga del intercambiador a una temperatura de 25°C.

Mediante un balance de energía se calcula el calor necesario para enfriar el efluente del reactor hasta la temperatura deseada:

$$Q = \dot{m}_c C_{p_c} (T_{c1} - T_{c2}) \quad (\text{Ecuación 7})$$

Y calculamos la temperatura de salida de la carga del reactor:

$$Q = \dot{m}_f C_{p_f} (T_{f2} - T_{f1}) \quad (\text{Ecuación 8})$$

Para calcular el área de intercambio necesaria, usamos la ecuación de transmisión de calor:

$$Q = U A DTLM \quad (\text{Ecuación 9})$$

$$DTLM = \frac{(T_{c1} - T_{f2}) - (T_{c2} - T_{f1})}{\ln\left(\frac{T_{c1} - T_{f2}}{T_{c2} - T_{f1}}\right)} \quad (\text{Ecuación 10})$$

La U se aproximó a la de un intercambiador carga-efluente del proceso RZ-100 (CEPSA):

$$U = 297,7 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

Para resolver el sistema de ecuaciones usamos el EES.

## 3.2 Reactores

Los reactores del proceso son cuatro reactores catalíticos de lecho móvil iguales, por lo que usamos el modelo de flujo pistón para calcular la masa de catalizador que hace falta en cada uno para lograr una conversión de propano del 40% con una selectividad hacia el propileno del 90%.

La ecuación de diseño para el modelo flujo pistón es la siguiente:

$$-\frac{dF_i}{dW} = a (-r_i) \quad (\text{Ecuación 11})$$

i= Propano (A), propileno (B), hidrógeno (C), etileno (D), metano (E), etano (F).

Además de la reacción de deshidrogenación, tenemos las reacciones de cracking y de hidrogenación del etileno, además de la reacción de coquización que provoca la desactivación del catalizador.

Las velocidades de consumo de cada componente son las siguientes:

$$(-r_A) = (-r_A)_1 + (-r_A)_2 \quad (\text{Ecuación 12})$$

$$(-r_B) = -(-r_A)_1 \quad (\text{Ecuación 13})$$

$$(-r_C) = (-r_C)_3 - (-r_A)_1 \quad (\text{Ecuación 14})$$

$$(-r_D) = (-r_D)_3 - (-r_A)_2 \quad (\text{Ecuación 15})$$

$$(-r_E) = -(-r_A)_2 \quad (\text{Ecuación 16})$$

$$(-r_F) = -(-r_D)_3 \quad (\text{Ecuación 17})$$

Para la cinética de cada componente, necesitamos la presión parcial de cada componente en función de su flujo molar:

$$p_i = \frac{F_i RT}{Q} \quad (\text{Ecuación 18})$$

$$Q = u_{gas} A_T \quad (\text{Ecuación 19})$$

Para el modelo flujo pistón, la variación de la temperatura respecto a la masa de catalizador es la siguiente:

$$\sum_{i=A,B,C,D,E,F} \dot{m}_i C_{p_i} \frac{dT}{dW} = \sum_{i=1}^3 (-\Delta H_R)(-r_i) + Ua (T_a - T) \quad (\text{Ecuación 20})$$

Los cuatro reactores son adiabáticos, por lo que  $Ua (T_a - T) = 0$ , quedando la siguiente ecuación:

$$\sum_{i=A,B,C,D,E,F} \dot{m}_i C_{p_i} \frac{dT}{dW} = \sum_{i=1}^3 (-r_i)(-\Delta H_R) \quad (\text{Ecuación 21})$$

Para la desactivación del reactor, usábamos el modelo desactivación de primer orden en el que obtenemos un modelo para la desactivación respecto al tiempo [Ecuación ]. Para poder resolver el sistema, obtenemos el tiempo en función de la masa de catalizador para poder integrar la desactivación.

$$a = f(t) \quad (\text{Ecuación 22})$$

$$t = \frac{W}{\dot{m}} \quad (\text{Ecuación 23})$$

$$a = 1 - \exp\left(-k_d \frac{W}{\dot{m}}\right) \quad (\text{Ecuación 24})$$

Para la cinética de las tres reacciones que se producen en el reactor tenemos las siguientes constantes cinéticas:

$$k_{10} = 0,0315 \frac{\text{kmol}}{\text{kg bar h}}$$

$$k_{20} = 2,79 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kmol}}{\text{kg bar h}}$$

$$k_{30} = 1,416 \cdot 10^{-5} \frac{\text{kmol}}{\text{kg bar h}}$$

$$K_{B0} = 3,57 \text{ atm}$$

$$K_{eq} = 0,01 \exp\left(20,46 - \frac{14277}{T}\right)$$

Para resolver los reactores, usamos el programa EES para integrar las siete ecuaciones diferenciales entre  $W=0$  y  $3.500 \text{ kg}$ .

### 3.3 Hornos

En la entrada de cada reactor hay un horno que lleva la carga a una temperatura de 628°C, ya que la reacción de deshidrogenación es muy endotérmica y mantener la temperatura de operación ayuda a conseguir una mayor conversión. El combustible del horno es fuel gas, cuyo PCI es el siguiente:

$$PCI = 53.928 \text{ kJ/kg}_{cble}$$

Realizamos el balance de energía para calcular el calor necesario para calentar la carga a 628°C en cada horno.

$$Q_{\text{útil}} = \dot{m}C_p(T_e - 628) \quad (\text{Ecuación 25})$$

El calor que debe generar la combustión del combustible debe ser el siguiente:

$$Q_{cble} = Q_{\text{útil}} + Q_{\text{perdido}} + Q_{\text{gases}} \quad (\text{Ecuación 26})$$

El calor perdido son las pérdidas debido a la radiación, que son un 5%:

$$Q_{\text{perdido}} = 0,02 Q_{cble} \quad (\text{Ecuación 27})$$

La resolución del sistema de ecuaciones del horno se realiza mediante EES.

### 3.4 Etapa de compresión

Para separar el propano y el propileno del resto de gases se usa una compresión en tres etapas con enfriamiento intermedio y depuradores de succión para evitar que el condensado entre al compresor y lo dañe.

El diseño y la simulación de la etapa de compresión se llevaron a cabo mediante ASPEN PLUS, usando el siguiente diagrama de proceso:

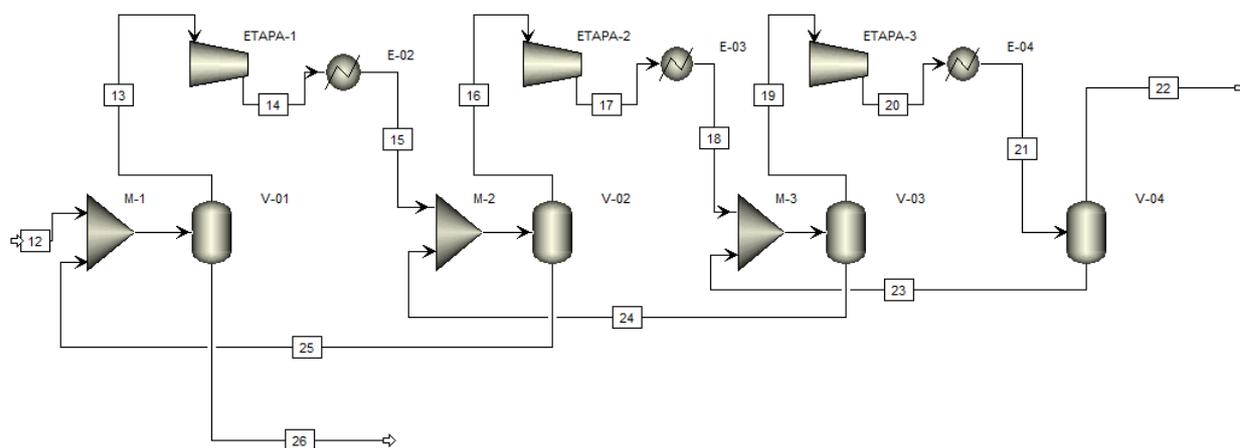


Fig. 3.1. Sistema de compresión por etapas

El método termodinámico usado para la simulación de la etapa de compresión fue el de Peng Robinson, adecuado para mezclas de compuestos no polares, siendo así usado para procesos con hidrocarburos, además de proporcionar resultados razonables para todo rango de presión y temperatura.

Las condiciones de operación del sistema de compresión son las siguientes:

Tabla 3.1. Condiciones de operación de la etapa de compresión con enfriamiento

Compresor	Presión entrada (bar)	Presión de salida (bar)	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de enfriamiento (°C)
1ª etapa	1,11	9,12	-59	27,8
2ª etapa	9,12	18,2	-5	17,9
3ª etapa	18,2	26	15	5

Depurador	Temperatura (°C)	Presión (bar)
V-01	-59	1,11
V-02	-5	9,12
V-03	15	18,2
V-04	5	26

Introducimos la alimentación, definimos el incremento de presión y el rendimiento mecánico de los compresores, la temperatura de salida de los enfriadores, la temperatura y la presión de los depuradores y la presión de los MIXERS, simulando la etapa del proceso en ASPEN.

### 3.5. Depuradores de succión

Para el cálculo del volumen de los depuradores de succión, se usó la ecuación de Souders-Brown:

$$v = k \frac{\rho_L - \rho_V^{1/2}}{\rho_V} \quad (\text{Ecuación 28})$$

Donde:

$v$  = velocidad máxima del vapor permitida (m/s)

$\rho_L$  = densidad del líquido (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_V$  = densidad del vapor (kg/m<sup>3</sup>)

Los valores para  $k$  recomendados son los siguientes (Tabla 3.2.)

Tabla 3.2. Valores de k para rango de presiones

Presión (bar)	k
0-7	0,107
7-21	0,101
21-42	0,092

### 3.5 Columna de separación propano-propileno

Las condiciones de operación de la columna se tomaron de *Handbook Separation Techniques for Chemical Engineers (Schweitzer)*, siendo las siguientes:

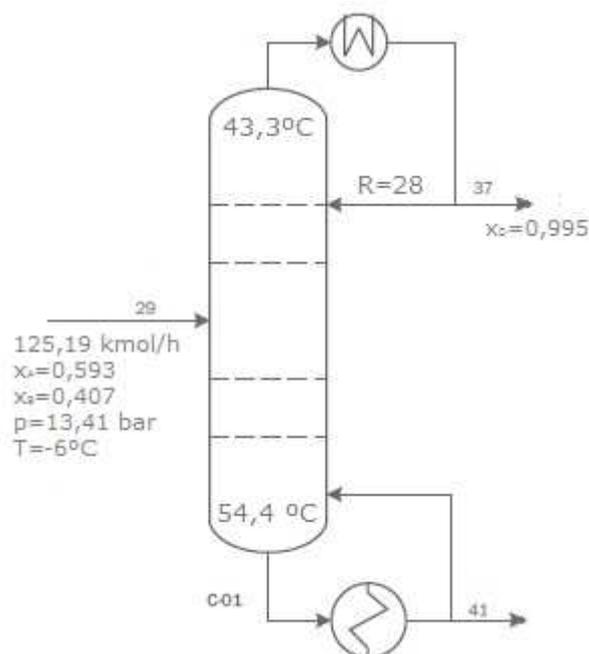


Fig 3.2. Esquema de la columna de separación propano-propileno.

El diseño y simulación de la torre se llevó a cabo mediante Aspen Plus, usando como método termodinámico el de Peng Robinson, válido para mezclas de compuestos no polares, como hidrocarburos. Primero, se diseñó una columna DSTWU para obtener el número de platos, el plato de alimentación y el flujo molar de destilado.

Las presiones del condensador y el reboiler se obtuvieron usando un HEATER

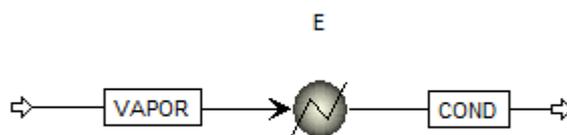


Fig.3.3. Cálculo de la presión de la torre

Por lo que obtenemos una presión para el condensador de 16,314 bar y una presión para el reboiler de 20,685 bar.

A continuación realizamos el diseño de la columna DSTWU (Fig. 3.4), introduciendo las condiciones de diseño:

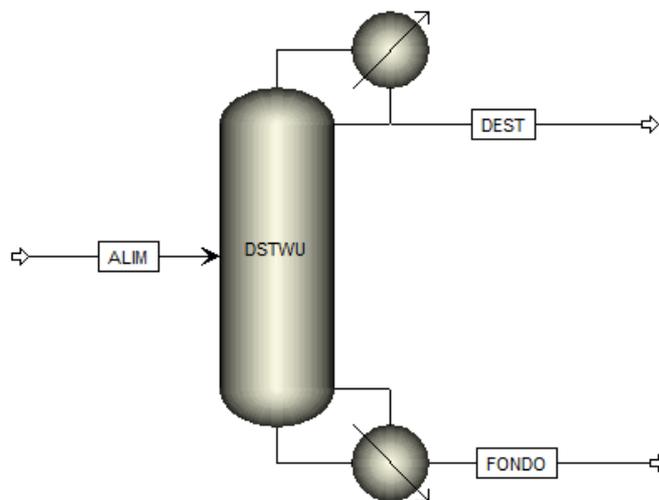


Fig.3.4. Columna DSTWU

Introducimos los datos para la corriente de alimentación y las condiciones de diseño de la columna.

Obtenemos que para las condiciones de operación la columna, comenzaremos a simular la columna RADFRAC con 130 platos, con la alimentación en el plato 67 y con una fracción de destilado de 0,42.

A continuación, simulamos la columna con el modelo RADFRAC con los datos obtenidos en la columna DSTWU:

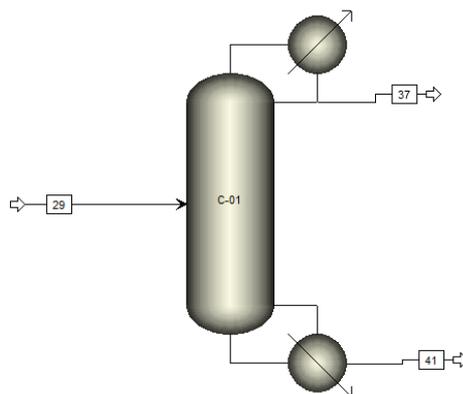


Fig. 3.5. Columna RADFRAC

Introducimos los datos de la corriente de alimentación, igual que la de la columna DSTWU, el número de platos obtenidos en la columna DSTWU, así como el flujo molar de destilado y el reflujo, el plato de alimentación, la presión del condensador y la pérdida de carga de la columna.

Con la simulación de la columna RADFRAC obtenemos una columna de 140 platos tiene un flujo de destilado de 51,76 kmol/h del 99,6% de pureza en propileno.

Para calcular el diámetro de la torre se usó el método de Sounders-Brown (Ecuación 28) resultando un diámetro de 1 m.

La distancia entre platos se determina mediante la siguiente tabla:

Tabla 1.3. Espaciamiento entre platos según diámetro de la torre

1. Espaciamiento de los platos			
Diámetro de la torre, T		Espaciamiento de la torre, t	
m	ft	m	In
		0,15	6 mínimo
1 menos	4 menos	0,50	20
1-3	4-10	0,60	24
3-4	10-12	0,75	30
4-8	12-24	0,90	36

Por lo que la distancia entre platos es de 0,5 m. Calculamos la altura de la torre:

$$Z = N_R t \quad (\text{Ecuación 29})$$

Donde:

$N_R$  : Número de etapas reales

t: Distancia entre platos

De este modo, obtenemos una altura de 65 m.

# 4 MEDICIONES DEL PROYECTO

## 4.1. Costes de implantación

### 4.1.1. Estimación de costes de los equipos mediante datos de SRI Consulting

Para realizar una estimación del coste de los equipos pertenecientes a la etapa de reacción y regeneración de catalizador y de la caja fría se usó una tabla de escalamiento de los equipos para el proceso UOP Oleflex, publicada por SRI Consulting para el año 2008 (Tabla 4.1). Los equipos cuyo estimación de coste se hizo mediante este método son los siguientes:

- Reactores de deshidrogenación (R-01, R-02, R-03, R-04)
- Hornos interetapas (H-01, H-02, H-03, H-4)
- Regenerador del catalizador (CCR) (A-01)
- Caja fría (A-02)

Tabla 4.1. Escalamiento de Equipos (SRI Consulting, 2008).

Nº Item	Equipo	Capacidad de referencia (kg/h)	Valor del exponente	Coste de referencia (año 2008) (\$)
R-01,02,03,04	Reactores de deshidrogenación	93.746,00	0,89	2.283.000
H-01,02,03,04	Hornos interetapas	93.746,00	0,79	2.348.000
A-01	Regenerador del catalizador (CCR)	66,72	0,70	3.649.000
A-02	Caja fría	8992,92	0,70	70.762,51

Para ajustar el precio para la capacidad calculada anteriormente se usó la siguiente ecuación (Peters & Timmerhaus, 1991) (Ecuación 30):

$$coste\ equipo = coste\ equipo\ de\ referencia \left( \frac{capacidad\ equipo}{capacidad\ equipo\ de\ referencia} \right)^{exponente}$$

Tras calcular la estimación del coste para los equipos de la unidad, se trasladaron los precios al año 2015 usando como índice el Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI).

$$coste\ 2015 = coste\ 2008 \left( \frac{CEPCI\ 2015}{CEPCI\ 2008} \right) \quad (Ecuación\ 31)$$

#### 4.1.1.2. Estimación del coste de los reactores

Los cuatro reactores de deshidrogenación son iguales, por lo que se ha tomado el reactor de mayor capacidad para estimar el coste de los cuatro reactores

Tabla 4.2. Estimación del coste de los reactores

Nº Item	Capacidad (kg/h)	Coste por unidad (\$ 2008)	Coste por unidad (\$ 2015)	Coste total (€ 2015)
R-01,02, 03, 04	6.139,30	201.787,26	186.380,8	745.523,21

#### 4.1.1.3. Estimación del coste de los hornos interetapas

Al igual que para los reactores, se han usado los valores de referencia proporcionados por SRI Consulting y se ha calculado la estimación del coste para el horno de mayor capacidad.

Tabla 4.3. Estimación del coste de los hornos interetapas

Nº Item	Capacidad (kg/h)	Coste por unidad (\$ 2008)	Coste por unidad (€ 2015)	Coste total (€ 2015)
H-01,02,03,04	6139,3	272.554,00	251.744,5	1.006.978

#### 4.1.1.4. Estimación del coste del regenerador de catalizador

Usando el coste y la capacidad de referencia del SRI Consulting se ha calculado la estimación del coste del Regenerador de Catalizador (CCR)

Tabla 4.4. Estimación del coste del CCR

Nº Item	Capacidad (kg/h)	Coste por unidad (\$ 2008)	Coste total (€ 2015)
A-01	100	4.870.496,90	4.498.634,5

#### 4.1.1.5. Estimación del coste de la Caja Fría

Para la estimación del coste de la Caja Fría se usaron los datos del SRI Consulting como referencia y se usaron las ecuaciones.

Tabla 4.5. Estimación del coste de la Caja Fría

Nº Item	Capacidad (kg/h)	Coste por unidad (\$ 2008)	Coste total (€ 2015)
A-02	5239,9	48.484,04	44.782,25

#### 4.1.2. Estimación del coste de equipos mediante hoja de cálculo

La estimación del coste de los equipos sobrantes se realizó mediante una hoja de cálculo procedente del libro Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes (Turton R., Bailie R.C., Whiting W.B. and Shaeiwitz J.A.).

##### 4.1.2.1. Estimación del coste del Intercambiador Carga-Efluente

El coste de los intercambiadores de calor depende principalmente del tipo de intercambiador y del área total de transferencia de calor. Adicionalmente se consideran el material, las temperaturas y presiones de operación.

Los tubos y la carcasa son de acero al carbono, ambos soportan una presión máxima de 1,3 atm y el área de transferencia es de 342,3 m<sup>2</sup>.

Tabla 4.6. Estimación del coste del intercambiador carga-efluente

Nº Item	Área de transferencia (m <sup>2</sup> )	Coste (\$ 2015)	Coste (€ 2015)
E-01	342,3	192.419	175.101,3

##### 4.1.2.2. Estimación del coste de los compresores

El coste de los compresores depende del tipo de compresor, el material, la potencia requerida y el número de etapas.

La etapa de compresión está formada por tres compresores centrífugos de acero al carbono con una potencia requerida de 1443 kW.

Tabla 4.7. Estimación del coste de los compresores

Nº Item	Potencia requerida	Coste	Coste
---------	-----------------------	-------	-------

	(kW)	(\$ 2015)	(€ 2015)
CO-01	1443	5.784.770	5.264.140

#### 4.1.2.3. Estimación del coste de los Refrigeradores de la etapa de compresión

Al igual que el intercambiador carga-efluente, el precio de estos equipos depende principalmente del tipo de intercambiador y del área total de transferencia de calor. Adicionalmente se consideran el material, las temperaturas y presiones de operación. Los refrigeradores son de acero al carbono y trabajan a la presión de salida de los compresores.

Tabla 4.8. Estimación del coste de los refrigeradores

Nº Item	Área de transferencia (m <sup>2</sup> )	Coste (\$ 2015)	Coste (€ 2015)
E-02	300	342.109	311.319,2
E-03	360	380.404	346.167,6
E-04	2710	1.900.500	1.729.455

#### 4.1.2.4. Estimación del coste de la columna de separación propano-propileno

El coste de la columna de destilación depende del material de la carcasa, el tipo, el número y material de los platos, el diámetro de la columna, la altura y la presión máxima.

El material de la carcasa es acero al carbono mientras que los platos son de acero inoxidable. La columna tiene un diámetro de 1 m y una altura de 65 m.

Tabla 4.9. Estimación del coste de la torre de destilación

Nº Item	Diámetro (m)	Altura (m)	Número de platos	Coste (\$ 2015)	Coste (€ 2015)
C-01	1,0	65,0	130	1.305.085	1.187.627,35

#### 4.1.2.5. Estimación del coste de los depósitos

El coste de los depósitos depende de su disposición, el material de construcción, la presión máxima de operación y de sus dimensiones.

Tabla 4.10. Estimación del coste de los depósitos

Nº Item	Diámetro (m)	Altura (m)	Coste (\$ 2015)	Coste (€ 2015)
V-01	1,7	5,1	89.026	81.013,7
V-02	0,8	2,4	37.514	34.137,7
V-03	0,7	2,1	23.079	21.001,9
V-04	0,5	1,5	20.124	18.312,8

## 4.2. Costes de operación

Los costes de operación que se tendrán en cuenta son los siguientes:

- Materia prima: propano
- Catalizador: Platino sobre alúmina
- Combustible para los hornos
- Refrigerante
- Electricidad
- 

### 4.2.1. Coste del catalizador

El catalizador usado en los reactores es un catalizador de platino sobre alúmina, DeH-16, perteneciente a UOP, con las siguientes características:

Tabla 4.11. Características del catalizador

Densidad aparente (kg/m <sup>3</sup> )	588
Densidad (kg/m <sup>3</sup> ) <sub>0</sub>	520
Diámetro (mm)	1,6
Forma	Esférica
% p/p Platino	30

Para la estimación del precio del catalizador, ya que no se ha tenido acceso al precio real de éste, se ha estimado como el precio del Platino (Fig. 4.1.)



Fig.4.1. BAST's U.S. EIB Platinum

Se ha tomado un precio medio de 924,5 \$/troy ounce, lo que equivale a 27,05 €/g. Multiplicamos el precio obtenido por un factor de 1,2, para aproximar el precio de la alúmina, obteniendo un precio final de 32,46 €/g.

#### 4.2.2. Coste del propano

El propano es la materia prima del proceso, la evolución de su precio se encuentra en la siguiente gráfica (Fig. 4.2).

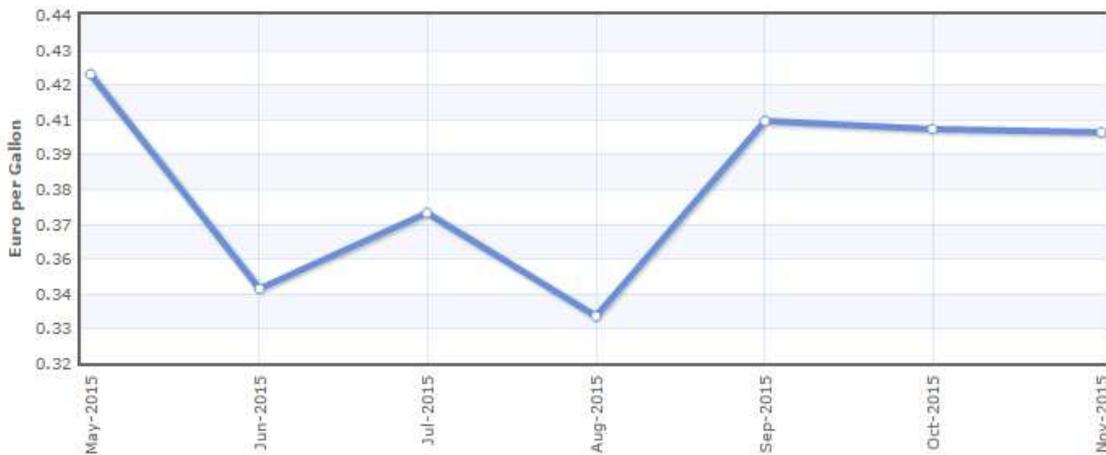


Fig. 4.2. Evolución del precio del propano (Index Mundi)

El precio actual del propano es de 0,4 € por galón estadounidense, lo que equivale aproximadamente a 0,20 €/kg.

### 4.2.3. Coste de las utilities

#### 4.2.3.1. Electricidad

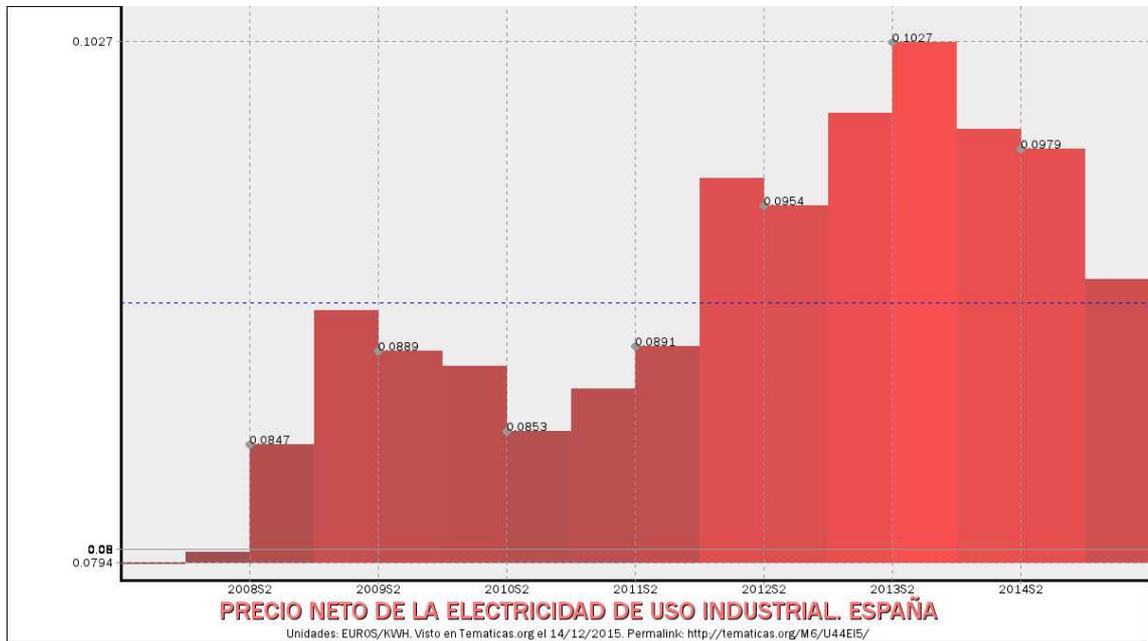


Fig. 4.3. Precio de la electricidad de uso industrial en España

Tabla 4.12. Costes de la electricidad de uso industrial en España

Semestre	Precio (€/kWh)
2015 S1	0,0921
2014 S2	0,0979
2014 S1	0,0988

#### 4.2.3.2. Combustible

El combustible seleccionado para los hornos es gas natural, en la siguiente gráfica (Fig. 4.4) se muestra el precio del gas natural en €/GJ

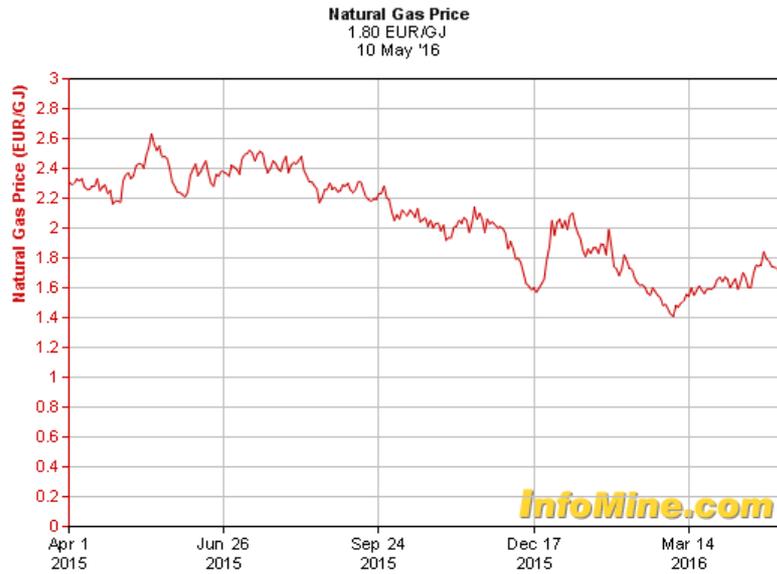


Fig. 4.4. Precio del gas natural

Se tomará un precio medio de 1,6 €/GJ para el cálculo del coste de producción

### 4.3. Costes totales

Tabla 4.13. Costes de operación

Suministro	Capacidad necesaria	Precio	Precio total €/año
Propano	2.533,5 kg/h	0,20 €/kg	4.377.888,00
Catalizador	0,5 kg/h	32,46 €/kg	19.202.365,44
Combustible	2.562,8 kW	1,80 €/GJ	143.482,75
Electricidad	1442,2 kW	0,096 €/kWh	1.122.465,60
<b>TOTAL</b>			<b>24.846.201,8</b>

Tabla 4.14 Resumen de costes de implantación

Nº ITEM	PRECIO
RECIPIENTES	
V-01	81.013,66
V-02	34.137,74
V-03	21.001,89
V-04	18.312,84
TOTAL	154.466,13
COLUMNAS	
C-01	187.627,35
TOTAL	187.627,35
COMPRESORES	
CO-01	5.264.140
TOTAL	5.264.140
INTERCAMBIADORES	
E-01	175.101,3
E-02	311.319,2
E-03	346.167,6
E-04	1.729.455
TOTAL	2.562.043,1
REACTORES	
R-01,02,03,04	745.523,2
TOTAL	2.982.092,8
HORNOS	
H-01,02,03,04	1.006.978
TOTAL	4.027.912
OTROS	
A-01	4.498.635,5
A-02	44.782,25

TOTAL	4.543.417,75
<b>TOTAL</b>	<b>19.721.699,13</b>

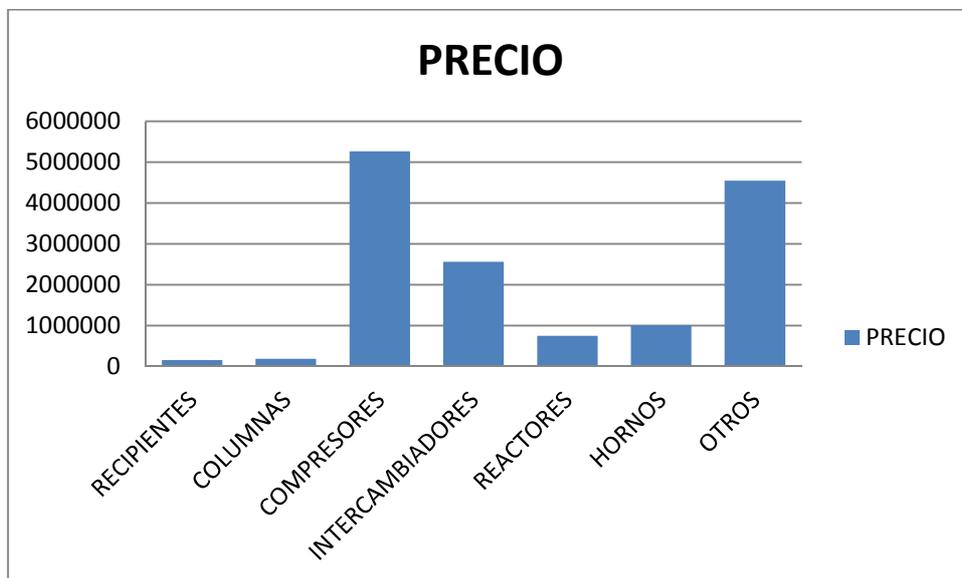


Fig.4.5. Representación gráfica de los costes de equipos

#### 4.4. Beneficios

El beneficio adquirido por la planta procederá de la venta del producto principal, el propileno.

El precio de venta del propileno depende fundamentalmente del precio de la materia prima, el propano, el cual varía mucho debido a la fluctuación del precio del petróleo (Fig. 4.6).

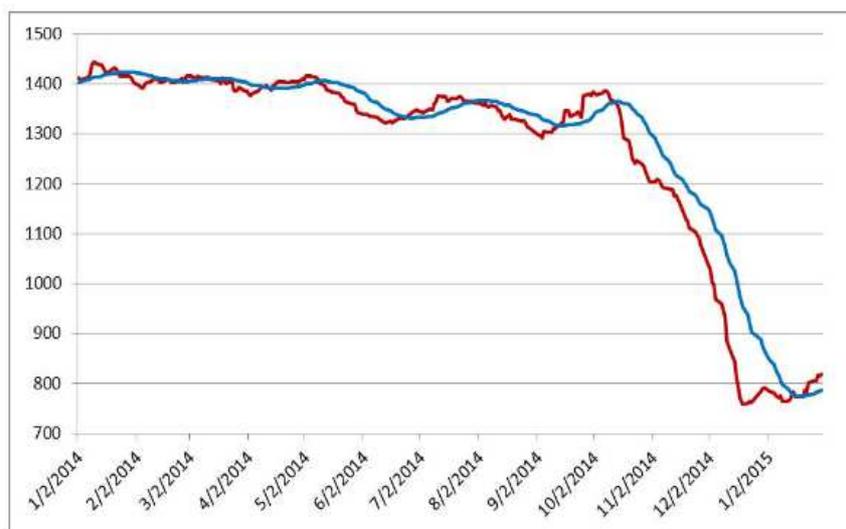


Fig. 4.6. Platts Global Propylene Price Index

En la Fig. 4.6 se observa cómo el precio del propileno oscila entre 800-1.450 \$ la tonelada métrica, por lo que se tomará un precio de venta que genere beneficios a la planta.

El hidrógeno que no se recircula al proceso se venderá como subproducto a un precio aproximado de 1,5 € el kilogramo.

## 4.5. Cálculo de los índices de rentabilidad

### 4.5.1. Cálculo de los flujos netos de caja

El flujo neto de caja es la suma de los beneficios netos, de la amortización y de cualquier otro ingreso o desembolso.

Primero debemos calcular el beneficio bruto, que es la diferencia entre los ingresos por la venta del producto ( $V$ ) y el coste total de producción ( $CTP$ ).

$$BB = V - CTP \quad (\text{Ecuación 32})$$

A continuación, calculamos el beneficio neto antes de impuestos, el cual se obtiene añadiendo la depreciación de los equipos ( $D$ ).

$$BNAI = BB + D \quad (\text{Ecuación 33})$$

Luego, calculamos el beneficio neto después de impuestos, que se obtiene restándole al BNAI los impuestos,  $(1-t)$ , donde  $t$  es la tasa legal impositiva, la cual tiene un valor del 30%.

$$BNDI = BNAI (1 - t) \quad (\text{Ecuación 34})$$

El flujo de caja se obtiene sumando la depreciación de los equipos al beneficio neto después de los impuestos.

$$FC = BNDI + D \quad (\text{Ecuación 35})$$

Ya que el objetivo del proyecto es realizar una aproximación a la rentabilidad del proceso, la amortización de los equipos será lineal y se supondrá un coste de producción y un precio de venta constante, por lo que los flujos de caja serán iguales para todos los años. El análisis de rentabilidad se hará para un periodo de 20 años.

Tabla 4.15. Cálculo de los flujos de caja

	€
BB	4.802.908,6
BNAI	3.095.489,2
BNDI	2.166.482,4
FC	3.874.261,9

#### 4.5.2. Cálculo del VAN

El VAN es un índice de rentabilidad que se basa en calcular la suma de los valores actualizados de los flujos netos de caja, si el resultado es positivo el proceso es rentable, ya que obtenemos beneficios, mientras que si el resultado es negativo el proceso no es viable puesto que tenemos pérdidas. El VAN se calcula con la siguiente ecuación:

$$VAN = -A + \sum_{n=0}^N \frac{FC_n}{(1-i)^n} \quad (\text{Ecuación 36})$$

Donde A es la inversión inicial, n el año de flujo de caja y i la tasa interna de rentabilidad, la cual supondremos con un valor del 15%

$$VAN = -17.074.194,5 + \sum_{n=0}^N \frac{3.874.261}{(1 + 0,15)^n}$$

VAN= 4.846.086,09 €
---------------------

#### 4.5.3. Cálculo del TIR

El TIR es un índice de rentabilidad que consiste en calcular la tasa interna de rentabilidad que hace que el VAN tenga un valor de 0. Si el TIR obtenido es mayor a la tasa interna de rentabilidad real, el proyecto es rentable, en el caso contrario, será inviable.

$$0 = -A + \sum_{n=0}^N \frac{FC_n}{(1+TIR)^n} \quad (\text{Ecuación 37})$$

TIR= 21 %
-----------

#### 4.5.4. Cálculo del Payback

El Payback es el periodo de retono o de reembolso, es decir, el tiempo requerido para recuperar la inversión inicial. Se calcula mediante el VAN, siendo éste el año en el que el VAN es igual a 0, lo que nos da un resultado de 8,5 años para recuperar la inversión inicial.

## 5 CONCLUSIONES

---

Según los resultados obtenidos en los índices de rentabilidad el proceso es viable, con un VAN positivo y un TIR mayor a la tasa de rentabilidad supesta.

Aún así, los beneficios obtenidos no son muy altos, ya que además el payback es alto, pues no se recupera la inversión hasta aproximadamente los 8 años y medio. Esto puede deberse a la aproximación de los costes de producción y los de venta, ya que el coste de propano, así como el del combustible, fluctúan mucho debido a la variación del precio del petróleo, lo que también produciría variaciones en el precio de venta del propileno y del hidrógeno como subproducto, pero al ser un proyecto académico, se han tomado los costes y los precios de venta constantes, lo cual hace variar mucho el resultado. Aún así, los resultados obtenidos parecen coherentes y satisfactorios.

## 6 BIBLIOGRAFÍA

---

- [1] J. A. M. Jiménez, «Doble intensificación de procesos: Reactor de Membrana acoplado a Reactor de Lecho Fluidizado de Dos Zonas (RLFDZ) para deshidrogenación catalítica de propano». 2012.
- [2] «Chemical and Petroleum Manufacturers of India,» 2012.
- [3] «APPE (Association of Petroleum Producers in Europe),» 2012.
- [4] « American Chemical Council 2013 Statistics,» 2012.
- [5] V. K. Arora, «Propylene via CATOFIN Propane Dehydrogenation Technology,» de *Uop Oleflex Process for Light Olefin Production*, 2014.
- [6] D. W. Joseph Gregor, «Uop Oleflex Process for Light Olefin Production,» de *Handbook of Petrochemicals Production Processes*, 2004.
- [7] ThyssenKrupp, «Thyssenkrupp Industrial Solutions,» 2005. [En línea]. Available: [http://www.thyssenkrupp-industrial-solutions.com/fileadmin/documents/brochures/TKIS\\_STAR\\_Process.pdf](http://www.thyssenkrupp-industrial-solutions.com/fileadmin/documents/brochures/TKIS_STAR_Process.pdf).
- [8] D. Sanfilippo, «Dehydrogenations in Fluidized Bed: Catalysis and Reactor Engineering,» *Catalysis Today* , 2011.
- [9] H. Zimmermann y H. Bölt, «Linde/BASF Propane Dehydrogenation Process,» *DGMK Tagungsbericht*, 2005.
- [10] J. M. B. V. T. I. P. P. M.M. Bhasin, «Dehydrogenation and Oxydehydrogenation of Paraffins to Olefins,» *Applied Catalysis A: General*, vol. 221, nº 397, 2001.

# 7 ANEXOS

---

## DIAGRAMAS DE MASA Y ENERGÍA

<b>PROPIEDAD</b>	<b>UNIDAD</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>	<b>14</b>
Fase		L	M	V	V	V	V	V	V	V	V	V	V	V	V
Flujo másico total	kg/h	2288	6139	6139	6139	6172,58	5172,58	6176,01	6176,01	6200,74	6200,74	6154,9	6154,9	11690,70	11690,70
Flujo molar total	kmol/h	52	350	350	350	373,56	373,56	398,21	398,21	400,04	400,04	407,60	407,60	535,85	535,85
Temperatura	°C	25	-40	566	628	536,2	628	568,1	628	587	628	500	25	-59	77
Presión	atm	4	4	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,1	1,1	9,12
Peso molecular	kg/kmol	44	17,54	17,54	17,54	16,52	16,52	15,87	15,87	15,5	15,5	15,1	15,1	21,81	21,81
Fracción molar vapor		0		1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1

<b>PROPIEDAD</b>	<b>UNIDAD</b>	<b>15</b>	<b>16</b>	<b>17</b>	<b>18</b>	<b>19</b>	<b>20</b>	<b>21</b>	<b>22</b>	<b>23</b>	<b>24</b>	<b>25</b>
Fase		V	V	V	V	V	V	M	V	L	L	L
Flujo másico total	kg/h	11690,70	14422,25	14422,25	14422,25	13140,30	13140,30	13140,30	5487,68	7652,62	8934,94	6203,23
Flujo molar total	kmol/h	535,85	600,64	600,64	600,64	572,57	572,57	572,57	392,24	180,33	208,41	143,62
Temperatura	°C	28	-5	41,7	18	15	40,5	5	5	5	15	-5
Presión	atm	9,12	9,12	18,2	18,2	18,2	26	26	25	26	18,2	9,12
Peso molecular	kg/kmol	21,81	24,01	24,01	24,01	22,94	22,94	22,94	14,00	42,43	42,87	43,19
Fracción molar vapor		1	1	1	1	1	1	0,685	1	0	0	0

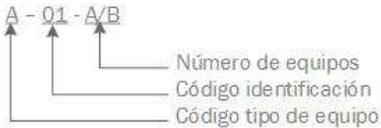
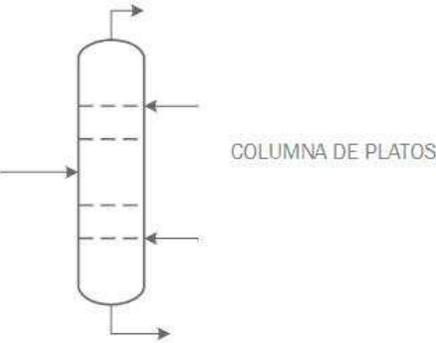
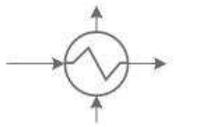
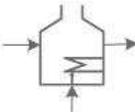
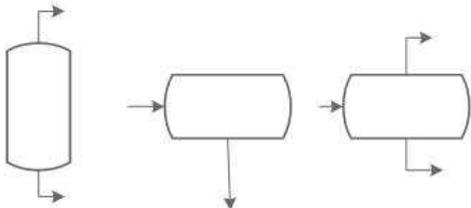
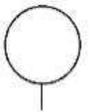
<b>PROPIEDAD</b>	<b>UNIDAD</b>	<b>26</b>	<b>27</b>	<b>28</b>	<b>29</b>	<b>30</b>	<b>31</b>	<b>32</b>	<b>33</b>	<b>34</b>
Fase		L	L	L	L	L	V	V	L	L
Flujo másico total	kg/h	667,43	667,43	4682,20	5374,08	325,01	440	105	2182,74	3164,5
Flujo molar total	kmol/h	15,37	15,37	108,56	124,4	11,212	220	52,5	51,97	71,92
Temperatura	°C	-59	-5,7	2,6	-6	-120,2	-120,2	-120,2	42,2	60,8
Presión	atm	1,11	12	2,2	12,5	4	4	4	17,3	21,7
Peso molecular	kg/kmol	43,42	43,42	43,13	43,2	29	2	2	42	44
Fracción molar vapor		0	0	0	0	0	1	1	0	0

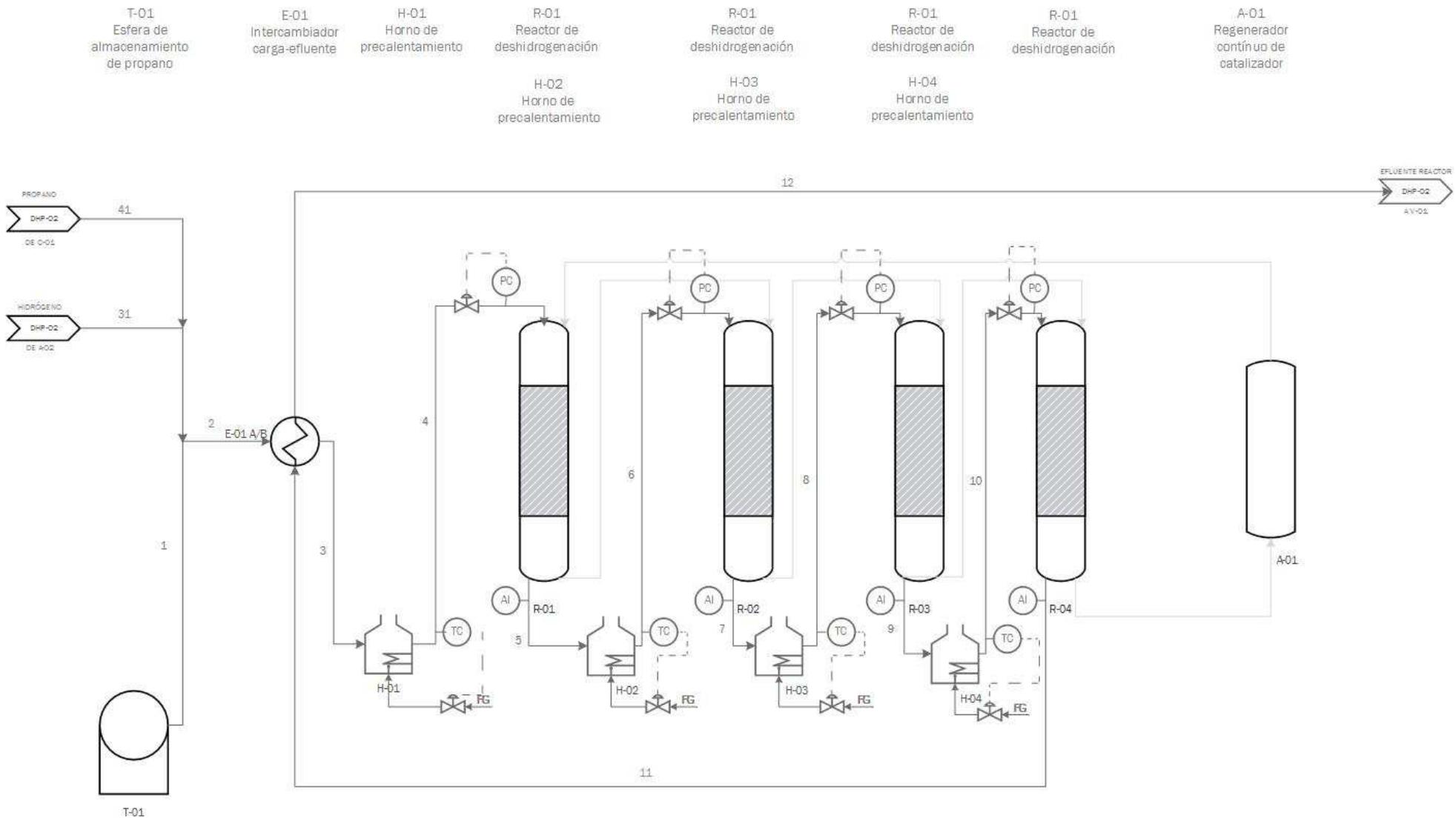
Composición	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
PROPANO	1,00	0,37	0,37	0,37	0,284	0,284	0,232	0,232	0,199	0,199	0,176	0,176	0,290	0,290
PROPILENO	-	-	-	-	0,061	0,061	0,095	0,095	0,115	0,115	0,128	0,128	0,179	0,179
HIDRÓGENO	-	0,63	0,63	0,63	0,651	0,651	0,661	0,661	0,666	0,666	0,669	0,669	0,509	0,509
ETILENO	-	-	-	-	0,002	0,002	0,006	0,006	0,01	0,01	0,014	0,014	0,015	0,015
METANO	-	-	-	-	0,002	0,002	0,006	0,006	0,01	0,01	0,013	0,013	0,011	0,011
ETANO	-	-	-	-	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001

Composición	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
PROPANO	0,290	0,319	0,319	0,319	0,294	0,294	0,294	0,156	0,593	0,625	0,654	0,687	0,687	0,565
PROPILENO	0,179	0,203	0,203	0,203	0,202	0,202	0,202	0,120	0,379	0,360	0,338	0,311	0,311	0,435
HIDRÓGENO	0,509	0,457	0,457	0,457	0,481	0,481	0,481	0,695	0,016	0,009	0,003	-	-	-
ETILENO	0,015	0,017	0,017	0,017	0,018	0,018	0,018	0,014	0,004	0,003	0,001	-	-	-
METANO	0,011	0,010	0,010	0,010	0,011	0,011	0,011	0,014	0,002	0,001	0,001	-	-	-
ETANO	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	<0,001	-	-	-

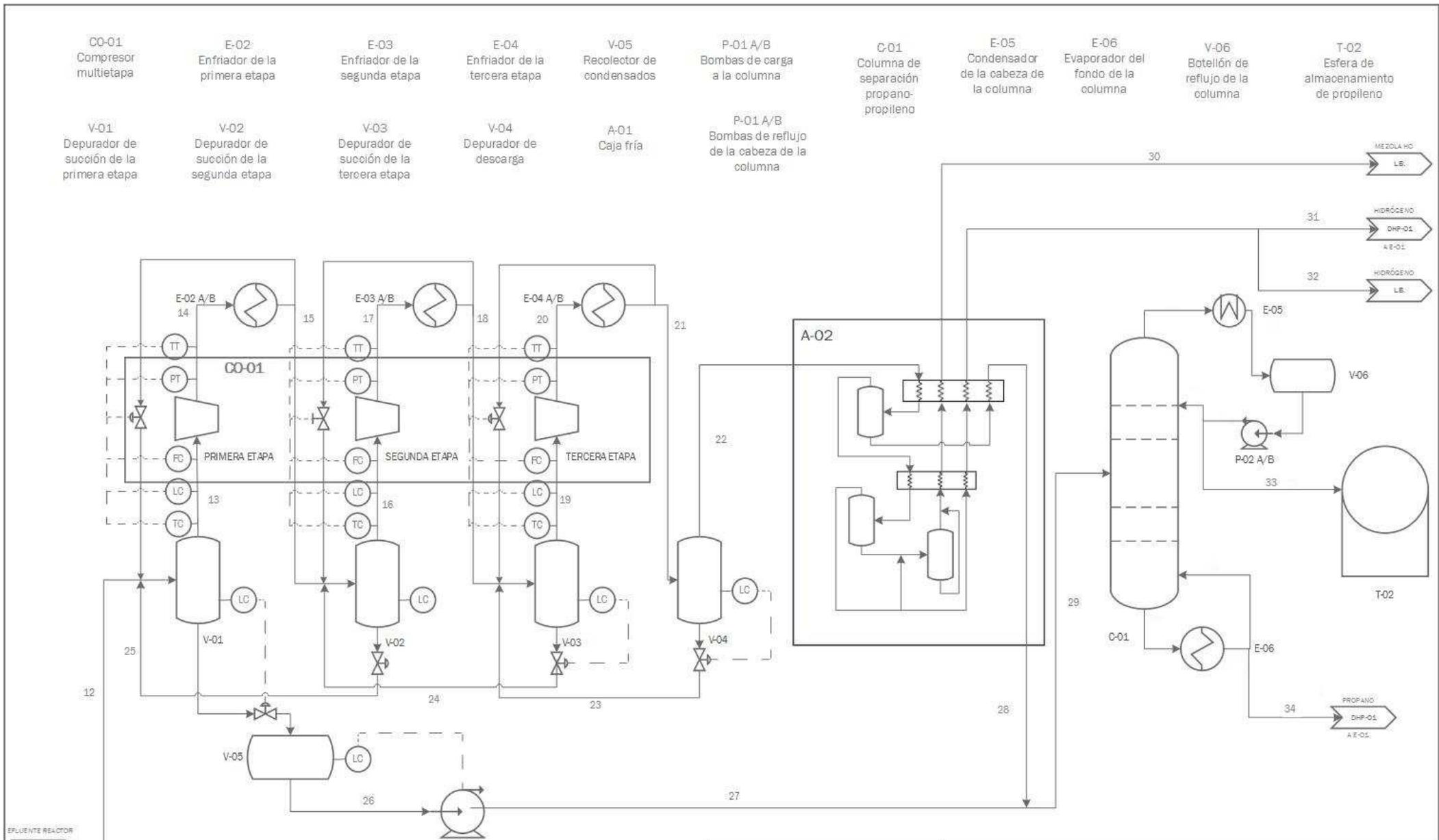
<b>Composición</b>	<b>29</b>	<b>30</b>	<b>31</b>	<b>32</b>	<b>33</b>	<b>34</b>
PROPANO	0,581	-	-	-	0,004	0,997
PROPILENO	0,419	-	-	-	0,996	0,003
HIDRÓGENO	-	-	1	1	-	-
ETILENO	-	0,499	-	-	-	-
METANO	-	0,5	-	-	-	-
ETANO	-	0,001	-	-	-	-

## **DIAGRAMAS DE FLUJO**

SISTEMA DE IDENTIFICACIÓN DE EQUIPOS	EQUIPOS		ABREVIATURAS												
 <p>Número de equipos Código identificación Código tipo de equipo</p>	<p><b>COLUMNAS</b></p>  <p><b>COMPRESORES</b></p>  <p><b>CAMBIADORES DE CALOR</b></p> 		<p>WR AGUA DE REFRIGERACIÓN FG FUEL GAS</p>												
<p><b>CODIGOS DE EQUIPOS</b></p> <p>A UNIDAD PAQUETE C COLUMNA E CAMBIADOR DE CALOR H HORNO P BOMBA R REACTOR V BOTELLÓN T ESFERA DE ALMACENAMIENTO</p>	<p><b>HORNOS</b></p>  <p><b>BOMBAS</b></p>  <p><b>REACTORES</b></p>  <p><b>BOTELLONES</b></p> 		<p><b>INSTRUMENTACIÓN</b></p>   <p>VÁLVULA DE CONTROL      INSTRUMENTO DE CAMPO</p> <p>AI CONTROL DE CONCENTRACIÓN FC CONTROL DE FLUJO LC CONTROL DE NIVEL PC CONTROL DE PRESIÓN TC CONTROL DE TEMPERATURA</p>												
<p><b>CONECTORES</b></p> 															
<p><b>LÍNEAS</b></p> <p>————&gt; LÍNEA PRINCIPAL DE PROCESO</p> <p>————&gt; LÍNEA DE CATALIZADOR</p> <p>————&gt; LÍNEA SECUNDARIA O DE SERVICIOS AUXILIARES</p>															
 <p>JULIA SENA GONZÁLEZ</p> <p>ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIERÍA</p>		<p>DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO PARA LA PRODUCCIÓN DE PROPILENO</p> <p><b>SIMBOLOGÍA</b></p> <table border="1"> <tr> <td>TAMAÑO</td> <td>Nº DE FAX</td> <td>Nº DIBUJO</td> <td>REV.</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td>DHP-01</td> <td>1</td> </tr> <tr> <td>ESCALA</td> <td>1:1</td> <td>HOJA</td> <td>1 DE 3</td> </tr> </table>		TAMAÑO	Nº DE FAX	Nº DIBUJO	REV.			DHP-01	1	ESCALA	1:1	HOJA	1 DE 3
TAMAÑO	Nº DE FAX	Nº DIBUJO	REV.												
		DHP-01	1												
ESCALA	1:1	HOJA	1 DE 3												



 <p>ESCUELA SUPERIOR DE INGENIEROS DE SEVILLA</p>	DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO PARA LA PRODUCCIÓN DE PROPILENO			
	ETAPA DE REACCIÓN Y REGENERACIÓN DEL CATALIZADOR			
JULIA SENA GONZÁLEZ	TAMAÑO	Nº DE FAX	Nº DIBUJO	REV.
ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIERÍA	ESCALA	1:1	DHP-02	1
			HOJA	2 DE 3



 <p>Escuela Superior de Ingenieros de Sevilla</p>	DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO PARA LA PRODUCCIÓN DE PROPILENO			
	ETAPA DE SEPARACIÓN DEL PROPILENO			
JULIA SENA GONZÁLEZ	TAMAÑO	Nº DE FAX	Nº DIBUJO DHP-03	REV. 1
ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIERÍA	ESCALA	1:1	PÁGINA	3 DE 3

## **LISTA DE EQUIPOS**

CLIENTE		<p style="text-align: center;">LISTA DE EQUIPOS</p>  <p style="text-align: center; font-size: small;">escuela superior de INGENIEROS DE SEVILLA</p>				INE DOC.				<u>Rev</u>								
UBICACION						LISTA DE EQUIPOS				<b>LISTA DE EQUIPOS</b>				<u>Rev.</u>	<u>Fecha</u>	<u>Por</u>	<u>Revd.</u>	<u>Apd.</u>
UNIDAD PLANTA DE DESHIDROGENACION DE PROPANO																		
<b>COLUMNAS</b>																		
ITEM N°	DESCRIPCION	ORIENTACION	DIMENSIONES		PESO CARCASA, CASQUETE Y FALDA (Kg)	INTERNOS	MATERIAL		TEMPERATURA TOPE/FONDO (°C)	PRESION (bar) TOPE/FONDO	COMENTARIOS							
			DIÁMETRO INTERNO (m)	ALTURA (m)			CARCASA	PLATOS/EMPAQUES										
C-01	COLUMNA DE SEPARACION PROPANO/PROPENO	V	1,00	65		PLATOS PERFORADOS	C.S.	S.S.			Columna de platos perforados con condensador y hervidor.							

CLIENTE		LISTA DE EQUIPOS 					INE DOC. LISTA DE EQUIPOS				Rev
UBICACION							Rev.	Fecha	Por	Revd.	Apd.
UNIDAD PLANTA DE DESHIDROGENACION DE PROPANO											
INTERCAMBIADORES DE CALOR											
ITEM N°	DESCRIPCIÓN	TIPO	CALOR TRANS. (kW)	ÁREA TRANS. (m <sup>2</sup> )	MATERIAL		CONDICIONES DE DISEÑO				COMENTARIOS
					CARCASA	TUBOS	CARCASA		TUBOS		
		TEMP (°C) ENT/SAL	PRESIÓN (atm) ENT/SAL	TEMP. (°C) ENT/SAL			PRESIÓN (atm) ENT/SAL				
E-01 A/B	PRECALENTADOR HORNO CARGA/EFLUENTE	CARCASA Y TUBOS	-4614	570,7	S.S. Grado 316	S.S. Grado 316	-27,5/574,2	4	605/25	1,3	
E-02 A/B	ENFRIADOR DE LA PRIMERA ETAPA DE COMPRESION	CARCASA Y TUBOS	369,06	300			79,3/27,8	9,12			Enfriamiento mediante agua de refrigeración
E-03 A/B	ENFRIADOR DE LA SEGUNDA ETAPA DE COMPRESION	CARCASA Y TUBOS	210,5	360			41,8/17,9	18,2			Enfriamiento mediante agua de refrigeración
E-04 A/B	ENFRIADOR DE LA TERCERA ETAPA DE COMPRESION	CARCASA Y TUBOS	996,434	2710			40,6/5	26			Enfriamiento mediante agua de refrigeración
E-05	CONDENSADOR DE LA CABEZA DE LA COLUMNA	TOTAL									Enfriamiento mediante agua de refrigeración
E-06	REBOILER DEL FONDO DE LA COLUMNA	-									Vapor como fluido calefactor

CLIENTE	<b>LISTA DE EQUIPOS</b> 					INE DOC. <b>LISTA DE EQUIPOS</b>				Rev
UBICACION						Rev.	Fecha	Por	Revd.	Apd.
UNIDAD PLANTA DE DESHIDROGENACION DE PROPANO										
<b>BOMBAS</b>										
ITEM N°	DESCRIPCION	FLUJO VOLUMÉTRICO (m³/h)	TIPO	DIFERENCIAL DE PRESIÓN (bar)	CABELZAL (m)	GRAVEDAD ESPECÍFICA @P y T	TEMPERATURA (°C)	POTENCIA HIDRÁULICA (kW)	NATERIAL	COMENTARIOS
P-01 A/B	BOMBA DE IMPULSIÓN DE CONDENSADOS A LA COLUMNA	1,26	CENTRIFUGA	11			-58,5	0,5	ACERO DUPLEX	

<b>CLIENTE</b>		<b>LISTA DE EQUIPOS</b> 								<b>INE DOC.</b>			<b>Rev</b>				
<b>UBICACION</b>										<b>LISTA DE EQUIPOS</b>			<b>Rev.</b>	<b>Fecha</b>	<b>Por</b>	<b>Revd.</b>	<b>Apd.</b>
<b>UNIDAD</b>																	
<b>PLANTA DE DESHIDROGENACION DE PROPANO</b>																	
<b>COMPRESORES</b>																	
ITEM N°	DESCRIPCIÓN	TIPO	TIPO DE IMPULSOR	FLUJO VOLUMÉTRICO (m³/h)			DIFERENCIAL DE PRESIÓN (atm)			POTENCIA (kW)			MATERIAL	COMENTARIOS			
				1ª ETAPA	2ª ETAPA	3ª ETAPA	1ª ETAPA	2ª ETAPA	3ª ETAPA	1ª ETAPA	2ª ETAPA	3ª ETAPA					
CO-01	COMPRESOR DE TRES ETAPAS	CENTRÍFU GO	MOTOR ELÉCTRICO	8032,035	1355,51	683,64	8	9	7,8	906,74	355,6	179,87	ACERO AISI 2320				

CLIENTE		LISTA DE EQUIPOS  <small>escuela superior de INGENIEROS DE SEVILLA</small>				INE DOC. LISTA DE EQUIPOS				Rev
UBICACIÓN						Rev.	Fecha	Por	Revd.	Apd.
UNIDAD PLANTA DE DESHIDROGENACION DE PROPANO										
REACTORES										
ITEM N°	DESCRIPCIÓN	ORIENTACIÓN	DIMENSIONES		CONDICIONES DE DISEÑO		CANTIDAD DE CATALIZADOR (kg)	MATERIAL	COMENTARIOS	
			DIÁMETRO INTERNO (m)	ALTURA (m)	TEMP (°C) ENTRADA	PRESIÓN (barg) MAX/MIN				
R-01	REACTOR CATALITICO DE DESHIDROGENACION	V	2,5		628	1,3	3.000	S.A. 240-304	Reactor adiabático de lecho móvil	
R-02	REACTOR CATALITICO DE DESHIDROGENACION	V	2,5		628	1,3	3.000	S.A. 240-304	Reactor adiabático de lecho móvil	
R-03	REACTOR CATALITICO DE DESHIDROGENACION	V	2,5		628	1,3	3.000	S.A. 240-304	Reactor adiabático de lecho móvil	
R-04	REACTOR CATALITICO DE DESHIDROGENACION	V	2,5		628	1,3	3.000	S.A. 240-304	Reactor adiabático de lecho móvil	

CLIENTE		LISTA DE EQUIPOS		 <small>escuela superior de INGENIEROS DE SEVILLA</small>		INE DOC. LISTA DE EQUIPOS				Rev
UBICACION						Rev.	Fecha	Por	Revd.	Apd.
UNIDAD PLANTA DE DESHIDROGENACION DE PROPANO										
<b>RECIPIENTES</b>										
ITEM N°	DESCRIPCIÓN	ORIENTACIÓN	DIMENSIONES		CONDICIONES DE DISEÑO		PESO (kg)	MATERIAL	COMENTARIOS	
			DIÁMETRO INTERNO (m)	ALTURA (m)	TEMP (°C) ENTRADA	PRESION (barg) MAX/MIN				
V-01	DEPURADOR DE SUCCION DE LA PRIMERA ETAPA	V	1,7	5	-59	1,11		C.S. - S.A. 516 GRADO 60		
V-02	DEPURADOR DE SUCCION DE LA SEGUNDA ETAPA	V	0,8	3,3	-5	9,12		C.S. - S.A. 516 GRADO 60		
V-03	DEPURADOR DE SUCCION DE LA TERCERA ETAPA	V	0,7	2,8	15	18,2		C.S. - S.A. 516 GRADO 60		
V-04	DEPURADOR DE DESCARGA	V	0,5	2	-5	26		C.S. - S.A. 516 GRADO 60		
V-05	RECOLECTOR DE CONDENSADOS	H								
V-06	BOTELLON DE REFLUJO DE LA COLUMNA	H								

CLIENTE		INE DOC. LISTA DE EQUIPOS				Rev		
UBICACIÓN		LISTA DE EQUIPOS		Rev.	Fecha	Por	Revd.	Apd.
UNIDAD PLANTA DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO								
<b>HORNOS</b>								
ITEM N°	DESCRIPCIÓN	CALOR TRANS. (kW)	ÁREA TRANS. (m <sup>2</sup> )	MATERIAL		CONDICIONES DE DISEÑO		COMENTARIOS
				EXTERNOS	TUBOS	TEMP (°C) ENT/SAL	PRESIÓN (atm) ENT	
H-01	HORNO PRIMER REACTOR	560,6				560,6/628	1,3	Fuel-gas como combustible
H-02	HORNO SEGUNDO REACTOR	891,4				536,3/628	1,3	Fuel-gas como combustible
H-03	HORNO TERCER REACTOR	586,9				568,1/628	1,3	Fuel-gas como combustible
H-04	HORNO SEGUNDO REACTOR	402,2				587/628	1,3	Fuel-gas como combustible

## **HOJA DE DATOS DE LOS EQUIPOS**



				Ítem nº	R-01					
				Proyecto	Planta de deshidrogenación de propano					
				Nº de documento						
				Nº del cliente						
				Ingeniero	Rev	Fecha	Por	Verificado		
				Procesos						
				Instrumentación						
				Mecánico						
Página	1 de 1									
1	CLIENTE	ETSI		DESCRIPCIÓN	REACTOR CATALÍTICO ADIABÁTICO					
2	UBICACIÓN			SERVICIO	DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO					
3	UNIDAD	DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO		NÚMERO DE UNIDADES	1					
4	<b>DATOS DEL EQUIPO</b>									
5	ALTURA			TIPO DE REACTOR	ADIABÁTICO					
6	DIÁMETRO	2,5 m		TIPO DE FLUJO	RADIAL					
7	<b>DATOS DEL PROCESO</b>									
8	CONDICIONES DE OPERACIÓN	U.M.	<b>CORRIENTE DE ENTRADA</b>				<b>CORRIENTE DE SALIDA</b>			
9	FLUJO MÁXICO	Kg/h	6116				6138,8			
10	FLUJO VOLUMÉTRICO	m <sup>3</sup> /h								
11	PRESIÓN DE OPERACIÓN	atm	1,3				1,3			
12	TEMPERATURA DE OPERACIÓN	°C	628				536,7			
13	PESO MOLECULAR						16,4			
14	DENSIDAD @T Y P	kg/m <sup>3</sup>								
15	VISCOSIDAD @T Y P	Cp								
16										
17	<b>DATOS DEL CATALIZADOR</b>									
18	CARALIZADOR	PLATINO SOPORTADO SOBRE ALÚMINA				CANTIDAD DE CATALIZADOR		3.000		
19	TIPO DE LECHO	MÓVIL				DIÁMETRO DE PARTÍCULA		1/16 in		
20	FORMA	ESFÉRICA				DENSIDAD		588,68 kg/m <sup>3</sup>		
21	CONTENIDO DE PLATINO	0,3 % p/p				DENSIDAD APARENTE		619,92 kg/m <sup>3</sup>		
22					AREA SUPERFICIAL		100 m <sup>2</sup> /g			
23	<b>DATOS DE LA REACCIÓN</b>									
24	NOMBRE	DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO				CONVERSIÓN		18,2%		
25	TIPO DE REACCIÓN	ENDOTÉRMICA				SELECTIVIDAD DE PROPANO		95,55%		
26	PRODUCTOS COLATERALES	METANO ETENO								
27					ETANO		HIDRÓGENO			
28										
29	<b>ESPECIFICACIÓN DE LOS MATERIALES</b>					<b>PLAN DE LAS CONEXIONES</b>				
30	PIEZA	MATERIAL	ESPECIFICACIÓN	MARCA	CANT.	Φ (in)	ELEVACIÓN	LIBRAJE	TIPO/CARA	SERVICIO
31	CARCASA	S.A. 240-304								
32	CASQUETES	S.A. 240-304								
33	RECUBRIMIENTO									
34	BRIDAS DE BOQUILLA									
35	CUELLOS DE BOQUILLA									
36	INTERNOS									
37	PERNOS (INT/EXT)									
38	TUERCAS (INT/EXT)									
39	EMPACADURAS (INT/EXT)									
40	SOPORTES									
41	TORNILLERÍA DE ANCLAJE									
42	GANCHOS									
43	REFUERZOS									
44	ACCESORIOS									
45										
46										



		Ítem nº	R-02							
		Proyecto	PLANTA DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO							
		Nº de documento								
		Nº del cliente								
		Ingeniero	Rev	Fecha	Por	Verificado				
		Procesos								
		Instrumentación								
		Mecánico								
Página		1 DE 1								
1	CLIENTE	ETSI	DESCRIPCIÓN		REACTOR ADIABÁTICO DE LECHO MÓVIL					
2	UBICACIÓN		SERVICIO		DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO					
3	UNIDAD	DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO	NÚMERO DE UNIDADES		1					
4	<b>DATOS DEL EQUIPO</b>									
5	ALTURA		TIPO DE REACTOR		ADIABÁTICO					
6	DIÁMETRO	2,5 m	TIPO DE FLUJO		RADIAL					
7	<b>DATOS DEL PROCESO</b>									
8	CONDICIONES DE OPERACIÓN	U.M.	<b>CORRIENTE DE ENTRADA</b>		<b>CORRIENTE DE SALIDA</b>					
9	FLUJO MÁSIICO	Kg/h	6138,8		6139,3					
10	FLUJO VOLUMÉTRICO	m <sup>3</sup> /h								
11	PRESIÓN DE OPERACIÓN	barq	1,3		1,3					
12	TEMPERATURA DE OPERACIÓN	°C	536,7		568,1					
13	PESO MOLECULAR		16,4		15,8					
14	DENSIDAD @T Y P	kg/m <sup>3</sup>	6138,8							
15	VISCOSIDAD @T Y P	Cp								
16										
17	<b>DATOS DEL CATALIZADOR</b>									
18	CARALIZADOR	PLATINO SOPORTADO SOBRE ALÚMINA		CANTIDAD DE CATALIZADOR						
19	TIPO DE LECHO	MÓVIL		DIÁMETRO DE PARTÍCULA						
20	FORMA	ESFÉRICA		DENSIDAD						
21	CONTENIDO DE PLATINO	0,3 % p/p		DENSIDAD APARENTE						
22				AREA SUPERFICIAL						
23	<b>DATOS DE LA REACCIÓN</b>									
24	NOMBRE	DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO		CONVERSIÓN						
25	TIPO DE REACCIÓN	ENDOTÉRMICA		SELECTIVIDAD DE PROPANO						
26	PRODUCTOS COLATERALES	METANO ETENO								
27	RELACIÓN MOLAR DE REFLUJO	ETANO HIDRÓGENO								
28										
29	<b>ESPECIFICACIÓN DE LOS MATERIALES</b>			<b>PLAN DE LAS CONEXIONES</b>						
30	PIEZA	MATERIAL	ESPECIFICACIÓN	MARCA	CANT.	Φ (in)	ELEVACIÓN	LIBRAJE	TIPO/CARA	SERVICIO
31	CARCASA	S.A. 240-304								
32	CASQUETES	S.A. 240-304								
33	RECUBRIMIENTO									
34	BRIDAS DE BOQUILLA									
35	CUELLOS DE BOQUILLA									
36	INTERNOS									
37	PERNOS (INT/EXT)									
38	TUERCAS (INT/EXT)									
39	EMPACADURAS (INT/EXT)									
40	SOPORTES									
41	TORNILLERÍA DE ANCLAJE									
42	GANCHOS									
43	REFUERZOS									
44	ACCESORIOS									
45										
46										



				Ítem nº	E-03					
				Proyecto	PLANTA DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO					
				Nº de documento						
				Nº del cliente						
				Ingeniero	Rev	Fecha	Por	Verificado		
				Procesos						
				Instrumentación						
				Mecánico						
Página				1 DE 1						
1	CLIENTE	ETSI			DESCRIPCIÓN	REACTOR ADIABÁTICO DE LECHO MÓVIL				
2	UBICACIÓN				SERVICIO	DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO				
3	UNIDAD	DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO			NÚMERO DE UNIDADES	1				
4	<b>DATOS DEL EQUIPO</b>									
5	ALTURA				TIPO DE REACTOR	ADIABÁTICO				
6	DIÁMETRO	2,5 m			TIPO DE FLUJO	RADIAL				
7	<b>DATOS DEL PROCESO</b>									
8	CONDICIONES DE OPERACIÓN	U.M.	<b>CORRIENTE DE ENTRADA</b>			<b>CORRIENTE DE SALIDA</b>				
9	FLUJO MÁSSICO	Kg/h	6139,3			6139,2				
10	FLUJO VOLUMÉTRICO	m <sup>3</sup> /h								
11	PRESIÓN DE OPERACIÓN	barq	1,3			1,3				
12	TEMPERATURA DE OPERACIÓN	°C	568,1			587				
13	PESO MOLECULAR		15,8			15,4				
14	DENSIDAD @T Y P	kg/m <sup>3</sup>								
15	VISCOSIDAD @T Y P	Cp								
16										
17	<b>DATOS DEL CATALIZADOR</b>									
18	CARALIZADOR	PLATINO SOPORTADO SOBRE ALÚMINA			CANTIDAD DE CATALIZADOR	3.000				
19	TIPO DE LECHO	MÓVIL			DIÁMETRO DE PARTÍCULA	1/16 in				
20	FORMA	ESFÉRICA			DENSIDAD	588,68 kg/m <sup>3</sup>				
21	CONTENIDO DE PLATINO	0,3 % p/p			DENSIDAD APARENTE	619,92 kg/m <sup>3</sup>				
22				AREA SUPERFICIAL	100 m <sup>2</sup> /q					
23	<b>DATOS DE LA REACCIÓN</b>									
24	NOMBRE	DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO			CONVERSIÓN	12%				
25	TIPO DE REACCIÓN	ENDOTÉRMICA			SELECTIVIDAD DE PROPANO	85,8%				
26	PRODUCTOS COLATERALES	METANO	ETENO							
27	RELACIÓN MOLAR DE REFLUJO	ETANO	HIDRÓGENO							
28										
29	<b>ESPECIFICACIÓN DE LOS MATERIALES</b>				<b>PLAN DE LAS CONEXIONES</b>					
30	PIEZA	MATERIAL	ESPECIFICACIÓN	MARCA	CANT.	φ (in)	ELEVACIÓN	LIBRAJE	TIPO/CARA	SERVICIO
31	CARCASA	S.A. 240-304								
32	CASQUETES	S.A. 240-304								
33	RECUBRIMIENTO									
34	BRIDAS DE BOQUILLA									
35	CUELLOS DE BOQUILLA									
36	INTERNOS									
37	PERNOS (INT/EXT)									
38	TUERCAS (INT/EXT)									
39	EMPACADURAS (INT/EXT)									
40	SOPORTES									
41	TORNILLERÍA DE ANCLAJE									
42	GANCHOS									
43	REFUERZOS									
44	ACCESORIOS									
45										
46										



Ítem nº	E-04			
Proyecto	PLANTA DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO			
Nº de documento				
Nº del cliente				
Ingeniero	Rev	Fecha	Por	Verificado
Procesos				
Instrumentación				
Mecánico				
Página				

1	CLIENTE	ETSI	DESCRIPCIÓN	REACTOR ADIABÁTICO DE LECHO MÓVIL						
2	UBICACIÓN		SERVICIO	DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO						
3	UNIDAD	DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO	NÚMERO DE UNIDADES	1						
4	<b>DATOS DEL EQUIPO</b>									
5	ALTURA		TIPO DE REACTOR	ADIABÁTICO						
6	DIÁMETRO	2,5 m	TIPO DE FLUJO	RADIAL						
7	<b>DATOS DEL PROCESO</b>									
8	CONDICIONES DE OPERACIÓN	U.M.	CORRIENTE DE ENTRADA			CORRIENTE DE SALIDA				
9	FLUJO MÁSSICO	Kg/h	6139,2			6138,9				
10	FLUJO VOLUMÉTRICO	m <sup>3</sup> /h								
11	PRESIÓN DE OPERACIÓN	barg	1,3			1,3				
12	TEMPERATURA DE OPERACIÓN	°C	587			605				
13	PESO MOLECULAR		15,4			15				
14	DENSIDAD @T Y P	kg/m <sup>3</sup>								
15	VISCOSIDAD @T Y P	Cp								
16										
17	<b>DATOS DEL CATALIZADOR</b>									
18	CARALIZADOR	PLATINO SOPORTADO SOBRE ALÚMINA			CANTIDAD DE CATALIZADOR		3.000			
19	TIPO DE LECHO	MÓVIL			DIÁMETRO DE PARTÍCULA		1/16 in			
20	FORMA	ESFÉRICA			DENSIDAD		588,68 kg/m <sup>3</sup>			
21	CONTENIDO DE PLATINO	0,3 % p/p			DENSIDAD APARENTE		619,92 kg/m <sup>3</sup>			
22				AREA SUPERFICIAL		100 m <sup>2</sup> /g				
23	<b>DATOS DE LA REACCIÓN</b>									
24	NOMBRE	DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO			CONVERSIÓN		9,6%			
25	TIPO DE REACCIÓN	ENDOTÉRMICA			SELECTIVIDAD DE PROPANO		78%			
26	PRODUCTOS COLATERALES	METANO ETENO								
27	RELACIÓN MOLAR DE REFLUJO	ETANO HIDRÓGENO								
28										
29	<b>ESPECIFICACIÓN DE LOS MATERIALES</b>				<b>PLAN DE LAS CONEXIONES</b>					
30	PIEZA	MATERIAL	ESPECIFICACIÓN	MARCA	CANT.	Φ (in)	ELEVACIÓN	LIBRAJE	TIPO/CARA	SERVICIO
31	CARCASA	S.A. 240-304								
32	CASQUETES	S.A. 240-304								
33	RECUBRIMIENTO									
34	BRIDAS DE BOQUILLA									
35	CUELLOS DE BOQUILLA									
36	INTERNOS									
37	PERNOS (INT/EXT)									
38	TUERCAS (INT/EXT)									
39	EMPACADURAS (INT/EXT)									
40	SOPORTES									
41	TORNILLERÍA DE ANCLAJE									
42	GANCHOS									
43	REFUERZOS									
44	ACCESORIOS									
45										
46										

 <p>escuela superior de INGENIEROS DE SEVILLA</p>			Ítem nº		C-01					
			Proyecto		PLANTA DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO					
			Nº de documento							
			Nº del cliente							
			Ingeniero	Rev	Fecha	Por	Verificado			
			Procesos							
			Instrumentación							
			Mecánico							
Página			1 DE 1							
1	CLIENTE	ETSI		DESCRIPCIÓN			COLUMNA DE PLATOS			
2	UBICACIÓN			SERVICIO			SEPARACIÓN PROPANO-PROPILENO			
3	UNIDAD	DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO		NÚMERO DE UNIDADES			1			
<b>DATOS DEL EQUIPO</b>										
5	ALTURA	TIPO DE PLATOS		PERFORADOS		ESPOSOR DE LOS PLATOS				
6	DIÁMETRO	NÚMERO DE PLATOS		130		DISTANCIA ENTRE PLATOS				
7		NÚMERO DE PASOS								
<b>DATOS DEL PROCESO</b>										
9	CONDICIONES DE OPERACIÓN	U.M.	<b>ALIMENTACIÓN</b>		<b>VAPOR DE CABEZA</b>			<b>LÍQUIDO DE FONDO</b>		
10	FLUJO MÁSIICO	Kg/h	5358,55		2190,17			3168,2		
11	FLUJO VOLUMÉTRICO	m <sup>3</sup> /h	9,866							
12	PRESIÓN DE OPERACIÓN	atm	16,66		16,7			20,63		
13	TEMPERATURA DE OPERACIÓN	°C	43,3		43,3			54,4		
14	PESO MOLECULAR		43,16							
15	DENSIDAD @T Y P	kg/m <sup>3</sup>								
16	VISCOSIDAD @T Y P	Cp								
17										
18	CONDICIONES DE OPERACIÓN	U.M.	<b>ALIMENTACIÓN</b>		<b>PRODUCTO DE CABEZA</b>			<b>PRODUCTO DE FONDO</b>		
19	FLUJO MÁSIICO	Kg/h	5358,55		2190,17			3168,2		
20	PRESIÓN DE OPERACIÓN	bar <sub>g</sub>	16,7		16,7			20,63		
21	TEMPERATURA DE OPERACIÓN	°C	43,3		43,3			54,4		
22	PORCENTAJE MOLAR DE PROPENO		0,42		0,996			0,004		
23	<b>INFORMACIÓN GENERAL</b>									
24	FASE DE LA ALIMENTACIÓN	LÍQUIDA								
25	PLATO DE ALIMENTACIÓN	74								
26	CAIDA DE PRESIÓN DE LA COLUMNA	4,4								
27	RELACIÓN MOLAR DE REFLUJO	28								
28	<b>EQUIPOS RELACIONADOS</b>									
29	TIPO DE CONDESADOR	TOTAL								
30	CALOR TRANSFERIDO kW	5390								
31	TIPO DE EVAPORADOR	REBOILER								
32	CALOR TRANSFERIDO kW	5601								
33										
34	<b>ESPECIFICACIÓN DE LOS MATERIALES</b>				<b>PLAN DE LAS CONEXIONES</b>					
35	PIEZA	MATERIAL	ESPECIFICACIÓN	MARCA	CANT.	Φ (in)	ELEVACIÓN	LIBRAJE	TIPO/CARA	SERVICIO
36	CARCASA	C.S.								
37	CASQUETES	C.S.								
38	RECUBRIMIENTO									
39	BRIDAS DE BOQUILLA									
40	CUELLOS DE BOQUILLA									
41	INTERNOS									
42	PLATOS	S.S.								
43	PERNOS (INT/EXT)									
44	TUERCAS (INT/EXT)									
45	EMPACADURAS (INT/EXT)									
46	SOPORTES									
47	TORNILLERÍA DE ANCLAJE									
48	GANCHOS									



HOJA DE DATOS DE UN INTERCAMBIADOR DE CARCASA Y TUBO

1	CLIENTE	<b>INTERCAMBIADOR CARGA/EFLUENTE E-01</b>				Rev	Fecha	Por	Revd.	Apvd.		
2	ETSI											
3	UBICACIÓN											
4												
5	UNIDAD											
6	DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO											
7	Servicio	APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO DEL EFLUENTE DEL REACTOR			Item Nº	E-01						
8	Tamaño		Tipo	CARCASA Y TUBOS		Conectados en		Paralelo		Serie		
9	Surf/Unit (Gross/Eff)		Carcasa/Unid		Surf/Shell (Gross/Eff)							
10												
11	Ubicación del fluido	<b>LADO CARCASA</b>				<b>LADO TUBOS</b>						
12	Nombre del fluido	PROPANO CONDENSADO				EFLUENTE DE LOS REACTORES						
13	Flujo total kg/s											
14	Vapor (Ent/Sal)											
15	Líquido											
16	Vapor de agua											
17	Agua											
18	Incondensados											
19	Tenoeratura (Ent/Sal) °C											
20	Gravedad específica											
21	Viscosidad Cp											
22	Peso molecular del vapor											
23	Peso molecular de los incondensables											
24	Calor específico W/m <sup>2</sup> K											
25	Conductividad térmica W/m <sup>2</sup> K											
26	Calor latente kJ/kg											
27	Presión de entrada barg											
28	<b>Velocidad m/s</b>											
29	<b>Caida de presión Perm/Calc bar</b>											
30	Resistencia de ensuciamiento m <sup>2</sup> K/W											
31	Calor transferido kW											
32	Actual U W/m <sup>2</sup> K											
33	DATOS DE CONSTRUCCIÓN DE UNA CARCASA											
34		<b>LADO CARCASA</b>				<b>LADO TUBOS</b>						
35	Presión de diseño barg											
36	Temperatura de diseño °C											
37	Núm de pasos por la carcasa											
38	Corrosión permitida											
39	Conexiones dimensiones & especificación de material	Ent										
40		Sal										
41	Núm Tub		OD pulg		Espesor (Prom) mm		Longitud ft		Pitch		Layout	
42	Tipo de tubos					Material						
43	Carcasa ID pulg					OD Pulg	Coertura carcasa					
44	Channel or Bonnet					Coertura Canal						
45	Tubesheet-Stationary					Tubesheer-Floating						
46	Floating Head Cover					Impringement Plate						
47	Baffles Tipo					%Corte (Diam)	Espaciado (c/c) pulg		Crosspasses			
48	Baffles-Long					Seal Type						
49	Supports-Tube					U-Bend	Tipo					
50	Bypass Seal Arrangement					Tube-Tubesheet Joint						
51	Expansion Joint					Tipo						
52	Rho-V2-Inlet Nozzle lb(ftsec <sup>2</sup> )					Bundle Entrance		Bundle Exit				
53	Gaskets Shell Side					Lado Tubos						
54	Floating Head											
55	Código Requerimientos					Tema Class						

## **ARCHIVOS EES**

{REACTOR 1}

{A:PROPANO B:PROPILENO C:HIDRÓGENO D:ETILENO E:METANO F:ETANO}  
{ALIMENTACIÓN}

F=350 {kmol/h}  
p\_0=1,3 {bar}  
y\_A0=0,37  
y\_B0=0  
y\_C0=0,63  
y\_D0=0  
y\_E0=0  
y\_F0=0  
T\_0=628+273 {K}  
T\_ref=793 {K}

F\_A0=y\_A0\*F {kmol/h}  
F\_B0=y\_B0\*F {kmol/h}  
F\_C0=y\_C0\*F {kmol/h}  
F\_D0=y\_D0\*F {kmol/h}  
F\_E0=y\_E0\*F {kmol/h}  
F\_F0=y\_F0\*F {kmol/h}

p\_A0=y\_A0\*p\_0 {bar}  
p\_B0=y\_B0\*p\_0 {bar}  
p\_C0=y\_C0\*p\_0 {bar}  
p\_D0=y\_D0\*p\_0 {bar}  
p\_E0=y\_E0\*p\_0 {bar}  
p\_F0=y\_F0\*p\_0 {bar}

R=8,314 {J/molK}

{CINÉTICAS}

{1: C3H8->C3H6+H2}

R\_1=(a\*k\_1\*(p\_A-(p\_B\*p\_C/K\_eq)))/(1+(p\_B/K\_B)) {kmol/kg h}  
k\_1=0,0315\*exp((-34570/R)\*(1/T-1/T\_ref)) {kmol/kg h bar}

K\_eq=exp(20,56-(14277/T))/100 {bar}

K\_B=3,46\*1,031\*exp((-85817/R)\*(1/T-1/T\_ref)) {bar}  
{2:C3H8->C2H4+CH4}

R\_2=k\_2\*p\_A {kmol/kg h}  
k\_2=2,79E-4\*exp((-137310/R)\*(1/T-1/T\_ref)) {kmol/kg h bar}

{3:C2H4+H2->C2H6}

R\_3=k\_3\*p\_D\*p\_C {kmol/kg h}  
k\_3=1,416E-5\*exp((-154540/R)\*(1/T-1/T\_ref)) {kmol/kg h bar}

a=exp(-K\_d\*ti)  
k\_d=0,011\*exp((-127800/R)\*(1/T-1/893)) {1/h}

a\_0=1  
ti=W/m  
m=100 {kg/h}

{VELOCIDADES}

r\_A=r\_1+r\_2 {kmol/kg h}  
r\_B=-r\_1 {kmol/kg h}

$r_C=r_3-r_1$  {kmol/kg}  
 $r_D=r_3-r_2$  {kmol/kg}  
 $r_E=-r_2$  {kmol/kg}  
 $r_F=-r_3$  {kmol/kg}

{Ec de diseño}

$dF_{AdW}=-r_A$   
 $dF_{BdW}=-r_B$   
 $dF_{CdW}=-r_C$   
 $dF_{DdW}=-r_D$   
 $dF_{EdW}=-r_E$   
 $dF_{FdW}=-r_F$

$F_A=F_{A0}+\text{Integral}(dF_{AdW};W;W_0;W_f)$  {kmol/h}  
 $F_B=F_{B0}+\text{Integral}(dF_{BdW};W;W_0;W_f)$  {kmol/h}  
 $F_C=F_{C0}+\text{Integral}(dF_{CdW};W;W_0;W_f)$  {kmol/h}  
 $F_D=F_{D0}+\text{Integral}(dF_{DdW};W;W_0;W_f)$  {kmol/h}  
 $F_E=F_{E0}+\text{Integral}(dF_{EdW};W;W_0;W_f)$  {kmol/h}  
 $F_F=F_{F0}+\text{Integral}(dF_{FdW};W;W_0;W_f)$  {kmol/h}

$F_T=F_A+F_B+F_C+F_D+F_E+F_F$   
 $W_0=0,01$   
 $W_F=3000$

{TEMPERATURA}

$dT_{dW}=\frac{(-H_1*r_1)+(-H_2*r_2)+(-H_3*r_3)}{\text{Sum}FCp}$   
 $T=T_0+\text{Integral}(dT_{dW};W;W_0;W_f)$

$\text{Sum}FCp=F_A*Cp_A+F_B*Cp_B+F_C*Cp_C+F_D*Cp_D+F_E*Cp_E+F_F*Cp_F$  {kJ/kmolK}

$cp_A=Cp(C_3H_8;T=628)*44$  {kJ/kmolK}  
 $cp_B=Cp(\text{Propylene};T=628;P=101,325)*42$  {kJ/kmolK}  
 $cp_C=Cp(H_2;T=628)*2$  {kJ/kmolK}  
 $cp_D=Cp(C_2H_4;T=628)*28$  {kJ/kmolK}  
 $cp_E=Cp(CH_4;T=628)*16$  {kJ/kmolK}  
 $cp_F=Cp(C_2H_6;T=628)*30$  {kJ/kmolK}

$h_A=\text{Enthalpy}(C_3H_8;T=628)*44$  {kJ/kmol}  
 $h_B=\text{Enthalpy}(\text{Propylene};T=628;P=101,325)*42$  {kJ/kmol}  
 $h_C=\text{Enthalpy}(H_2;T=628)*2$  {kJ/kmol}  
 $h_D=\text{Enthalpy}(C_2H_4;T=628)*28$  {kJ/kmol}  
 $h_E=\text{Enthalpy}(CH_4;T=628)*16$  {kJ/kmol}  
 $h_F=\text{Enthalpy}(C_2H_6;T=628)*30$  {kJ/kmol}

$H_1=H_B+H_C-H_A$  {kJ/kmol}  
 $H_2=H_D+H_E-H_A$  {kJ/kmol}  
 $H_3=H_F+H_E-H_C$  {kJ/kmol}

{PRESIONES}

$p_A=p_T*F_A/F_T$  {bar}  
 $p_B=p_T*F_B/F_T$  {bar}  
 $p_C=p_T*F_C/F_T$  {bar}  
 $p_D=p_T*F_D/F_T$  {bar}  
 $p_E=p_T*F_E/F_T$  {bar}  
 $p_F=p_T*F_F/F_T$  {bar}  
 $p_T=p_0$

$$x_A = (F_{A0} - F_A) / F_{A0}$$

$$S_B = (F_B) / (F_{A0} - F_A)$$

$\$Integratable W;T;F_A;F_B;F_C;F_D;F_E;F_F;a;x_A;S_B;k_1;k_2;k_3;k_B;K_{eq}$

{INTERCAMBIADOR CARGA EFLUENTE  
BALANCE DE ENERGÍA}

{Fijando los 25°C y suponiendo que el la temperatura del reactor son 596°C}

{1:ENTRADA FRIO 2:SALIDA FRIO 3:ENTRADA CALIENTE 4:SALIDA CALIENTE}

{FLUIDO CALIENTE}

x\_A=0,1764  
x\_B=0,1275  
x\_C=0,6685  
x\_D=0,013727  
x\_E=0,013754  
x\_F=0,000027

Cp\_A4=Cp(Propane;T=25;P=130)\*44 {kJ/kmolK}  
Cp\_B4=Cp(Propylene;T=25;P=130)\*42 {kJ/kmolK}  
Cp\_C4=Cp(Hydrogen;T=25;P=130)\*2 {kJ/kmolK}  
Cp\_D4=Cp(Ethylene;T=25;P=130)\*28 {kJ/kmolK}  
Cp\_E4=Cp(Methane;T=25;P=130)\*16 {kJ/kmolK}  
Cp\_F4=Cp(Ethane;T=25;P=130)\*30 {kJ/kmolK}

Cp\_A3=Cp(Propane;T=605;P=130)\*44 {kJ/kmolK}  
Cp\_B3=Cp(Propylene;T=605;P=130)\*42 {kJ/kmolK}  
Cp\_C3=Cp(Hydrogen;T=605;P=130)\*2 {kJ/kmolK}  
Cp\_D3=Cp(Ethylene;T=605;P=130)\*28 {kJ/kmolK}  
Cp\_E3=Cp(Methane;T=605;P=130)\*16 {kJ/kmolK}  
Cp\_F3=Cp(Ethane;T=605;P=130)\*30 {kJ/kmolK}

Cp4=x\_A\*Cp\_A4+x\_B\*Cp\_B4+x\_C\*Cp\_C4+x\_D\*Cp\_D4+x\_E\*Cp\_E4+x\_F\*Cp\_F4 {kJ/kmolK}  
Cp3=0,186\*Cp\_A3+0,128\*Cp\_B3+0,662\*Cp\_C3+0,011\*Cp\_D3+0,012\*Cp\_E3+0,001\*Cp\_F3 {kJ/kmolK}

Q=F\_CAL\*(CP4\*25-CP3\*605) {kW}

F\_CAL=407,6/3600 {kmol/s}

{FLUIDO FRIO}

Q=-F\_FRIO\*(CP2\*(T\_2)-CP1\*(-27,5)) {kW}

F\_FRIO=350/3600 {kmol/s}

Cp\_A1=Cp(Propane;T=-27,5;P=430)\*44 {kJ/kmolK}  
Cp\_C1=Cp(Hydrogen;T=-27,5;P=430)\*2 {kJ/kmolK}  
Cp\_A2=Cp(Propane;T=600;P=430)\*44 {kJ/kmolK}  
Cp\_C2=Cp(Hydrogen;T=600;P=430)\*2 {kJ/kmolK}

Cp2=0,37\*Cp\_A2+0,67\*Cp\_C2 {kJ/kmolK}  
Cp1=0,37\*Cp\_A1+0,67\*Cp\_C1 {kJ/kmolK}

{UA}

Q=-(UA/1000)\*DTLM {kW}  
DTLM=((596-t\_2)-(25+27,5))/Ln((596-t\_2)/(27,5+40)) {°C}

A=UA/U {m2}  
U=297,7 {W/m2°C}

{HORNOS}

{ALIMENTACIÓN }

$x_A=0,37$

$x_B=0$

$x_C=0,63$

$x_D=0$

$x_E=0$

$x_F=0$

$F=389,2115$

$cp_{A1}=Cp(C_3H_8;T=577,2)*44$  {kJ/kmolK}

$cp_{B1}=Cp(Propylene;T=577,2;P=101,325)*42$  {kJ/kmolK}

$cp_{C1}=Cp(H_2;T=577,2)*2$  {kJ/kmolK}

$cp_{D1}=Cp(C_2H_2;T=577,2)*28$  {kJ/kmolK}

$cp_{E1}=Cp(CH_4;T=577,2)*16$  {kJ/kmolK}

$cp_{F1}=Cp(C_2H_6;T=577,2)*30$  {kJ/kmolK}

$cp_{A2}=Cp(C_3H_8;T=628)*44$  {kJ/kmolK}

$cp_{B2}=Cp(Propylene;T=628;P=101,325)*42$  {kJ/kmolK}

$cp_{C2}=Cp(H_2;T=628)*2$  {kJ/kmolK}

$cp_{D2}=Cp(C_2H_2;T=628)*28$  {kJ/kmolK}

$cp_{E2}=Cp(CH_4;T=628)*16$  {kJ/kmolK}

$cp_{F2}=Cp(C_2H_6;T=628)*30$  {kJ/kmolK}

$Cp_1=x_A*cp_{A1}+x_B*cp_{B1}+x_C*cp_{C1}+x_D*cp_{D1}+x_E*cp_{E1}+x_F*cp_{F1}$

$Cp_2=x_A*cp_{A2}+x_B*cp_{B2}+x_C*cp_{C2}+x_D*cp_{D2}+x_E*cp_{E2}+x_F*cp_{F2}$

$Q_{util}=F*(Cp_2*628-Cp_1*577,2)$  {kJ/h}

$Q_{comb}=Q_{util}/\eta$

$Q_{comb}=m_c*PCI$

$PCI=53928$

$\eta=0,95$

$Q_{kw}=Q_{util}/3600$

