

Trabajo Fin de Grado  
Grado en Ingeniería Química

# Diseño preliminar de una instalación de deshidrogenación de propano: Proceso Oleflex

Egilea/Autor/a:  
**LANDER MARTINEZ CAÑIBANO**  
Zuzendaria/Director/a:  
**Dra. EVA EPELDE BEJERANO**

© 2020, Lander Martínez Cañibano

Leioa, 19 de febrero de 2020

## ÍNDICE

|   |    |
|---|----|
| 1. INTRODUCCIÓN.....  | 1  |
| 1.1. EL PROPILENO .....   | 1  |
| 1.2. TECNOLOGÍAS DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO.....            | 5  |
| 1.2.1. Proceso CATOFIN.....                                     | 6  |
| 1.2.2. Proceso OLEFLEX .....                                    | 6  |
| 1.2.3. Proceso STAR.....  | 8  |
| 1.2.4. Proceso FBD .....  | 8  |
| 1.2.5. Proceso LINDE .....                                      | 9  |
| 1.3. CATALIZADORES .....  | 10 |
| 1.4. ASPECTOS TERMODINÁMICOS Y CINÉTICOS DEL PROCESO.....       | 11 |
| OBJETIVOS.....  | 14 |
| 2. SIMULACIÓN DEL PROCESO .....                                 | 15 |
| 2.1. SIMULADOR PRO II v.9.4.....                                | 16 |
| 2.2. DEFINICIÓN DE COMPUESTOS .....                             | 16 |
| 2.3. MÉTODO TERMODINÁMICO .....                                 | 16 |
| 2.4. BALANCE DE MATERIA PRELIMINAR Y POTENCIAL ECONÓMICO        | 17 |
| 2.5. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO .....                              | 18 |
| 2.6. TABLA DE CORRIENTES.....                                   | 20 |
| 2.7. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS .....                      | 23 |
| 2.7.1. Reactores de equilibrio R-101, R-102, R-103 y R-104..... | 23 |
| 2.7.2. Reactor de lecho fijo R-105 .....                        | 24 |
| 2.7.3. Compresores y válvulas .....                             | 24 |
| 2.7.4. Tanques flash V-101 y V-102.....                         | 24 |
| 2.7.5. Columna de destilación T-101 .....                       | 25 |
| 3. DISEÑO DE LOS EQUIPOS.....                                   | 28 |
| 3.1. REACTORES.....   | 28 |
| 3.2. COMPRESORES Y VÁLVULAS.....                                | 29 |
| 3.3. TANQUES FLASH.....   | 29 |
| 3.4 COLUMNA DE DESTILACIÓN T-101 .....                          | 30 |
| 4. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.....                                  | 30 |
| 4.1. METODOLOGÍA PINCH: DISEÑO DE LA RED DE CAMBIADORES.....    | 30 |
| 4.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO INTEGRADO.....                     | 37 |

|  |    |
|--|----|
| 4.3. DISEÑO DE CAMBIADORES Y HORNOS.....   | 42 |
| 4.4. SERVICIOS AUXILIARES .....            | 43 |
| 5. ESTIMACIÓN DE COSTES .....              | 44 |
| 5.1. INMOVILIZADO .....                    | 44 |
| 5.2. COSTES DE FABRICACIÓN.....            | 49 |
| 5.2.1. Costes de materias primas .....     | 49 |
| 5.2.2. Coste de gestión de residuos .....  | 49 |
| 5.2.3. Coste de servicios auxiliares ..... | 50 |
| 5.2.4. Coste de mano de obra .....         | 50 |
| 6. ANÁLISIS DE RENTABILIDAD .....          | 51 |
| 7. SEGURIDAD .....                         | 56 |
| 8. CONCLUSIONES.....                       | 57 |
| 8.1. PERSPECTIVAS A FUTURO .....           | 58 |
| 9. NOMENCLATURA.....                       | 59 |
| 10. BIBLIOGRAFÍA .....                     | 61 |
| 11. ANEXOS .....                           | 64 |

# 1. INTRODUCCIÓN

## 1.1. EL PROPILENO

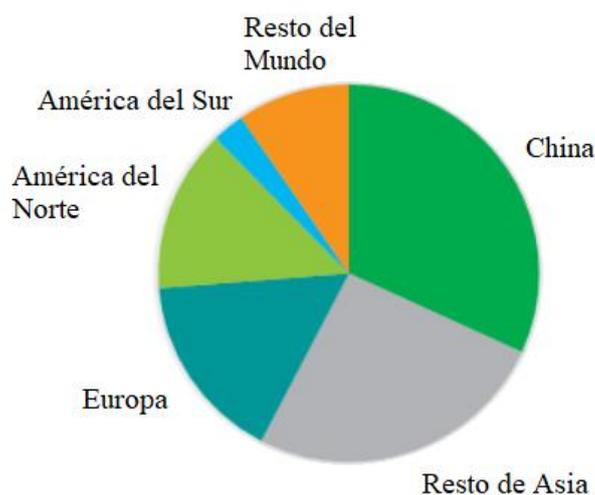
El propileno es una de las materias primas fundamentales de la industria petroquímica, ya que su estructura química (principalmente su doble enlace) permite numerosas transformaciones químicas que incluyen la polimerización, cloración, oxidación, metátesis, entre otras (Ullmann, 2013). En condiciones normales, es un gas combustible incoloro, inflamable y no tóxico. No irrita los ojos, y su olor es característico de las olefinas. En altas concentraciones tiene propiedades anestésicas, y en última instancia, puede causar asfixia (Othmer, 2012). En la Tabla 1 se resumen las propiedades físico-químicas más destacables del propileno. Comercialmente existen tres tipos de propileno atendiendo a su grado de pureza (Chow, 1995): (i) grado polimérico (PG), min. 99.5% de pureza; (ii) grado químico (CG), 90-95% de pureza; y, (iii) grado de refinería (RG), 50-70% de pureza.

**Tabla 1.** Propiedades físico-químicas del propileno (adaptado de Ullman, 2013).

| <b>PROPIEDAD</b>                        | <b>VALOR</b>  |
|---|---------------|
| <b>Punto de fusión (°C)</b>             | <b>-185</b>   |
| <b>Punto de ebullición (°C)</b>         | <b>-48</b>    |
| <b>Densidad (g/L)</b>                   | <b>1,9149</b> |
| <b>Temperatura de autoignición (°C)</b> | <b>455</b>    |
| <b>Temperatura crítica (°C)</b>         | <b>92</b>     |
| <b>Presión crítica (MPa)</b>            | <b>4,621</b>  |
| <b>Calor de fusión (kJ/kg)</b>          | <b>71,37</b>  |
| <b>Límites de explosividad (vol %)</b>  | <b>2-11</b>   |
| <b>Entalpía de formación (kJ/mol)</b>   | <b>20,43</b>  |
| <b>Entropía (kJ/mol·K)</b>              | <b>0,227</b>  |
| <b>Energía libre (kJ/mol)</b>           | <b>62,65</b>  |

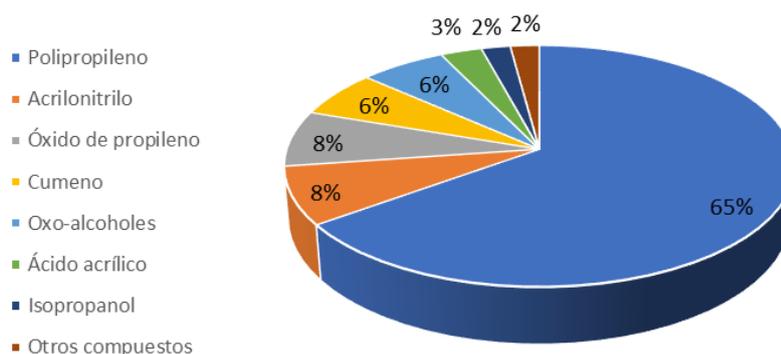
Actualmente, la producción mundial de propileno se estima en 100 millones de toneladas anuales, si bien se espera un aumento de la producción hasta 135 millones de toneladas para el año 2025 (Blay y cols., 2018; Wood Mackenzie, 2019). Según IHS Markit, se espera un crecimiento anual de 40 millones de toneladas para el periodo 2013 a 2023, mientras que atendiendo al estudio de Wood Mackenzie este crecimiento será de 56 millones de toneladas para el periodo de 2014 a 2030.

En la Figura 1 se muestra la distribución del consumo de propileno por países, donde destaca el gran consumo de China y otros países asiáticos, quedando el consumo europeo y norteamericano en tercer lugar, mostrando un consumo similar.



**Figura 1.** Distribución del consumo mundial de propileno por países (adaptado de IHS Markit, 2019).

En la Figura 2 se muestran en detalle los principales derivados del propileno. Aproximadamente el 70% se destina a la producción de polipropileno, utilizado en partes mecánicas, fibras, films, plásticos, etc. En la Tabla 2, se resumen las principales aplicaciones de los derivados del propileno.

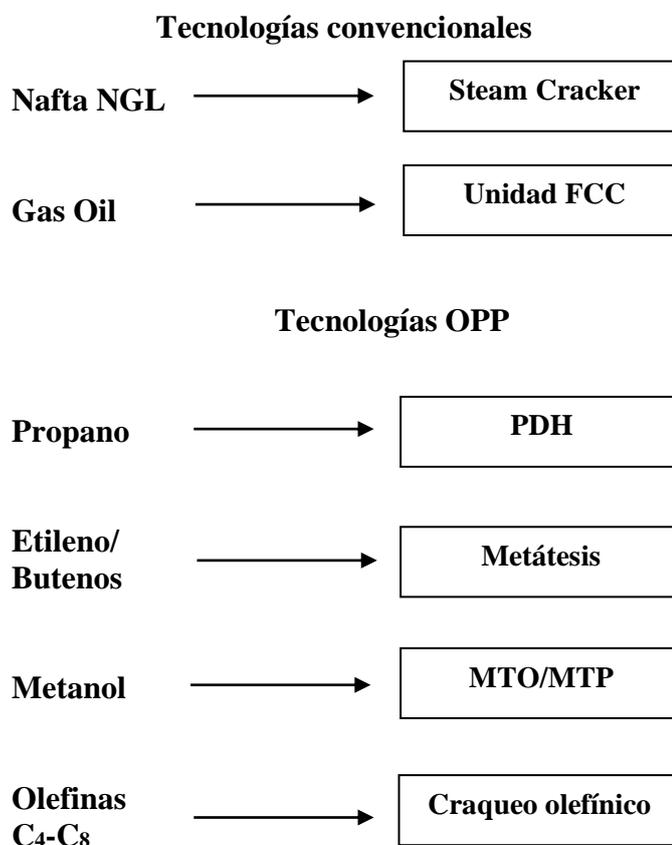


**Figura 2.** Principales derivados del propileno (adaptado de Plotkin, 2016).

**Tabla 2.** Aplicaciones de los derivados del propileno (adaptado de Intratec, 2013).

|                           |                                  |
|---------------------------|----------------------------------|
| <b>Polipropileno</b>      | Piezas mecánicas, fibras, films  |
| <b>Acrilonitrilo</b>      | Polímeros ABS, fibras acrílicas  |
| <b>Óxido de propileno</b> | Poliuretano, glicol              |
| <b>Oxo-alcoholes</b>      | Revestimientos, plastificantes   |
| <b>Cumeno</b>             | Policarbonatos                   |
| <b>Ácido acrílico</b>     | Adhesivos, polímeros absorbentes |

Actualmente los procesos comerciales disponibles para la producción de propileno se pueden dividir en dos grupos, y se muestran de manera esquemática en la Figura 3 (Blay y cols., 2018): (i) procesos convencionales de craqueo térmico y catalítico; denominados, craqueo con vapor y craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC); y, (iii) tecnologías OPP (del inglés, *On Purpose Propylene*) de intensificación de propileno, que incluyen el proceso de deshidrogenación de propano, el proceso de metanol a olefinas (MTO) y a propileno (MTP), y en menor medida, la metátesis y/o interconversión de olefinas (Amghizar y cols., 2017).



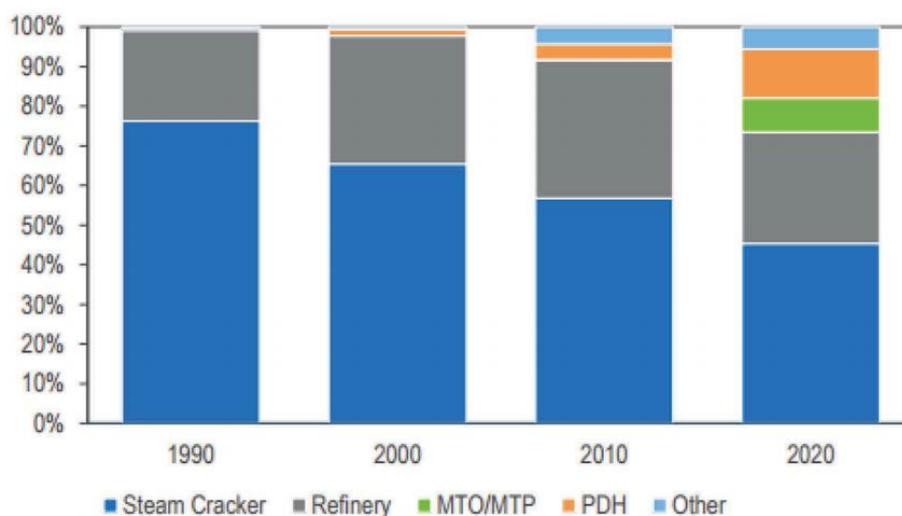
**Figura 3.** Principales rutas para la producción de propileno (adaptado de Intratec, 2013).

En la Tabla 3 se hace una comparativa de las diferentes tecnologías en base a condiciones de operación, selectividad de propileno, inversión y coste de operación.

**Tabla 3.** Comparativa de las tecnologías (adaptado de Blay y cols., 2018).

| Tecnología                         | Temperatura (°C) | Presión (atm) | Selectividad (%) | Inversión | Costes de operación |
|------------------------------------|------------------|---------------|------------------|-----------|---------------------|
| <b>Craqueo con vapor</b>           | 750-900          | 2-3           | 1-14             | Muy alta  | Alto                |
| <b>FCC</b>                         | 550              | 1,7           | 4-6              | Muy alta  | Medio               |
| <b>PDH</b>                         | 540-700          | 0,1-4         | + 100            | Alta      | Alto                |
| <b>Metátesis</b>                   | 25-50            | 5-15          | + 100            | Baja      | Bajo                |
| <b>MTO/MTP</b>                     | 350-500          | 1             | + 90             | Alta      | Alto                |
| <b>Interconversión de olefinas</b> | 400-550          | 1-2           | + 90             | Media     | Bajo                |

En la Figura 4 se muestra la evolución temporal de las diferentes rutas de producción de propileno desde el año 1990 hasta la actualidad. Históricamente, el propileno se ha obtenido como subproducto tanto en el craqueo con vapor (encaminado a la producción de etileno), como en el proceso FCC (encaminado a la producción de combustibles). Ambos procesos han contribuido con alrededor del 90% de la producción de propileno hasta el año 2000. Sin embargo, en las últimas décadas, el encarecimiento del petróleo, el agotamiento de reservas, ligado a las cada vez más exigentes restricciones medioambientales han potenciado la producción de propileno a partir de rutas más sostenibles. Por otro lado, como se ha comentado anteriormente, se espera una demanda creciente de propileno, la cual supera en un 12-14% a la producción que puede abastecerse mediante el uso de tecnologías convencionales (Agarwal y cols., 2018). Y por tanto, deberá hacerse frente y abastecerse mediante la intensificación de las tecnologías OPP. Según la empresa Honeywell UOP, se espera que para el año 2025 el 30% del propileno mundial será suministrado por las tecnologías OPP.

**Figura 4.** Evolución histórica de las fuentes de producción de propileno (adaptado de Blay y cols., 2018).

Asimismo, se prevé una mayor disponibilidad de reservas de gas natural y gas de esquisto (Bruijinincx y Weckhuysen, 2013; Al-Douri y cols., 2017; Sáez, 2019) compuestos principalmente de metano y parafinas C<sub>2</sub>-C<sub>4</sub>, lo que dará lugar a un

aumento del uso de la tecnología de craqueo con vapor de etano (en vez de nafta) (Yang y cols., 2017), reduciendo la producción de propileno en un orden de magnitud. Esto motivará más si cabe el empleo de las tecnologías OPP.

En ese sentido, una de las tecnologías que está cobrando especial importancia es la deshidrogenación de parafinas (propano), debido a la mayor disponibilidad de propano procedente de estas reservas (Degnan, 2018). El propano se recupera de las fracciones de gas licuado de petróleo (GLP) en las plantas de procesado de gas natural. También se obtiene en menor cantidad como subproducto en varias unidades de la refinería como son la unidad de hidrocrqueo y FCC. En líneas generales, su precio ha disminuido notablemente debido a su gran disponibilidad, lo que hace al proceso de deshidrogenación más atractivo, como tecnología alternativa para la producción de propileno. También, una de las principales ventajas es la elevada selectividad de propileno, superior al 90% y las condiciones moderadas de operación, tal y como se recoge en la Tabla 3 (Castro y cols., 2017; Blay y cols., 2018).

## 1.2. TECNOLOGÍAS DE DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO

La deshidrogenación de parafinas para la producción de olefinas se ha utilizado desde 1930 (Nawaz, 2015). Durante la Segunda Guerra Mundial, se utilizó la deshidrogenación catalítica de butanos sobre catalizadores de cromo soportados sobre alúmina por la UOP, para producir butenos, que posteriormente se dimerizaban a octenos y se hidrogenaban para producir octanos de elevado octanaje para ser utilizados como combustibles de aviación. A finales de 1980, Houdry extendió su aplicación también a la deshidrogenación de propano a propileno (Vora, 2012).

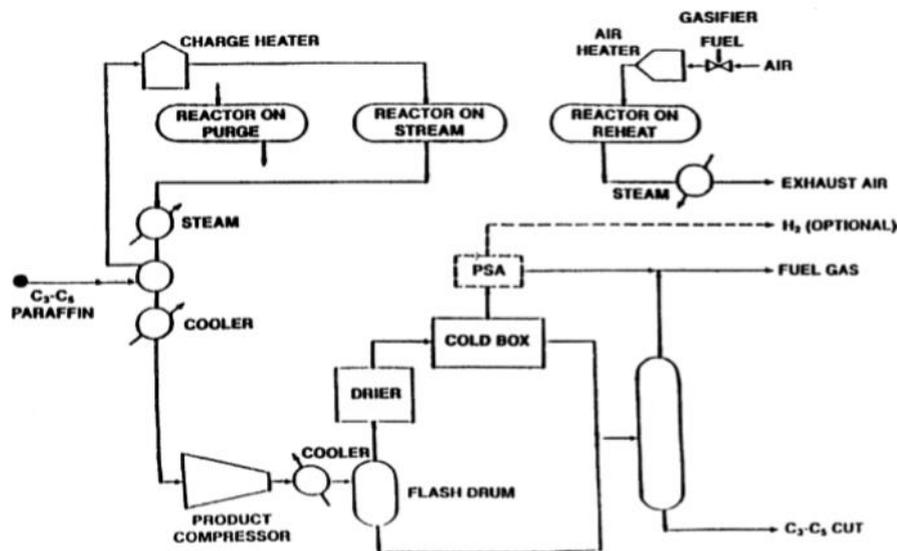
Actualmente existen cinco tipos de tecnologías implantadas industrialmente: Catofin, Oleflex, STAR, FBD y Linde. En la Tabla 4, se comparan estas tecnologías, las cuales difieren en el tipo de catalizador, diseño del reactor y condiciones de operación.

**Tabla 4.** Diferentes procesos de deshidrogenación (adaptado de Castro y cols., 2017).

| <b>Tecnología</b>                    | <b>Catofin</b>                                   | <b>Oleflex</b>                       | <b>STAR</b>                            | <b>FBD</b>                                       | <b>Linde</b>   |
|--------------------------------------|--|--------------------------------------|--|--|--|
| <b>Licencia</b>                      | Lummus   | UOP LLC                              | Krupp-Uhde                             | Yarsintez  | BASF-Statoil   |
| <b>Reactor</b>                       | Adiabático lecho fijo                            | Adiabático lecho móvil               | Adiabático DH+ODH-                     | Lecho fluidizado                                 | Lecho fijo   |
| <b>Operación</b>                     | Cíclico  | Continuo                             | Cíclico                                | Continuo   | Cíclico  |
| <b>Alimentación</b>                  | C <sub>3</sub> -C <sub>4</sub>                   | C <sub>3</sub> -C <sub>4</sub>       | C <sub>3</sub> -C <sub>4</sub>         | C <sub>3</sub> -C <sub>4</sub>                   | C <sub>3</sub> -C <sub>4</sub>                                 |
| <b>Catalizador</b>                   | CrO <sub>x</sub> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | Pt-Sn/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | Pt-Sn/ZnAl <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | CrO <sub>x</sub> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> |
| <b>Vida del catalizador</b>          | 2-3 años   | 1-3 años                             | -                                      | -  | 1-2 años   |
| <b>T (°C)</b>                        | 525-680  | 550-700                              | 480-620                                | 450-650  | 580-620  |
| <b>P (bar)</b>                       | 0,1-0,7  | 1-3                                  | 3-7                                    | 1-1,5  | >1   |
| <b>Conversión C<sub>3</sub> (%)</b>  | 65   | 40                                   | 30-40                                  | 28-39  | 46-59  |
| <b>Selectividad C<sub>3</sub>(%)</b> | 82-87  | 90                                   | 80-90                                  | 84-89  | 97   |

### 1.2.1. Proceso CATOFIN

El proceso Catofin se basa en la tecnología de Catadieno, que fue desarrollada en la década de 1940 por Houdry, cuyo licenciatarlo hoy en día es ABB Lummus (Sattler y cols., 2014). Esta tecnología utiliza reactores múltiples de lecho fijo en paralelo que operan adiabáticamente. Este proceso, se lleva a cabo con un catalizador de óxido de cromo soportado sobre alúmina y en fase gas. Las condiciones de operación son de 0.1 a 0.7 bar y de 520-680 °C. La conversión del propano es del 65%, con una selectividad de propileno del 85% (Castro y cols., 2017). En la Figura 5 se muestra el proceso.



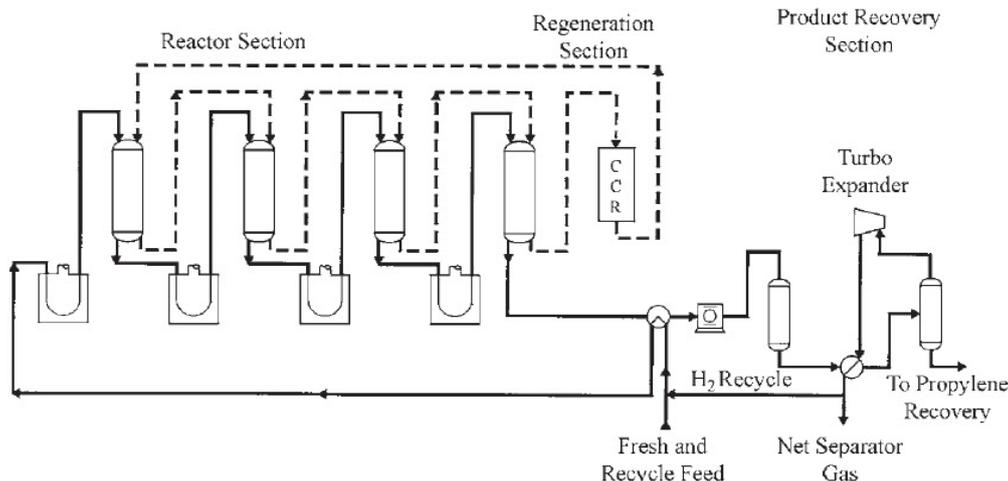
**Figura 5.** Proceso Catofin de ABB Lummus (adaptado de Sena, 2016).

Para operar en continuo, se debe disponer de un mínimo de cinco reactores, ya que mientras dos operan, otros dos están en modo regeneración y el último, se limpia. Se trata de una reacción endotérmica, y el calor es suministrado por el calor sensible del aire recalentado y por el precalentamiento de la alimentación. Los ciclos completos de reacción-regeneración tienen una duración de ~20 minutos, que se basa en la quema del coque depositado. La vida media del catalizador es de 2 años (Arora, 2014).

En este proceso, el calor se recupera por generación de vapor de los efluentes del reactor, por la temperatura elevada del mismo, y del intercambio de calor con la alimentación. Dichos efluentes, que ya están fríos, son comprimidos y en la unidad criogénica se separa la corriente de hidrógeno, como producto. Las demás corrientes son fraccionadas donde se recupera el propileno y se recircula el propano no convertido (Arora, 2014).

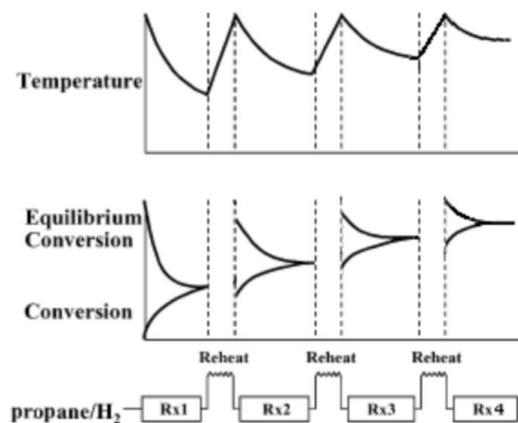
### 1.2.2. Proceso OLEFLEX

La tecnología Oleflex, desarrollada por UOP, permite la deshidrogenación de alcanos ligeros (C<sub>3</sub>-C<sub>4</sub>). Es un proceso continuo adiabático donde se utilizan cuatro reactores de lecho móvil conectados en serie, con una serie de hornos intermedios para proporcionar el calor requerido por la reacción. En la Figura 6 se muestra el diagrama del proceso.



**Figura 6.** Proceso Oleflex de UOP (adaptado de Ullmann, 2013).

La deshidrogenación se lleva a cabo en fase gas sobre un catalizador de platino soportado en alúmina. Las condiciones de reacción son de 525- 700 °C y presiones cercanas a la atmosférica. La selectividad de propileno es del 85-90%, la mayor de todos los procesos estudiados, y la conversión es del 40% (Farsi, 2015). Para reducir la cantidad de coque depositado en el catalizador se agrega una corriente de hidrógeno como diluyente en la alimentación. Los hornos mantienen una temperatura de reacción constante, aunque existe la posibilidad de que ocurra alguna reacción de craqueo dentro de los mismos. Este sistema de hornos entre etapas, eleva la conversión de equilibrio, tal y como se muestra en la Figura 7.

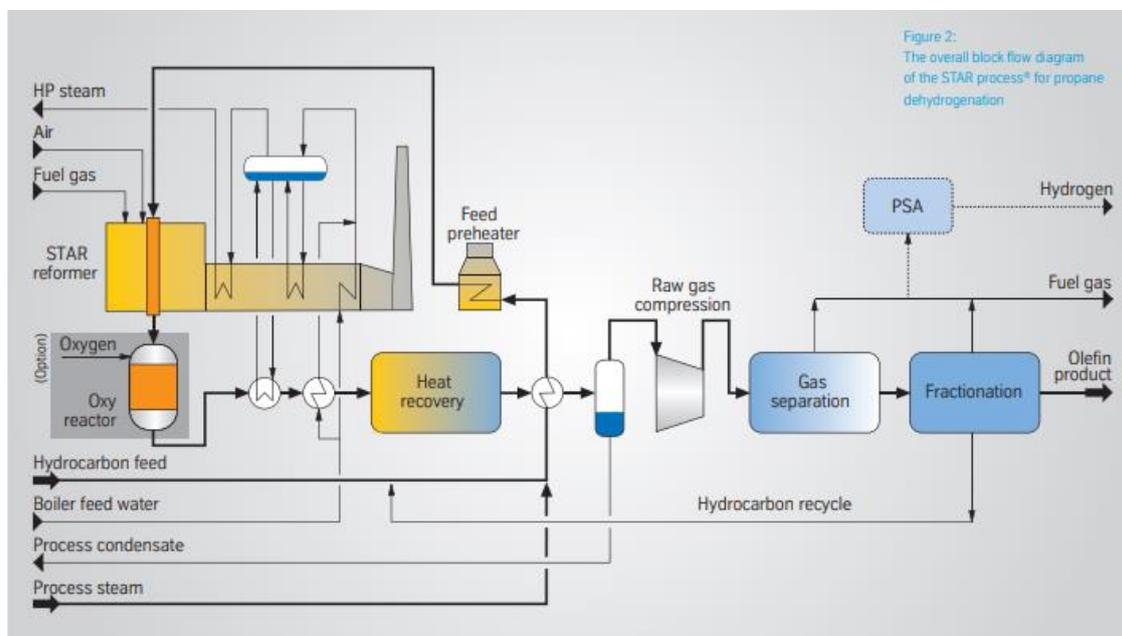


**Figura 7.** Relación entre la conversión y la temperatura en cada reactor en el Proceso Oleflex (adaptado de Sena, 2016).

La regeneración del catalizador se hace mediante una circulación del mismo entre los reactores y el regenerador (sistema continuo de regeneración del catalizador, tecnología CCR), variando el tiempo entre cinco a diez días para realizar todo el ciclo. Esto sirve para, principalmente, quemar el coque depositado, eliminar la humedad y redistribuir el platino. Debido a la atrición del catalizador, se necesita una corriente continua de catalizador fresco de entre 0,02 a 0,05% en peso del catalizador usado a diario (Farsi, 2015).

### 1.2.3. Proceso STAR

El proceso STAR (del inglés, *Steam Active Reforming*) difiere notablemente del resto de procesos de deshidrogenación de parafinas, ya que se lleva a cabo un reformado con vapor usando un catalizador de platino con un metal noble, soportado en aluminato de cinc. Hoy en día, la empresa Krupp Uhde tiene la licencia de esta tecnología (Sena, 2016). En la Figura 9 se muestran las diferentes etapas implicadas en el proceso.



**Figura 8.** Proceso STAR (adaptado de Sena, 2016).

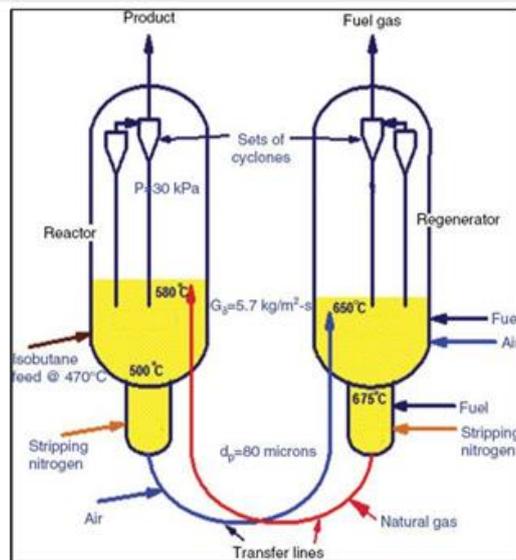
La reacción ocurre en fase gas en reactores tubulares de lecho fijo con una temperatura de 480- 620 °C y una presión de 4-8 atm. Una gran ventaja de esta técnica, es que opera en condiciones isotérmicas, y no adiabáticas, y así se evita el desplazamiento de la conversión de equilibrio. El vapor, que entra como diluyente de la alimentación, sirve como fuente de calor para la reacción endotérmica, y ayuda a parar la formación de coque y reduce la presión parcial de los hidrocarburos e hidrógeno, haciendo incrementar la conversión (Sena, 2016). Además, esta tecnología cuenta con un reactor adiabático de lecho fijo, posterior al reactor de deshidrogenación, destinado a la oxidación, en el que se alimenta la corriente de salida del primer reactor mezclada con una corriente de oxígeno con un 90 % de pureza, para que reaccione con el hidrógeno, y así mejorar la conversión de propano.

Se alcanza una conversión del propano del 40 % y una selectividad del 90% de propileno, en el mejor de los casos. Los ciclos de reacción-regeneración son de 8 horas: 7 horas para la operación y 1 hora para la eliminación del coque del catalizador. Su vida útil es de aproximadamente 1 año y medio (Sena, 2016).

### 1.2.4. Proceso FBD

La deshidrogenación en lecho fluidizado (FBD) fue desarrollada en Rusia por Yarsintez, y mejorada por Snamprogetti. Este sistema usa dos unidades de lecho fluidizado de reacción/regeneración. El ciclo completo tiene una duración de 30-60 mins. Las

condiciones de operación son 450 - 650 °C y una presión ligeramente superior a la atmosférica. El coque formado, se quema en el regenerador a unos 700 °C. Este hecho, hace que no se necesiten hornos extras, ya que se alcanzan temperaturas superiores a las requeridas por la reacción. El catalizador utilizado es de óxido de cromo soportado sobre alúmina. La conversión de propano es del 30-40%, y la selectividad de propileno de 85-89% (Kotelnikov y cols., 2004).

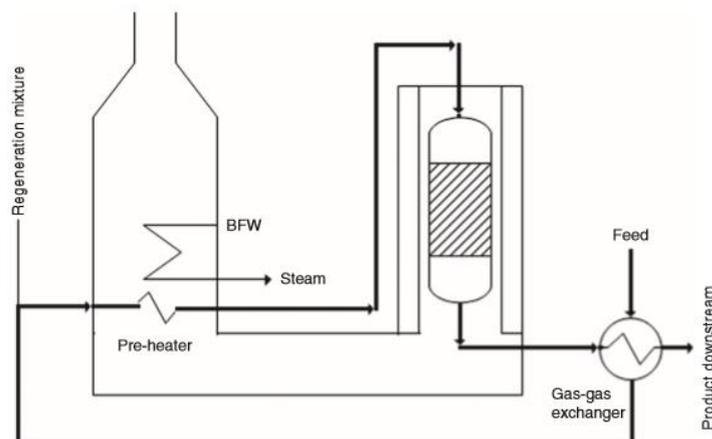


**Figura 9.** Proceso FBD (Kotelnikov y cols., 2004).

### 1.2.5. Proceso LINDE

Esta tecnología se desarrolló en a finales de 1980, teniendo la licencia Linde-BASF-Statoil. En la Figura 10 se muestra un esquema del proceso Linde. Utiliza tres reactores en paralelo localizados en el horno, donde dos reactores operan en modo reacción, mientras que el tercero está en regeneración. La deshidrogenación se lleva a cabo en fase gaseosa entre 580 y 620 °C y a una presión ligeramente superior a la atmosférica, utilizando hidrógeno y vapor como diluyentes para ayudar a reducir el coque formado (Zimmermann y cols., 2005).

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 (Nawaz, 2015). La conversión del propano es del 46-59% con una selectividad de propileno de 93-97,8% cuando la reacción se lleva a cabo a 600 °C y 1 atm en presencia de hidrógeno y vapor (Zimmermann y cols., 2005).



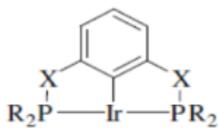
**Figura 10.** Proceso Linde (Nawaz, 2015).

### 1.3. CATALIZADORES

En los últimos años, se están realizando crecientes esfuerzos orientados a modificar, mejorar o implementar variaciones en los catalizadores convencionales empleados en las diferentes tecnologías de deshidrogenación de propano (Apartado 1.2), tales como los catalizadores de cromo o platino soportados en alúmina. El objetivo principal se centra en minimizar las reacciones secundarias de craqueo y coquización, así como favorecer la selectividad de propileno en la reacción principal (Castro y cols., 2017).

La deshidrogenación catalítica de propano puede darse de forma homogénea y heterogénea, siendo la primera opción la más empleada, ya que los catalizadores heterogéneos son más prácticos y facilitan la regeneración en los procesos. Sin embargo, los catalizadores homogéneos operan en condiciones más favorables de temperatura. En la Tabla 5, se pueden observar las principales características que tienen ambos tipos de catalizadores.

**Tabla 5.** Características de los catalizadores homogéneos y heterogéneos utilizados en la deshidrogenación de propano (adaptado de Castro y cols., 2017; Zhang y cols., 2015; Sattler y cols., 2014; Weckhuysen y cols., 2014).

|                     | <b>Catalizadores homogéneos</b>                                     | <b>Catalizadores heterogéneos</b>  |
|---------------------|---|--|
| <b>Metal</b>        | Cr, Pt  | Ir, Rh   |
| <b>T (°C)</b>       | 500-900   | 150-250  |
| <b>Selectividad</b> | Baja  | Baja a moderada  |
| <b>Aplicación</b>   | C2-C4   | >C4  |
| <b>Ejemplos</b>     | Pt/Sn sobre alúmina<br>Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub> sobre alúmina |  <p>X = CH<sub>2</sub>, O, S<br/>R = <i>t</i>Bu, <i>i</i>Pr, Ad</p> |

Dentro de estos catalizadores heterogéneos, se encuentran los catalizadores soportados de Cr (Zhang y cols., 2015), los catalizadores soportados de Pt-Sn (Zhang y cols., 2015) y catalizadores soportados de otros metales activos, tales como rutenio, osmio, que inciden en el proceso de deshidrogenación del propano (Weckhuysen y cols., 2014). Los metales son los que catalizan la reacción y mejoran la velocidad de la misma.

Un factor adicional que influye en el desempeño del catalizador es el soporte y su área superficial. El soporte no presenta actividad, pero favorece la estabilidad hidrotérmica ante la temperatura, y mejora la resistencia a la atrición en los procesos de lecho fluidizado (Weckhuysen y cols., 2014). Los soportes más comúnmente utilizados son (Zhang y cols., 2015): alúmina, cerámica, carbón activado, zeolitas, etc.

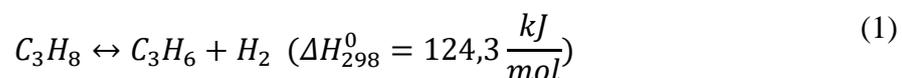
Respecto a los catalizadores homogéneos, cabe mencionar a los catalizadores de rutenio, osmio y titanio para la deshidrogenación de alcanos C<sub>2</sub>-C<sub>4</sub> (Zhang y cols., 2015).

En el caso de los procesos Catofin y FBD, el catalizador más utilizado es el óxido de cromo soportado en alúmina (Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>). Como mejoras se ha sustituido el soporte por estructuras de carbono mesoporoso, porque se ha demostrado que los materiales a base carbono presentan actividad catalítica en la deshidrogenación de propano, pero al aumentar la cantidad de cromo las propiedades cristalinas del catalizador disminuyen, así como existe mayor bloqueo de poros (Castro y cols., 2017).

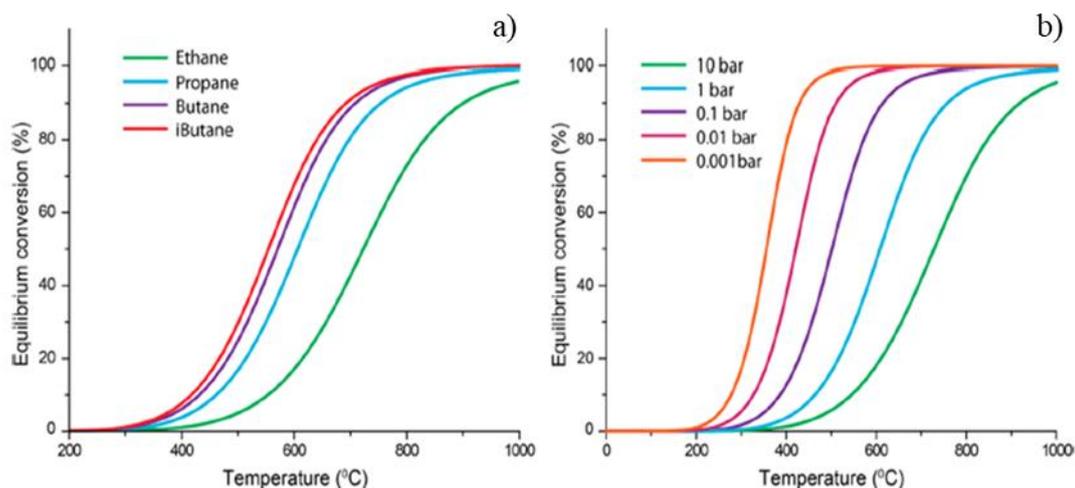
Los catalizadores de platino y estaño (Pt-Sn) presentan una capacidad de dispersión térmica estable y una buena actividad catalítica, siendo utilizados en los procesos Oleflex y STAR. Se ha demostrado que la cinética es intrínseca, por lo que no está limitada por los efectos de transferencia de masa (Castro y cols., 2017).

#### 1.4. ASPECTOS TERMODINÁMICOS Y CINÉTICOS DEL PROCESO

La deshidrogenación de propano es una reacción en una etapa donde la parafina (propano) se convierte en su respectiva olefina (propileno) e hidrógeno (Chin, 2011; Sattler y cols., 2014):

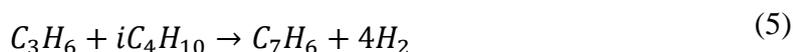


Sin embargo, la reacción está termodinámicamente limitada y es altamente exotérmica. Por lo tanto, atendiendo al principio de Le Chatelier, se necesitan altas temperaturas de reacción y/o bajas presiones parciales para obtener un alto grado de conversión. Se requieren intervalos de temperatura de 550-570 °C para obtener una conversión de alcanos C<sub>2</sub>-C<sub>4</sub> superior al 50 % a 1 bar, tal y como se muestra en la Figura 11a. A su vez, el efecto de la presión se muestra en la Figura 11b, donde puede observarse que se necesitan bajas presiones para obtener altos rendimientos de propileno.

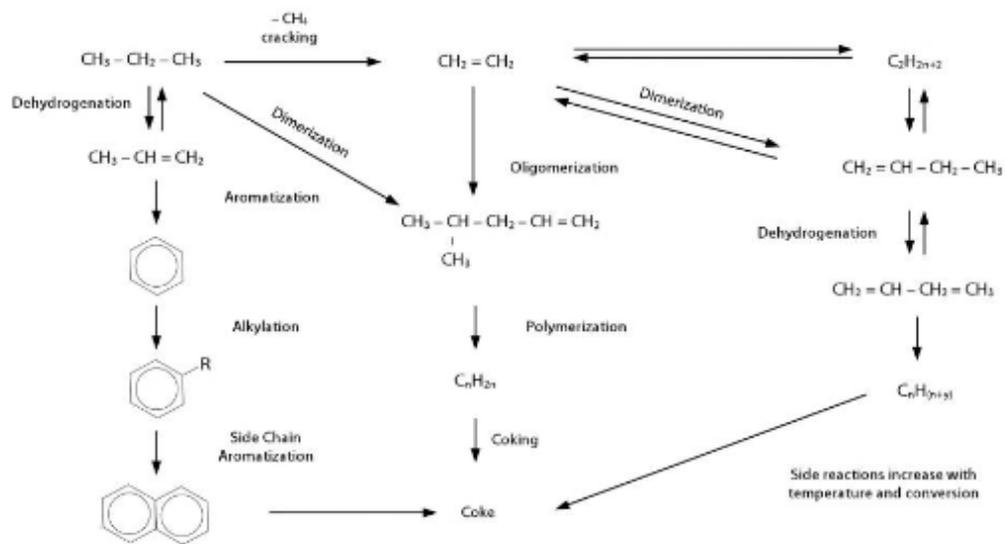


**Figura 11.** Conversiones de propano respecto a productos (a) y presiones (b) (adaptado de Weckhuysen y cols., 2014).

Por otro lado, los enlaces C-H en las parafinas y olefinas son mucho más reactivos que los enlaces C-C, por lo que, los catalizadores deben favorecer los enlaces C-H frente a C-C para evitar reacciones secundarias. Además, las olefinas son mucho más reactivas que sus correspondientes parafinas, pudiendo dar lugar a reacciones secundarias no deseadas. Las principales reacciones secundarias se muestran a continuación:



En la Figura 12 se muestra un esquema sencillo de reacción donde se resumen las diferentes etapas de reacción implicadas en el proceso de deshidrogenación. Pueden tener lugar reacciones de dimerización, aromatización, alquilación, oligomerización y polimerización, aromatización, entre otras.



**Figura 12.** Esquema de reacción de la deshidrogenación de propano (adaptado de Intratec, 2013).

## OBJETIVOS

La motivación de este estudio está justificada por el creciente aumento de la utilización de las tecnologías de intensificación de propileno (OPP), capaces de abastecer la creciente demanda de propileno debido a su gran selectividad en comparación con las tecnologías ya existentes (craqueo con vapor y unidades FCC). En particular, la deshidrogenación de propano es una tecnología de interés creciente por la disponibilidad de propano barato y accesible, debido a los recientes descubrimientos de grandes reservas de gas natural y gas de esquisto.

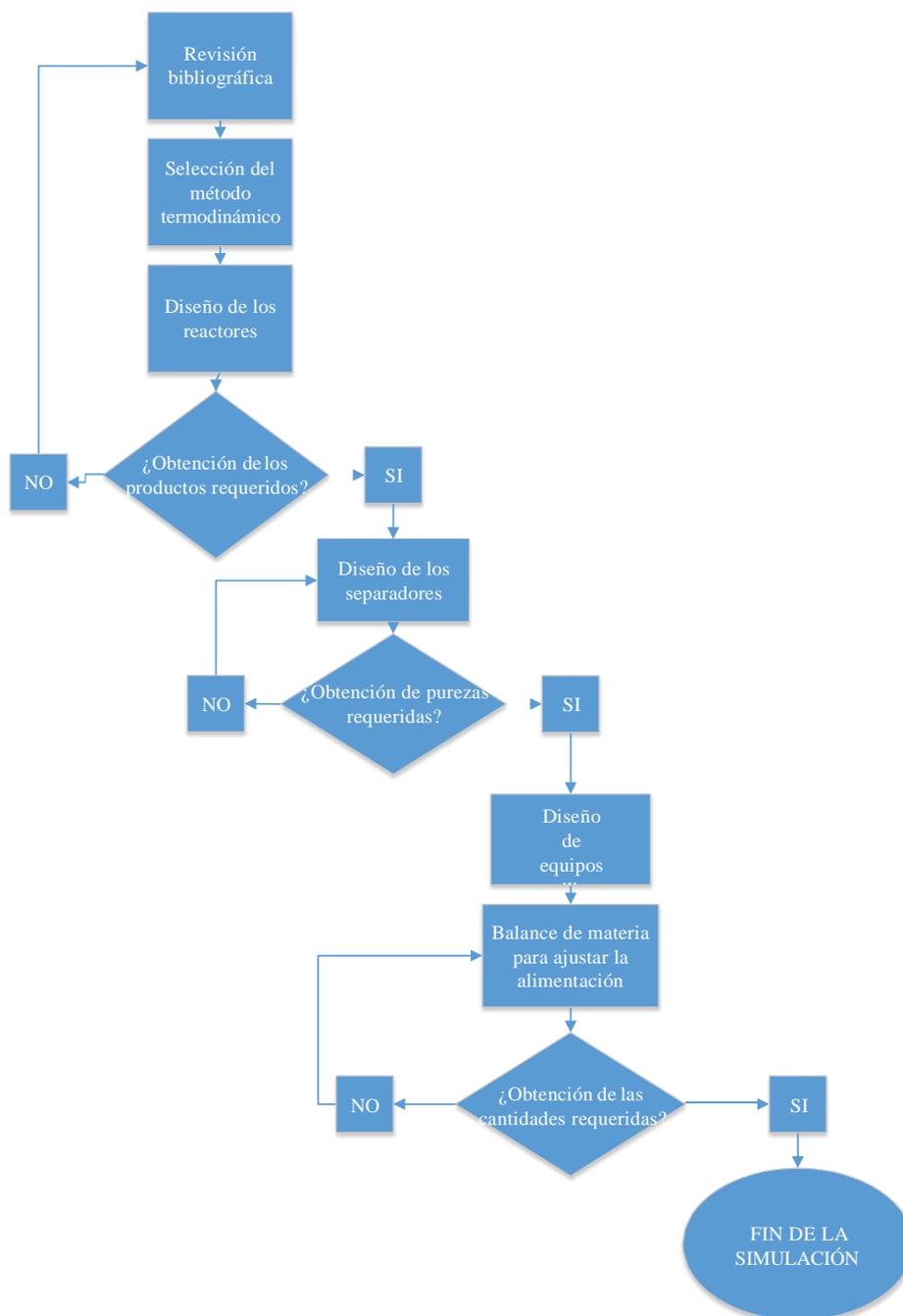
El objetivo principal de este Trabajo Fin de Grado (TFG) es realizar el diseño preliminar (caso base) de una instalación de deshidrogenación de propano, basada en la tecnología Oleflex, para una capacidad de 600000 toneladas anuales de propileno (99% de pureza).

Para cumplir con este objetivo, se han establecido los siguientes objetivos parciales:

- Realizar una búsqueda bibliográfica exhaustiva sobre el estado del arte de la deshidrogenación de propano, centrandó la atención principalmente en las diferentes tecnologías, condiciones de operación, catalizadores y aspectos cinéticos y termodinámicos del proceso. De esta manera, se pretende conseguir un gran conocimiento del proceso para posteriormente realizar la simulación.
- Elaborar una simulación detallada del proceso, que cumpla con la capacidad de producción y pureza establecida. Para ello, se ha utilizado el programa de simulación PRO-II, prestando especial interés al diseño riguroso del sistema de reacción (debido a la endotermicidad del proceso) y del tren de separación de propileno-propano.
- Dimensionar los equipos del proceso en base a heurísticas de diseño, incluyendo los materiales de construcción y condiciones de operación.
- Realizar la integración energética del proceso en base a la metodología Pinch, con el fin de minimizar la utilización de los servicios auxiliares, lo cual permitirá no solo ahorrar económicamente, sino también en recursos medioambientales.
- Estimar el inmovilizado y los costes de fabricación de la planta, incluyendo los costes de las materias primas, mano de obra y servicios auxiliares entre otros, utilizando la herramienta CAPCOST.
- Realizar el análisis de rentabilidad de la planta en base a criterios de tiempo, plusvalía e interés.

## 2. SIMULACIÓN DEL PROCESO

A continuación, se detallan los pasos más importantes y relevantes de la simulación del proceso Oleflex, deshidrogenación de propano (PDH) a propileno. Las diferentes etapas de la aproximación metodológica jerarquizada se muestran en la Figura 13 e incluyen: (i) la revisión bibliográfica, (ii) la selección del modelo termodinámico, (iii) el diseño del sistema de reacción, (iv) el diseño de los trenes de separación, (v) el diseño de los equipos y, por último, (vi) los ajustes necesarios para llegar a la producción requerida de 600 000 t/año.



**Figura 13.** Metodología de aproximación jerarquizada utilizada en la simulación del proceso Oleflex (adaptado de Sáez, 2019).

## 2.1. SIMULADOR PRO II v.9.4

Para la simulación de este proceso, se opta por el simulador Pro II v.9.4, ya que se puede usar en numerosos problemas industriales, dando un tratamiento riguroso en los balances de masa y energía. Es el simulador estándar para procesos químicos, y es fácil de utilizar e intuitivo.

PRO II es una herramienta para aplicación de la ingeniería, la cual dispone de una amplia gama de posibilidades de equipos, por ejemplo, los reactores PFR y CSTR, torres de destilación, cambiadores de calor, unidades flash, etc. También dispone de la aptitud de colocar controladores en el proceso para poder optimizar el flujo, la conversión, la pureza, etc. Por último, puede dar reporte de datos en forma de gráficas, de tablas y como una interfaz utilizando Microsoft Excel.

## 2.2. DEFINICIÓN DE COMPUESTOS

El proceso consta de una serie de reacciones, siendo la reacción principal la deshidrogenación de propano sobre un catalizador de Pt/Alúmina (ec. (1)), la cual es reversible y endotérmica. También se han contemplado las reacciones secundarias descritas en el Apartado 1.4.

Por lo tanto, a la hora de determinar los compuestos del proceso se han tomado como referencia del proceso de deshidrogenación de propano los siguientes: H<sub>2</sub>, subproducto de la reacción principal; b) CH<sub>4</sub>, formado a partir de las ecs. (2, 6 y 7); c) C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, subproducto que forma la ec. (7); d) C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, subproducto a partir del metano e hidrógeno en las ecs. (2 y 3); e) C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>, producto deseado del proceso que se genera en la reacción principal; f) C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>, principal reactivo del proceso que interviene tanto en la reacción principal, así como en las reacciones secundarias (ecs. (2 y 6)); g) iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub>; h) C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>; i) C<sub>7</sub>H<sub>8</sub>, subproductos de las reacciones secundarias (ecs. (4 y 5)) que se forman en pequeñas trazas.

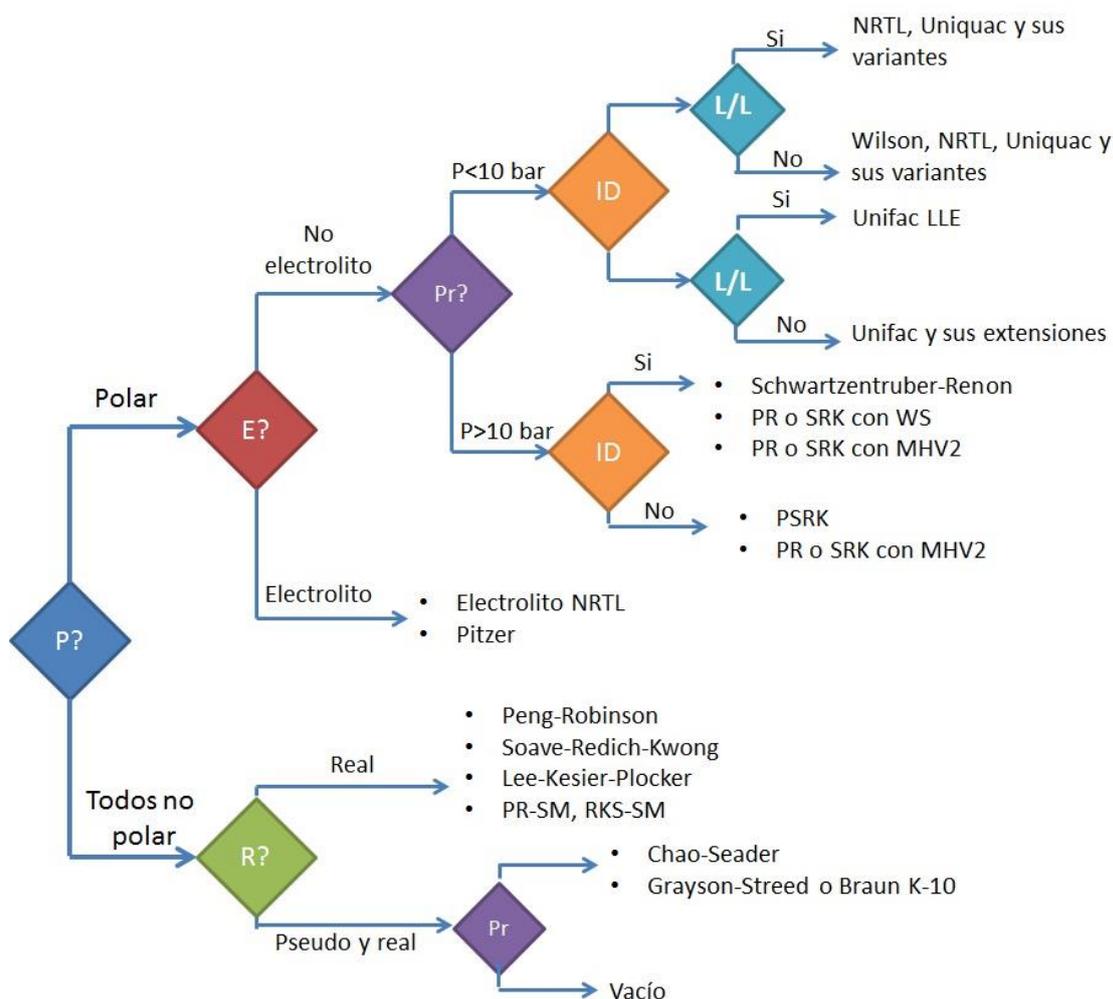
## 2.3. MÉTODO TERMODINÁMICO

A la hora de la elección del método termodinámico, hay que tener en cuenta las diferentes propiedades químicas y físicas de los compuestos y las condiciones de operación que toman parte del proceso global. En la Tabla 6 se resumen las principales propiedades físico-químicas de los reactivos y productos del proceso. Las propiedades del propileno están recogidas en la Tabla 1.

**Tabla 6.** Propiedades físico-químicas de los reactivos y productos (Ulmann, 2013).

|                                    | <b>Propano</b> | <b>Metano</b> | <b>Etano</b> | <b>Etileno</b> |
|------------------------------------|----------------|---------------|--------------|----------------|
| <b>Punto de fusión (°C)</b>        | -185,7         | -182          | -183         | -169           |
| <b>Punto de ebullición (°C)</b>    | -42,1          | -162          | -89          | -104           |
| <b>Densidad (kg/m<sup>3</sup>)</b> | 1,83           | 0,66          | 1,282        | 1,18           |
| <b>Temperatura crítica (°C)</b>    | 94             | -83           | 32           | 10             |
| <b>Presión crítica (atm)</b>       | 45             | 46            | 49           | 50,7           |

En la Figura 14 se muestra el algoritmo utilizado para seleccionar el método termodinámico más adecuado para el proceso Oleflex, atendiendo a la naturaleza de los compuestos (Tabla 6).



**Figura 14.** Algoritmo para la selección del método termodinámico (adaptado de Seader y cols., 2011).

En este proceso, todos los componentes son apolares, por lo que el método Peng-Robinson, que es apropiado para mezclas de sustancias apolares con polares, no sería del todo adecuado, aunque sería recomendable para sistemas gas, como es este caso (Aspen Plus, 2000). Por otro lado, el método termodinámico Soave-Redlich-Kwong (SRK), es utilizado para sustancias apolares, dando mejores resultados, en base a las pruebas realizadas con la herramienta de simulación (Tabla 7) en la torre de destilación. Por este principal motivo, se utiliza el método SRK para todos los equipos del proceso.

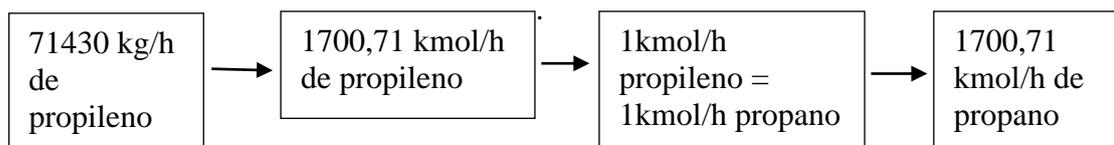
**Tabla 7.** Resultados de los diferentes métodos termodinámicos en porcentaje de pureza de los principales productos en la torre de destilación.

| Producto  | Peng-Robinson | Soave-Redlich-Kwong |
|-----------|---------------|---------------------|
| Propano   | 93,5          | 99,3                |
| Propileno | 98            | 99,4                |

## 2.4. BALANCE DE MATERIA PRELIMINAR Y POTENCIAL ECONÓMICO

Para realizar el diseño preliminar de la planta se toma una producción de 600 000 toneladas al año de propileno, con lo que se va a calcular la cantidad de propano

requerida en la alimentación. Se calcula estequiométricamente la alimentación en la Figura 15.



**Figura 15.** Balance de materia preliminar del proceso.

Por lo tanto, para una producción de 600 000 toneladas por año de propileno, se necesitan 1700,71 kmol/h de propano.

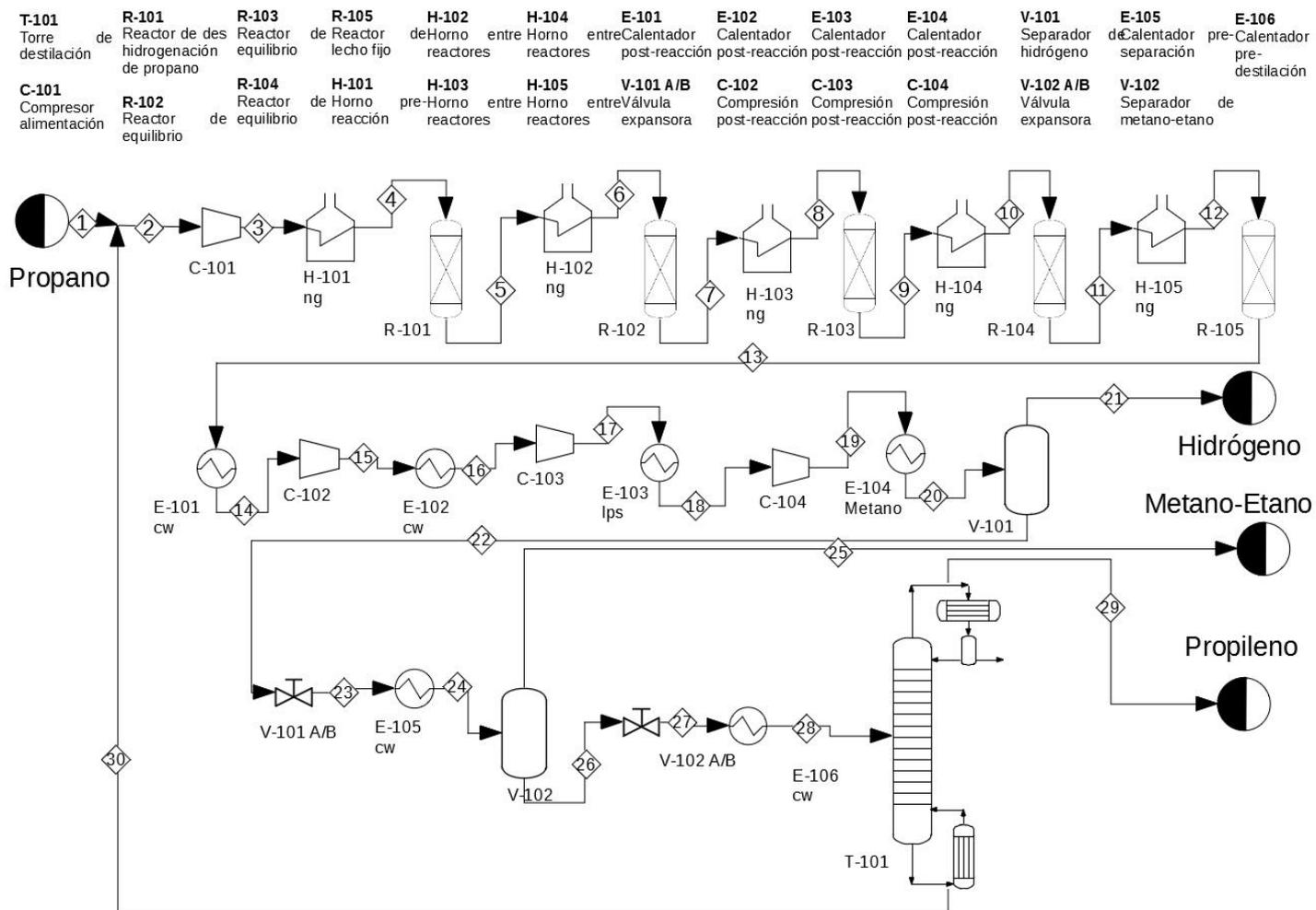
Asimismo, se ha determinado el potencial económico (*gross profit*), para observar la posible viabilidad económica del proceso. El potencial económico calcula como los ingresos derivados de las ventas de los productos y subproductos menos el coste de las materias primas. Atendiendo a la reacción principal (ec. (1)) se obtienen 71430 kg/h de propileno que se venden a 0,95 €/kg y 5115 kg/h de hidrógeno, el cual tiene un precio en el mercado de 1,18 €/kg. Por lo tanto, se obtienen unos ingresos de 620 M€/año. Se necesitan 74830 kg/h de propano, que se obtienen a un precio de 0,48 €/kg, por lo que el coste de materias primas es de 301,7 M€/año. Por lo tanto, el potencial económico del proceso es de 318,3 M€/año, y es a priori viable, a falta de más información requerida para el análisis económico y de rentabilidad, que se detallan en los Apartados 5 y 6, respectivamente.

**Tabla 8.** Precios de las materias primas y productos

| Sustancia        | Caudal (kg/h) | Precio (€/kg) | Ventas (M€/año) | Fuente                 |
|------------------|---------------|---------------|-----------------|------------------------|
| <b>Propano</b>   | 74830         | 0,48          | 301,7           | Agarwal y cols. (2018) |
| <b>Propileno</b> | 71430         | 0,95          | 570,0114        | Agarwal y cols. (2018) |
| <b>Hidrógeno</b> | 5115          | 1,18          | 50,7            | ICIS (2019)            |

## 2.5. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En la Figura 16 se muestra el diagrama de flujo del proceso (PFD), que puede dividirse en las siguientes secciones: (1) la zona de reactores; (2) compresión-expansión; (3) separación final.



**Figura 16.** Diagrama de flujo del proceso Oleflex.

El propano en fase gas (25 °C, 1 atm) proviene de un tanque de almacenamiento. Esta corriente tiene un 65% de pureza de propano y 32% de hidrógeno, con pequeñas trazas de impurezas de propileno (1,25%) y trazas de metano (0,008%), etano (0,008%), etileno (0,0006%) e isobutano (0,0001%). La corriente 1 de propano se mezcla con propano de reciclaje (corriente 30) procedente de la torre de destilación y se comprime (C-101) a 3,75 atm y se precalienta en el horno (H-101) hasta 630 °C y entra al primer reactor (R-101). Seguidamente, entra en la zona de reactores en serie con hornos entre los mismos, en la cual, los hornos intermedios (H-102, H-103, H-104 y H-105) calientan las corrientes de salida de los reactores (R-101, R-102, R-103, R-104 y R-105) hasta los 630 °C. Se necesitan estos hornos, ya que las reacciones dadas en el interior de los reactores son altamente endotérmicas (Seider y cols., 2010).

Del último reactor, sale la corriente compuesta mayoritariamente de una mezcla de propileno (63%), propano (31%) e hidrógeno (4,5%), dejando en trazas los demás compuestos. Como se ha descrito anteriormente, esta corriente parte de 630 °C y entra en el sistema de compresión. En este sistema de compresión, el primer paso es enfriar la corriente en el intercambiador E-101 hasta 30 °C y comprimirla a 4 atm. Posteriormente, entra en varios compresores (C-102, C-103 y C-104) e intercambiadores (E-102, E-103 y E-104), de los que sale a unas condiciones de -120 °C y 40 atm, que son las óptimas para la separación del hidrógeno.

El tanque flash V-101, separa el hidrógeno por cabeza, y por colas sigue la corriente del proceso (propano y propileno). Esta corriente, se expande y se calienta (E-105) para separar el metano y el etano a 60 °C y 14 atm. Por último, se expande de nuevo y se enfría (E-106) para que las condiciones de entrada a la torre de destilación T-101 sean de punto de burbuja (21°C y 9 atm). La corriente 30 se recircula con la alimentación, mientras que la corriente 29, es la corriente en la que se obtiene el propileno con un 99,4% de pureza.

## **2.6. TABLA DE CORRIENTES**

En la Tabla 9 se especifican las principales propiedades de las corrientes del proceso, incluyendo la siguiente información: Temperatura, presión, fracción de vapor, caudal másico, caudal molar y fracciones molares.



Tabla 9. Continuación.

| Corriente                 | S14    | S15    | S16    | S17    | S18    | S19    | S20    | S21    | S22    | S23    | S24    | S25    | S26    |
|---------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| <b>Fracción en vapor</b>  | 1      | 1      | 1      | 1      | 1      | 1      | 0,5    | 1      | 0      | 0      | 1      | 1      | 1      |
| <b>Temperatura (°C)</b>   | 628    | 33,4   | 112,8  | 122,3  | 33,4   | 143,3  | -120   | -120   | -120   | -120   | 60     | 60     | 60     |
| <b>Presión (atm)</b>      | 1,22   | 0,95   | 4      | 13,9   | 13,6   | 40     | 40     | 40     | 40     | 13,6   | 13,6   | 13,6   | 13,6   |
| <b>Total (kmol/h)</b>     | 5152   | 5152   | 5152   | 5152   | 5152   | 5152   | 5152   | 2549,5 | 2602,7 | 2602,7 | 2602,7 | 78,3   | 2524,5 |
| <b>Total (kg/h)</b>       | 114588 | 114588 | 114588 | 114588 | 114588 | 114588 | 114588 | 5114,2 | 109144 | 109144 | 109144 | 1243,3 | 107900 |
| <b>Fracciones molares</b> |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |        |
| <b>Hidrogeno</b>          | 0,4966 | 0,4966 | 0,4966 | 0,4966 | 0,4966 | 0,4966 | 0,4966 | 0,9930 | 0,0103 | 0,0103 | 0,0103 | 0,3382 | 0,0001 |
| <b>Metano</b>             | 0,0086 | 0,0086 | 0,0086 | 0,0086 | 0,0086 | 0,0086 | 0,0086 | 0,0066 | 0,0105 | 0,0105 | 0,0105 | 0,3432 | 0,0001 |
| <b>Etileno</b>            | 0,0004 | 0,0004 | 0,0004 | 0,0004 | 0,0004 | 0,0004 | 0,0004 | 0      | 0,0007 | 0,0007 | 0,0007 | 0,0242 | 0      |
| <b>Etano</b>              | 0,0044 | 0,0044 | 0,0044 | 0,0044 | 0,0044 | 0,0044 | 0,0044 | 0      | 0,0086 | 0,0086 | 0,0086 | 0,2816 | 0,0001 |
| <b>Propileno</b>          | 0,3330 | 0,3330 | 0,3330 | 0,3330 | 0,3330 | 0,3330 | 0,3330 | 0,0002 | 0,6589 | 0,6589 | 0,6589 | 0,0087 | 0,6790 |
| <b>Propano</b>            | 0,1566 | 0,1566 | 0,1566 | 0,1566 | 0,1566 | 0,1566 | 0,1566 | 0      | 0,3100 | 0,3100 | 0,3100 | 0,0040 | 0,3195 |
| <b>Isobutano</b>          | 0,0004 | 0,0004 | 0,0004 | 0,0004 | 0,0004 | 0,0004 | 0,0004 | 0      | 0,0008 | 0,0008 | 0,0008 | 0      | 0,0008 |
| <b>Hexano</b>             | 0      | 0      | 0      | 0      | 0      | 0      | 0      | 0      | 0      | 0      | 0      | 0      | 0      |
| <b>Tolueno</b>            | 0,0001 | 0,0001 | 0,0001 | 0,0001 | 0,0001 | 0,0001 | 0,0001 | 0      | 0,0002 | 0,0002 | 0,0002 | 0      | 0,0003 |

Tabla 9. Continuación.

| Corriente                | S27    | S28    | S29    | S30    |
|--------------------------|--------|--------|--------|--------|
| Fracción en vapor        | 1      | 1      | 1      | 0      |
| Temperatura (°C)         | 42,2   | 20,7   | 49     | 60     |
| Presión (atm)            | 9,2    | 9,2    | 20     | 20,7   |
| Total (kmol/h)           | 2524,5 | 2524,5 | 1707,5 | 817    |
| Total (kg/h)             | 107900 | 107900 | 71843  | 36058  |
| <b>Fraciones molares</b> |        |        |        |        |
| Hidrogeno                | 0,0001 | 0,0001 | 0,0002 | 0      |
| Metano                   | 0,0001 | 0,0001 | 0,0002 | 0      |
| Etileno                  | 0      | 0      | 0      | 0      |
| Etano                    | 0,0001 | 0,0001 | 0,0001 | 0      |
| Propileno                | 0,6790 | 0,6790 | 0,9940 | 0,0210 |
| Propano                  | 0,3195 | 0,3195 | 0,0055 | 0,9755 |
| Isobutano                | 0,0008 | 0,0008 | 0      | 0,0025 |
| Hexano                   | 0      | 0      | 0      | 0,0001 |
| Tolueno                  | 0,0003 | 0,0003 | 0      | 0,0007 |

## 2.7. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS

A continuación, se detallan las especificaciones más relevantes de los equipos utilizados en la simulación del proceso.

### 2.7.1. Reactores de equilibrio R-101, R-102, R-103 y R-104

La deshidrogenación de propano (ec. (1)), tiene lugar en 4 reactores de equilibrio en serie con calentamiento intermedio entre etapas, debido a la endotermicidad de la reacción y la mejora de la conversión: R-101, R-102, R-103 y R-104. La simulación se ha llevado a cabo utilizando la cinética de equilibrio propuesta por Lobera y cols. (2008):

$$K = 8,49^8 \cdot \exp\left(\frac{-118707}{RT}\right) \quad (8)$$

siendo K, la constante de equilibrio (KPa); R, la constante de gases ideales (kPa·L/K·mol) y T, la temperatura de entrada del reactor (K).

La ec. (8) debe reescribirse de la siguiente forma para poder introducir los datos en el simulador PRO II:

$$\ln K = 20.56 - \frac{14277,15}{T} \quad (9)$$

### 2.7.2. Reactor de lecho fijo R-105

Las reacciones secundarias del proceso tienen lugar en el reactor de flujo pistón R-105. Este reactor tiene 5 m de longitud y 1 m de diámetro interno (Hu y cols., 2019). En la Tabla 10 se resumen los datos cinéticos (factor pre-exponencial y energía de activación) para cada reacción secundaria, proporcionados por Lobera y cols. (2008).

**Tabla 10.** Energías de activación y factores pre-exponenciales de las reacciones secundarias (adaptado de Lobera y cols., 2008).

| Reacción secundaria                             | Energía de activación<br>(kJ/kmol)·10 <sup>3</sup> | Factor pre-exponencial |
|---|--|------------------------|
| $C_3H_8 + H_2 \rightarrow C_2H_6 + CH_4$        | -137   | $2,2 \cdot 10^{-9}$    |
| $C_2H_4 + H_2 \rightarrow C_2H_6$               | -155   | $1,2 \cdot 10^{-7}$    |
| $2C_3H_6 + H_2 \rightarrow C_6H_{14}$           | -181,7   | $2,8 \cdot 10^{-8}$    |
| $C_3H_6 + iC_4H_{10} \rightarrow C_7H_8 + 4H_2$ | -50,2  | 0,085                  |
| $C_3H_8 \rightarrow C_2H_4 + CH_4$              | -137   | 29                     |
| $C_3H_6 + H_2 \rightarrow C_2H_4 + CH_4$        | -256   | $1,35 \cdot 10^7$      |

### 2.7.3. Compresores y válvulas

En la simulación se han empleado cuatro compresores y dos válvulas. En el caso de los compresores se debe conocer las etapas de compresión requeridas en cada caso, y para ello se calcula la relación de presiones ( $P_2/P_1$ ). En la Tabla 11 se muestra la presión de entrada y de salida, y la relación de presiones para cada compresor del proceso. Las relaciones de presiones son inferiores a 4 para todos los casos, por lo que hace que todas las compresiones sean en una única etapa (Seider y cols., 2010).

**Tabla 11.** Relación de presiones de los compresores.

| Compresor | $P_2$ (atm) | $P_1$ (atm) | Relación $P_2/P_1$ |
|-----------|-------------|-------------|--------------------|
| C-101     | 3,7         | 1           | 3,7                |
| C-102     | 4           | 1           | 4                  |
| C-103     | 13,9        | 4           | 3,48               |
| C-104     | 40          | 13,6        | 2,94               |

Las válvulas V-101 y V-102 disminuyen la presión de 40 atm a 13,6 atm y desde 13,6 atm a 9,2 atm, respectivamente.

### 2.7.4. Tanques flash V-101 y V-102

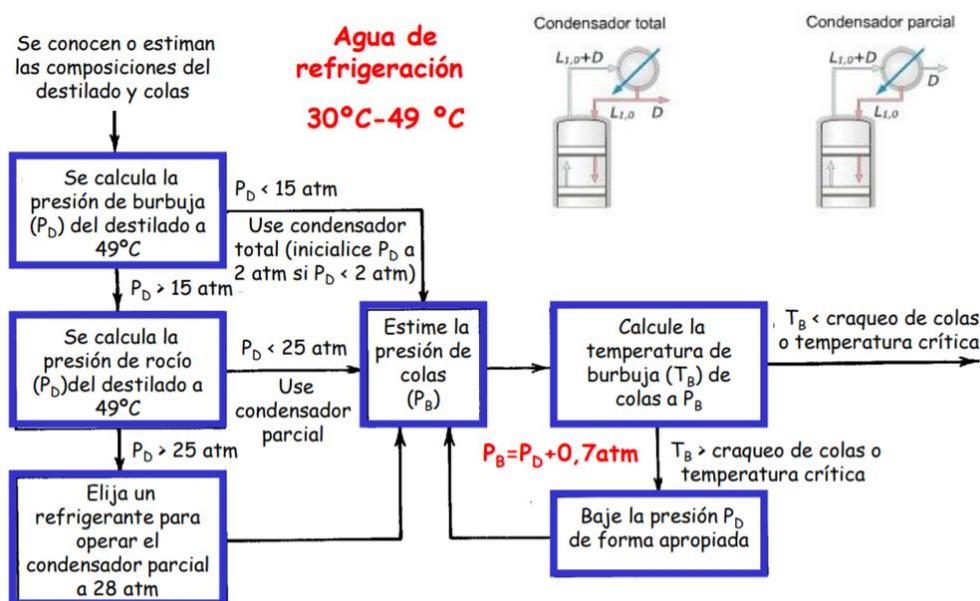
El tanque flash V-101 sirve para la separación del hidrógeno de la corriente principal del proceso. Este tanque opera a -120 °C y 40 atm, para que la separación del hidrógeno sea eficaz y con un alto grado de pureza (Martínez, 2018).

El tanque flash V-102, tiene como objetivo separar el metano y etano, y se ha simulado con el bloque “stream calculator”, por su complejidad de diseño. Este tanque flash opera a 60 °C y 14 atm.

### 2.7.5. Columna de destilación T-101

En la simulación hay una única columna de destilación, la cual sirve para separar el propileno del propano no reaccionado, que se recirculará junto con la alimentación al sistema de reacción. El primer paso, es determinar que el propileno, es el componente calve ligero, que saldrá por cabeza, mientras que el propano, es el componente calve pesado, que se obtendrá por colas. El factor de separación de propano-propileno, es de 1,05.

Para determinar la presión a la que trabaja la columna de destilación y el tipo de condensador se ha utilizado el algoritmo de Seider y cols. (2010) mostrado en la Figura 17. En este caso la presión de burbuja a 49 °C es de 28,4 atm, por lo tanto, no puede utilizarse condensador total. La presión de rocío a 49 °C es de 20 atm, por lo que se opta por utilizar un condensador parcial en la columna. La pérdida de carga en la columna se ha establecido en 0,7 atm (Turton y cols., 2009).



**Figura 17.** Algoritmo para establecer la presión de operación y el tipo de condensador en la columna de destilación.

Para poder calcular las especificaciones del equipo se ha utilizado el módulo SHORTCUT, que es una función de la herramienta PRO II para calcular el número mínimo de platos, el plato de alimentación y los requerimientos energéticos del calderín y del condensador.

Esta herramienta, atiende a la ecuación de Fenske-Underwood para el cálculo del número de platos mínimo ( $N_{min}$ ) (Seider y cols., 2010):

$$N_{min} = \frac{\ln \left( \frac{\left(\frac{x}{1-x}\right)_{Cabeza}}{\left(\frac{x}{1-x}\right)_{Colas}} \right)}{\ln \alpha} \quad (10)$$

Siendo  $x$ , es la fracción de gas y líquido que se obtiene por cabeza y colas, respectivamente, y  $\alpha$  es el factor de separación.

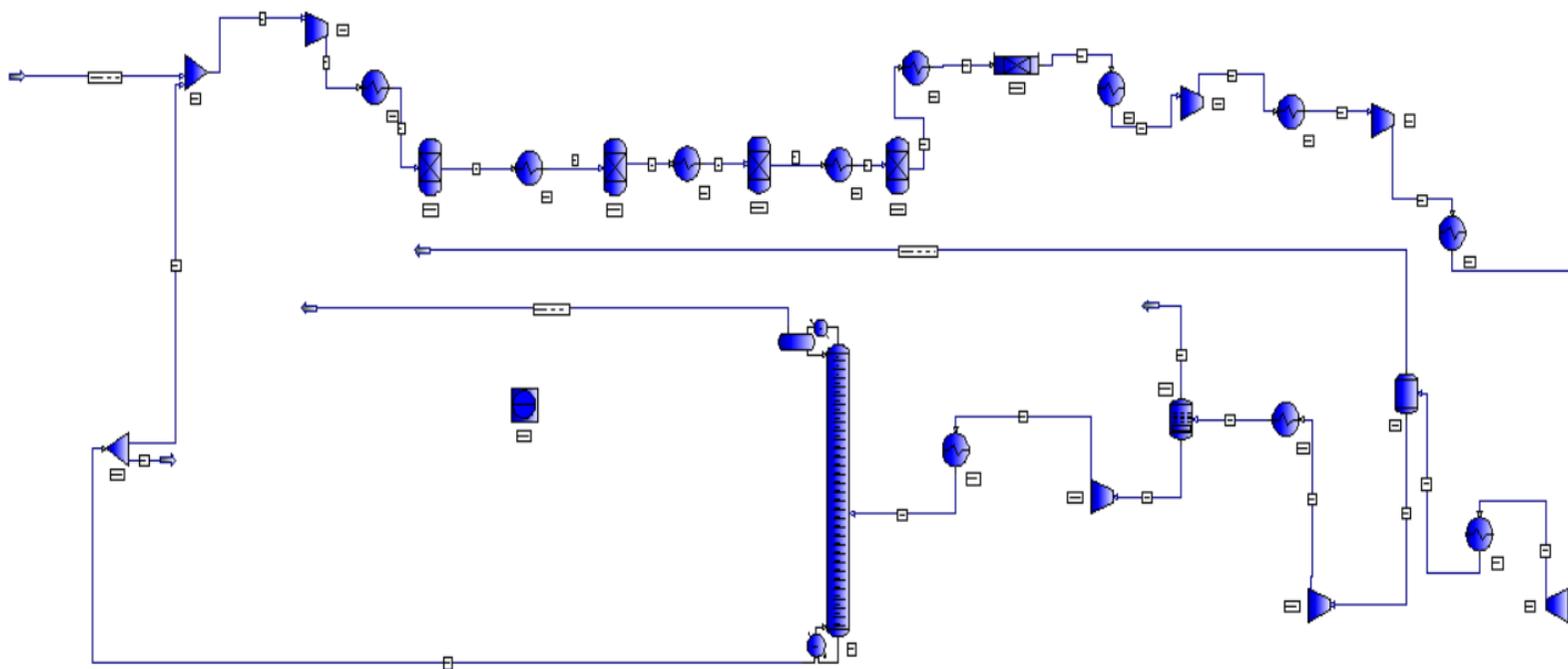
El número de platos óptimo es  $N=2N_{\min}$ , al que se establece un coeficiente de seguridad del 10%.

Debido a la difícil separación entre compuestos, se ha establecido un reflujo de 30 (Sena, 2016). La torre se ha diseñado para recuperar el 99% del propileno alimentado a la columna, con una pureza del 99,4%. En la Tabla 12 se resumen las especificaciones de la columna de destilación T-101, la cual se ha diseñado en función de los resultados proporcionados por el SHORTCUT.

**Tabla 12.** Especificaciones de operación de la columna de destilación T-101.

|                                       |  |
|---------------------------------------|--|
| <b>N° de platos</b>                   | 92   |
| <b>Alimentación en el plato</b>       | 54   |
| <b>Condiciones de la alimentación</b> | 21 °C y 9,2 atm  |
| <b>Tipo de condensador</b>            | Parcial  |
| <b>Especificaciones</b>               | Pureza del 99,4% de propileno<br>Recuperación del 99% de propileno |
| <b>Presión en cabeza</b>              | 20 atm   |
| <b>Presión en colas</b>               | 20,7 atm   |
| <b>Producto estimado en cabeza</b>    | 1700 kmol/h  |

En la Figura 18 se muestra la simulación llevada a cabo en el simulador PRO II, previa a la integración energética, que se detalla en el Apartado 4.



**Figura 18.** Diagrama del proceso en Pro II.

### 3. DISEÑO DE LOS EQUIPOS

En este apartado se muestra el dimensionamiento de los equipos utilizados en la simulación.

#### 3.1. REACTORES

La simulación consta de cinco reactores consecutivos, donde, como se ha comentado en el Apartado 2.1 y 2.2, los cuatro primeros son de equilibrio y el quinto es de lecho fijo.

En los reactores de equilibrio, se ha simulado la deshidrogenación de propano (reacción principal), mientras que en el de lecho fijo, únicamente se han contemplado las reacciones secundarias. En todos los reactores se utiliza como catalizador platino soportado en alúmina ( $\text{Pt}/\text{Al}_2\text{O}_3$ ), el cual es utilizado industrialmente en el proceso OLEFLEX (Sheintuch y cols., 2016).

Para calcular las dimensiones de los reactores, se debe de tener en cuenta la velocidad espacial (WHSV), establecida en  $8 \text{ h}^{-1}$  (Sheintuch y cols., 2016), donde la masa de catalizador necesaria en cada reactor se calcula a partir de la definición de WHSV:

$$WHSV = \frac{\text{Caudal másico de propano en la alimentación}}{\text{Masa del catalizador}} \quad (11)$$

Una vez obtenida la masa de catalizador, se calcula el volumen que ocupa en el lecho, sabiendo la densidad del lecho, establecida en  $740 \text{ kg/m}^3$  (Sheintuch y cols., 2016).

$$V_{\text{catalizador}} = \frac{\text{Masa del catalizador}}{\text{Densidad del catalizador}} \quad (12)$$

Para calcular L y D se debe emplear una relación de  $L/D=3$  (Turton y cols., 2009). Por último, se ha tenido en cuenta que el reactor ocupa un volumen adicional del 70% al volumen ocupado por el catalizador. En la Tabla 13 se resumen las características de diseño de cada tipo de reactor.

**Tabla 13.** Dimensionamiento de los reactores

| Reactor      | Caudal de alimentación (kg/h) | Masa del catalizador (kg) | Volumen del catalizador ( $\text{m}^3$ ) | $V_{\text{final}}$ ( $\text{m}^3$ ) | L (m) | D (m) | Material         |
|--------------|-------------------------------|---------------------------|--|-------------------------------------|-------|-------|------------------|
| <b>R-101</b> | 109476                        | 13684,52                  | 18,5                                     | 31,5                                | 7,1   | 2,4   | Acero al carbono |
| <b>R-102</b> | 86566                         | 10820,79                  | 14,63                                    | 24,9                                | 6,6   | 2,2   | Acero al carbono |
| <b>R-103</b> | 65316                         | 8164,57                   | 11,04                                    | 18,8                                | 6     | 2     | Acero al carbono |
| <b>R-104</b> | 48517                         | 6064,66                   | 8,2                                      | 14                                  | 5,4   | 1,8   | Acero al carbono |
| <b>R-105</b> | 35576                         | 4447,05                   | 6,01                                     | 10,2                                | 4,9   | 1,6   | Acero al carbono |

### 3.2. COMPRESORES Y VÁLVULAS

En la simulación, hay un sistema de compresión que consta de cuatro compresores y dos válvulas. Todos ellos, son centrífugos porque son los más comunes en la industria, para los que se ha supuesto una eficacia del 75% (Turton y cols., 2009).

La potencia adiabática teórica reversible se calcula como (Turton y cols., 2019):

$$Q = Fz_1RT_1 \frac{[(\frac{P_1}{P_2})^a - 1]}{a} \quad (13)$$

siendo F el caudal molar,  $z_1$  la compresibilidad, R la constante de los gases,  $T_1$  la temperatura de entrada,  $P_1$  la presión de entrada,  $P_2$  la presión de salida y  $a=(k-1)/k$ , donde  $k=C_p/C_v$ .

A continuación, en la Tabla 14, se detallan las potencias necesarias en los compresores y su material de construcción:

**Tabla 14.** Potencias necesarias de los compresores y su material de construcción.

| Equipo | Potencia (KW) | Material         |
|--------|---------------|------------------|
| C-101  | 3927,08       | Acero al carbono |
| C-102  | 7834,04       | Acero al carbono |
| C-103  | 906,81        | Acero al carbono |
| C-104  | 5497,24       | Acero al carbono |

### 3.3. TANQUES FLASH

Para este proceso se van a utilizar dos tanques flash, los cuales van a separar el hidrógeno y el metano y etano de la corriente del proceso. Inicialmente se calcula la velocidad ascensional máxima para el vapor del tanque (Turton y cols., 2009):

$$v = k \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_G} - 1} \quad (14)$$

Siendo  $k=0,0305$  m/s, una constante para procesos sin malla para evitar arrastres de líquidos, y  $\rho_L$  y  $\rho_G$  las densidades del líquido y del gas, respectivamente. Las densidades se establecen considerando el caudal másico y volumétrico de cada corriente:

$$\rho = \frac{\text{Caudal másico}}{\text{Caudal volumétrico}} \quad (15)$$

El caudal másico se obtiene de la simulación, mientras que el volumétrico se calcula a partir de la ecuación de los gases ideales. Las densidades de propano y propileno son  $453 \text{ kg/m}^3$  y  $1,74 \text{ kg/m}^3$ , respectivamente (Ullman, 2013).

Una vez conocida la velocidad ascensional se puede obtener el área y de esta área, el diámetro final y la altura final, atendiendo a la relación  $L/D=3$  (Turton y cols., 2009).

Su material de construcción será de acero inoxidable, debido a su baja temperatura de operación (-120 °C) para V-101. Para el segundo flash (V-102) va a operar a 60 °C y 14 atm, para la separación de las trazas de metano y etano del proceso, y su material de construcción será acero al carbono.

En la Tabla 15, se determinan los parámetros de diseño de los tanques.

**Tabla 15.** Parámetros de diseño de los tanques flash

| Equipo                                | V-101 | V-102 |
|---------------------------------------|-------|-------|
| Densidad líquido (kg/m <sup>3</sup> ) | 150,7 | 150,7 |
| Densidad gas (kg/m <sup>3</sup> )     | 3,8   | 8,23  |
| Velocidad máxima (m/s)                | 0,19  | 0,127 |
| D (m)                                 | 1,6   | 0,65  |
| L (m)                                 | 4,8   | 1,95  |

### 3.4 COLUMNA DE DESTILACIÓN T-101

Esta simulación consta de una única torre de destilación, siendo la etapa final para la obtención y purificación del propileno. Esta torre se ha dimensionado en función del número de platos necesarios, que son 92, y en base a las heurísticas de Turton y cols. (2009). Estas heurísticas, suponen un espaciado entre platos de entre 0,5 y 0,6 metros, por lo que se determina en 0,55 m para el acceso del personal a la torre. También, la relación de L/D es de 25, ya que se debe cumplir que sea entre 20 y 30. Su material de construcción será acero al carbono. En la Tabla 16 se determinan las dimensiones de la torre de destilación.

**Tabla 16.** Dimensionamiento de la torre de destilación T-101.

|                  |      |
|------------------|------|
| Numero de platos | 92   |
| Altura (m)       | 50,6 |
| Diámetro (m)     | 2,03 |

## 4. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

### 4.1. METODOLOGÍA PINCH: DISEÑO DE LA RED DE CAMBIADORES.

En este apartado, se va a realizar la integración energética del proceso, que será, el ahorro energético llevado a cabo haciendo un buen diseño y uso de los intercambiadores de calor del proceso.

La integración de calor busca utilizar la energía de las corrientes de alta temperatura que necesiten enfriarse y/o condensarse para calentar y/o vaporizar las corrientes frías. El objetivo principal es optimar el consumo de servicios y configurar el sistema de procesos y servicios antes de realizar la simulación final. Para ello, se ha implementado la metodología Pinch, ampliamente descrita en Turton y cols. (2009), haciendo uso del programa HENSAD (*Heat Exchanger Network Synthesis Analysis and Design*) propuesto por estos mismos autores.

El punto de partida en el análisis de integración energética es el cálculo de las mínimas

necesidades de calefacción y enfriamiento para la red de cambiadores de calor. Debe tenerse en cuenta en el diseño que cualquier red de cambiadores de calor que se desarrolle deberá satisfacer la 1° y 2° ley de la Termodinámica. De manera resumida, el algoritmo de cálculo incluye las siguientes etapas (Turton y cols., 2009):

1.- Completar el balance de energía en todas las corrientes implicadas en los cambiadores de calor:

$$Q_i = FC_p\Delta T = FC_p(T_e - T_s) \quad (16)$$

Siendo,  $Q_i$ , el calor de la corriente;  $F$ , el caudal másico (kg/h);  $C_p$ , calor latente de la corriente (kW);  $\Delta T$ , diferencia de temperaturas de entrada y salida (°C),  $T_e$ , temperatura de entrada (°C) y  $T_s$ , temperatura de salida (°C).

Posteriormente se calcula el calor neto ( $Q_{\text{neto}}$ ) que se debería eliminar o suministrar al conjunto del sistema para satisfacer la 1° ley de la Termodinámica. En este caso se deber suministrar un calor de 41833 kW.

Las corrientes del proceso que necesitan calentarse o enfriarse se detallan en la Tabla 17, las cuales han sido categorizadas en corrientes “frías” y “calientes”. Se definen como corrientes “frías” aquellas que necesitan calentarse, mientras que las corrientes “calientes” corresponden a aquellas que necesitan enfriarse.

**Tabla 17.** Corrientes del proceso y sus propiedades.

| Corriente    | Tipo de corriente | F (kg/s) | $\bar{C}_p$ (kJ/kgK) | $T_e$ (K) | $T_s$ (K) | $Q_i$ (kW) |
|--------------|-------------------|----------|----------------------|-----------|-----------|------------|
| 12           | Caliente          | 31,86    | 3,074                | 901,1     | 306,5     | 58225      |
| 16           | Caliente          | 31,86    | 2,439                | 395,4     | 306,5     | 6907       |
| 18           | Caliente          | 31,86    | 2,545                | 386,4     | 153,1     | 18912      |
| 25           | Caliente          | 30       | 1,762                | 315,3     | 293,8     | 1136       |
| 2            | Fría              | 31,86    | 2,909                | 310,85    | 873,1     | -52105     |
| 4            | Fría              | 31,86    | 3,698                | 712,8     | 901,1     | -22187     |
| 6            | Fría              | 31,86    | 3,770                | 756,4     | 901,1     | -17382     |
| 8            | Fría              | 31,86    | 3,819                | 788,1     | 901,1     | -13750     |
| 10           | Fría              | 31,86    | 3,858                | 815       | 901,1     | -10583     |
| 14           | Fría              | 31,86    | 2,538                | 385,9     | 395,4     | -768       |
| 21           | Fría              | 30,35    | 1,888                | 153,5     | 333       | -10288     |
| <b>TOTAL</b> |                   |          |                      |           |           | -41833     |

2.- Establecer una aproximación mínima de temperatura entre las corrientes calientes y frías. En este caso se ha tomado un valor de 10 °C. Esta temperatura representa la diferencia de temperatura mínima ( $\Delta T_{\text{min}}$ ) entre dos corrientes entrando o saliendo del cambiador.

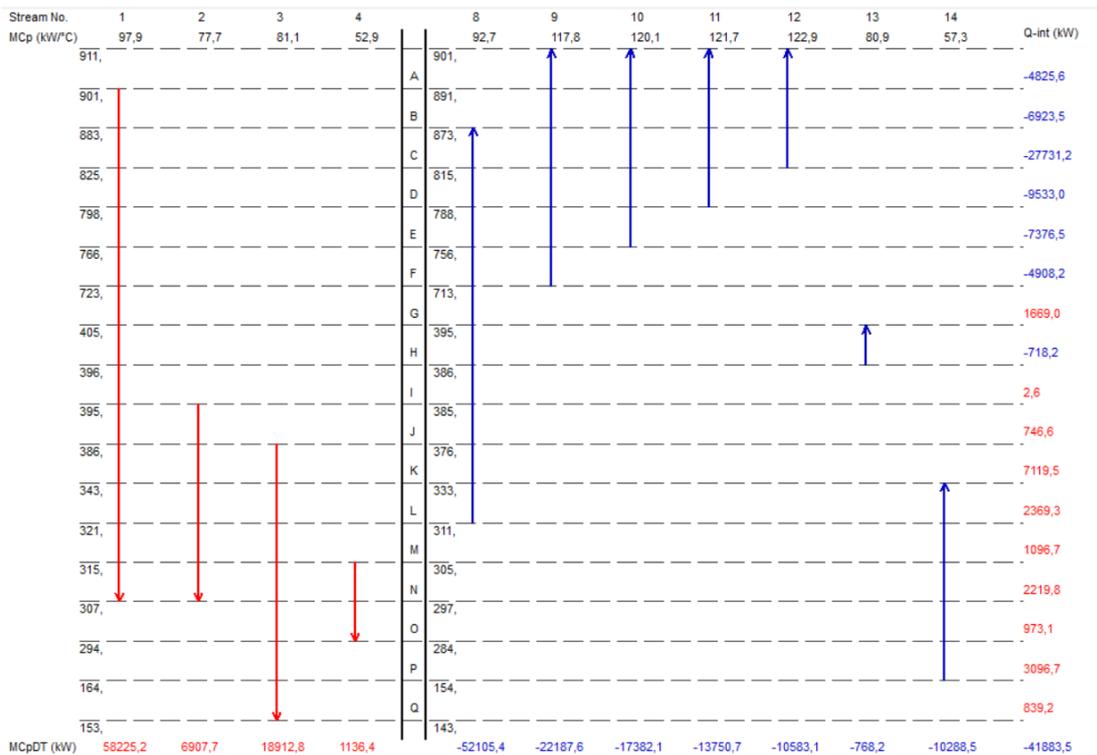
3.- Completar el diagrama de intervalos de temperatura. Para ello, se establecen dos escalas de temperatura la Figura 19, una escala para las corrientes calientes y otra para las frías teniendo en cuenta el ( $T_{\text{fría}} = T_{\text{caliente}} - \Delta T_{\text{min}}$ ). La información de las corrientes se resume en la Figura 19. A continuación, se establecen una serie de intervalos de temperatura (A-Q) que corresponden al comienzo y final de cada línea que representa a

cada corriente, es decir, las temperaturas de entrada y salida. Se calcula la transferencia de calor para cada intervalo que vendrá dado por:

$$Q_i = [\sum (FC_p)_{cal,i} - \sum (FC_p)_{fria,i}] \Delta T_i \quad (17)$$

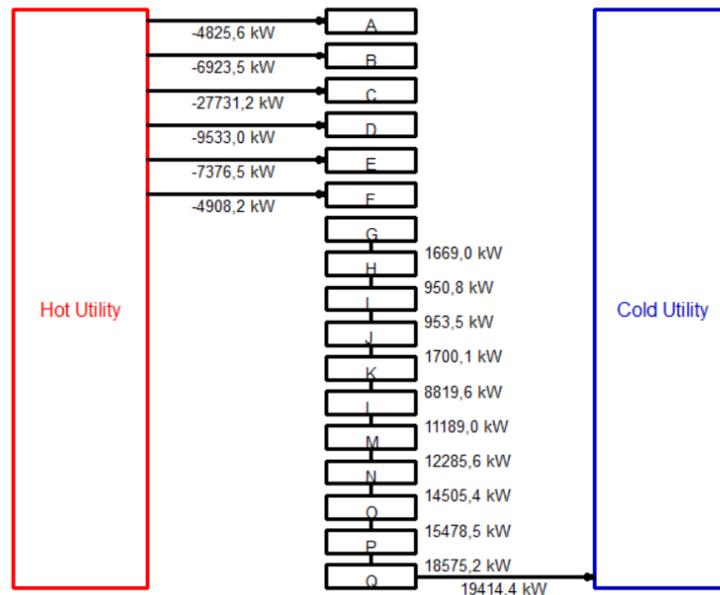
Siendo, F, caudal másico (kg/h); Cp, calor latente de la corriente (kW); y  $\Delta T$ , la diferencia de temperaturas en la sección de trabajo ( $^{\circ}\text{C}$ ).

En cada intervalo se puede transferir calor de las corrientes calientes a las corrientes frías, ya que se ha establecido un gradiente adecuado de temperatura en el paso 2. La suma de los calores disponibles en todos los intervalos es de 41833 kW, idéntica como era de esperar a la obtenida en el paso 1.



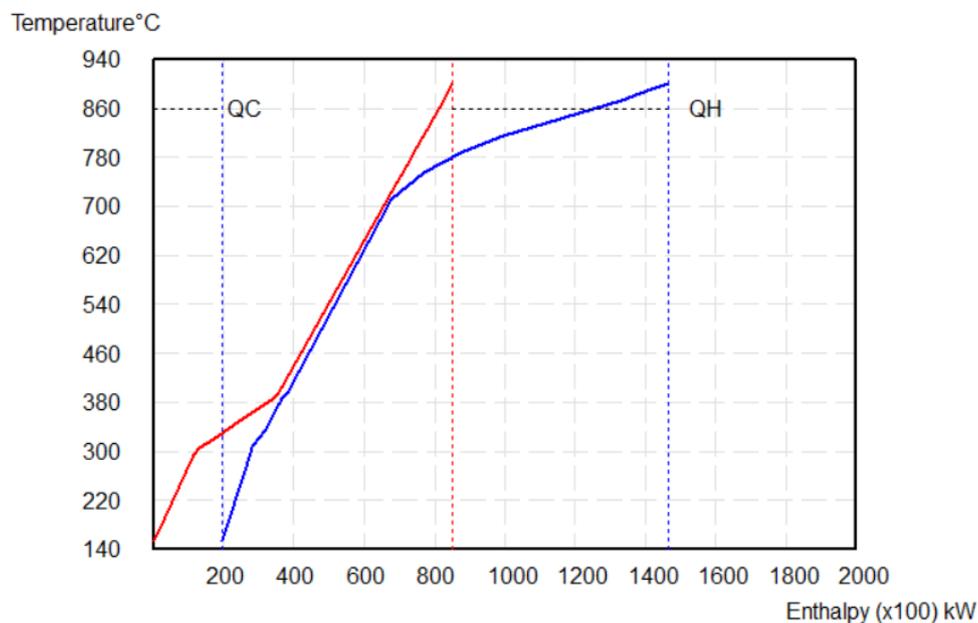
**Figura 19.** Diagrama de intervalos de temperatura.

4.- Completar el diagrama de cascada. Se toma el calor disponible en el intervalo de mayor temperatura y se lleva al siguiente intervalo inferior. Como la transferencia se está realizando a intervalos de menor temperatura, se está cumpliendo siempre la 2<sup>o</sup> ley de la Termodinámica. El exceso de calor se elimina en servicios fríos ( $Q_f$ ) y el déficit de calor se suministra por las corrientes de mayor temperatura o mediante un servicio caliente ( $Q_c$ ) en caso de violar la 2<sup>o</sup> ley de la Termodinámica. Se le denomina diagrama de cascada porque muestra cómo fluye el calor como una cascada por los intervalos de temperatura, tal y como se muestra en la Figura 20.



**Figura 20.** Diagrama de cascada.

Se establecen las necesidades mínimas de calefacción que son de 61298 kW y las necesidades mínimas de enfriamiento en 19414 kW. En este diagrama se observa que no hay transferencia de energía entre el intervalo F y G. A esta temperatura se le llama temperatura “pinch” (723 °C para las corrientes calientes y 713 °C para las corrientes frías, siendo 718 °C la media aritmética de ambas). Esta temperatura “pinch” descompone el problema de diseño en dos partes. Por encima de la temperatura “pinch” sólo se suministra calor, mientras que por debajo sólo se retira calor a un servicio frío. La temperatura “pinch” es fácil de identificar en el diagrama T-H mostrado en la Figura 21, que corresponde a la diferencia mínima de temperaturas, es decir, cuando las curvas están más próximas entre sí.



**Figura 21.** Diagrama temperatura-entalpía.

5.- Determinar el número mínimo de intercambiadores de calor necesarios por encima y por debajo del “pinch”, de la siguiente manera:

$$N^{\circ} \text{ cambiadores} = N^{\circ} \text{ de corrientes} + N^{\circ} \text{ servicios} - N^{\circ} \text{ problemas independientes} \quad (18)$$

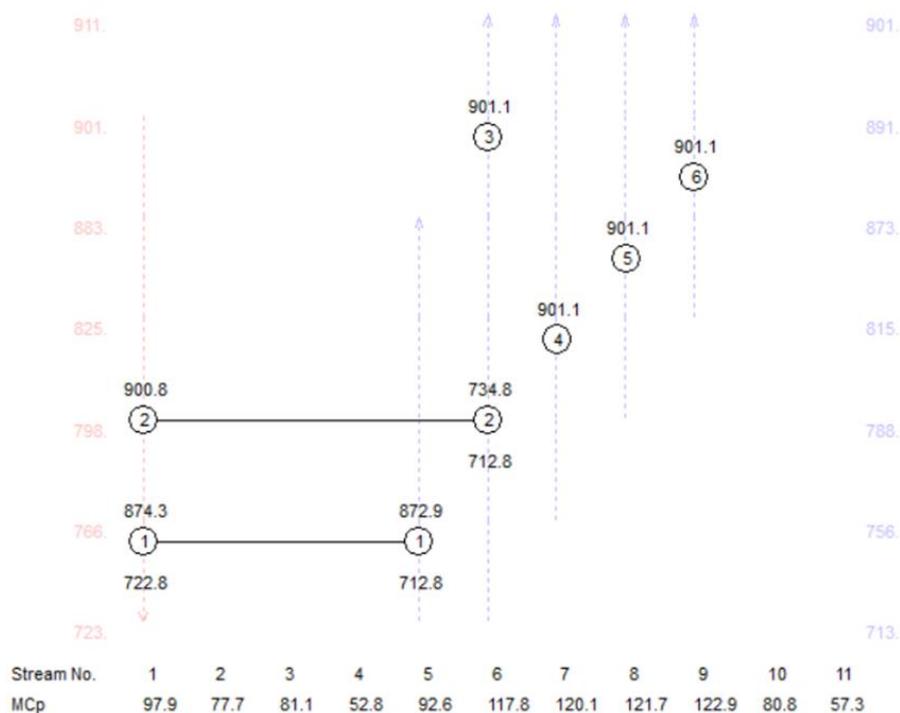
Para ello, se consideran las cantidades de calefacción y enfriamiento de cada una de las corrientes del proceso, así como las necesidades mínimas de calefacción y enfriamiento. Se establecen 6 cambiadores por encima del “pinch” y 7 por debajo del “pinch”.

6.- Diseñar la red de cambiadores de calor. El diseño de cambiadores se realiza comenzando por las temperaturas más próximas al “pinch”. Para no violar la condición del  $\Delta T_{\min}$  establecido en los intercambios de calor más próximos a la temperatura “pinch”, se establecen las siguientes reglas:

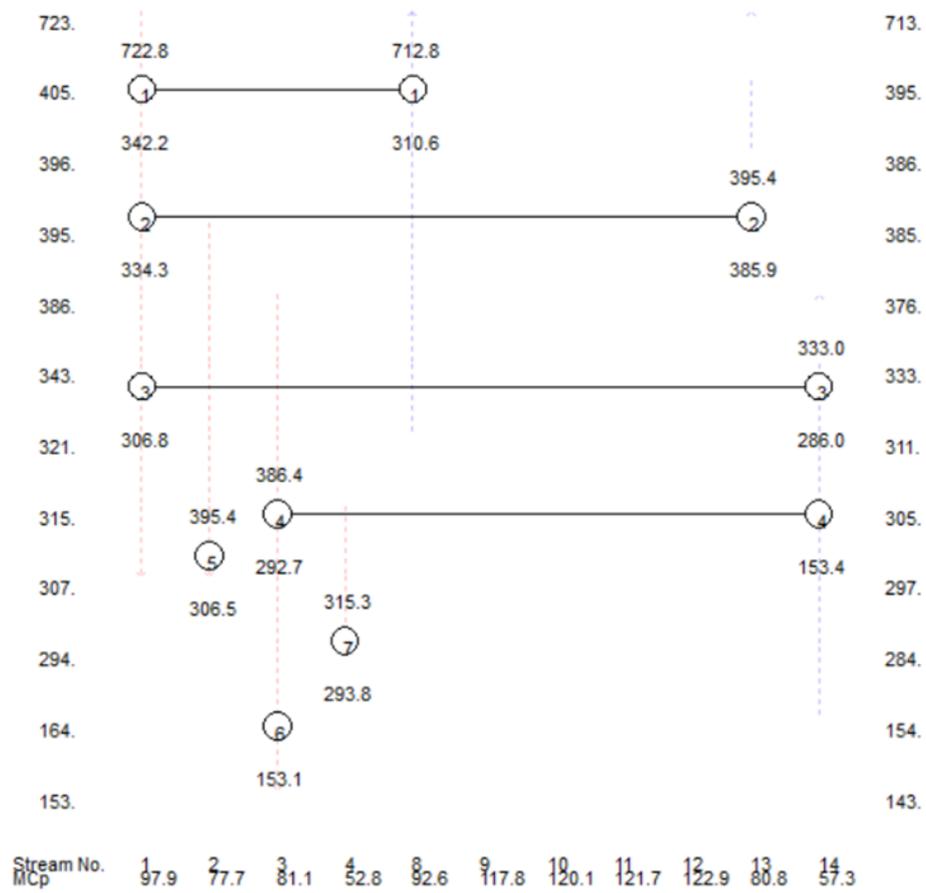
$$\begin{aligned} \text{Por encima de la temperatura "pinch", } (FC_p)_c &< (FC_p)_f \\ \text{Por debajo de la temperatura "pinch", } (FC_p)_c &> (FC_p)_f \end{aligned}$$

En el caso de no cumplir la regla anterior, se deben dividir las corrientes con su correspondiente división de  $FC_p$ .

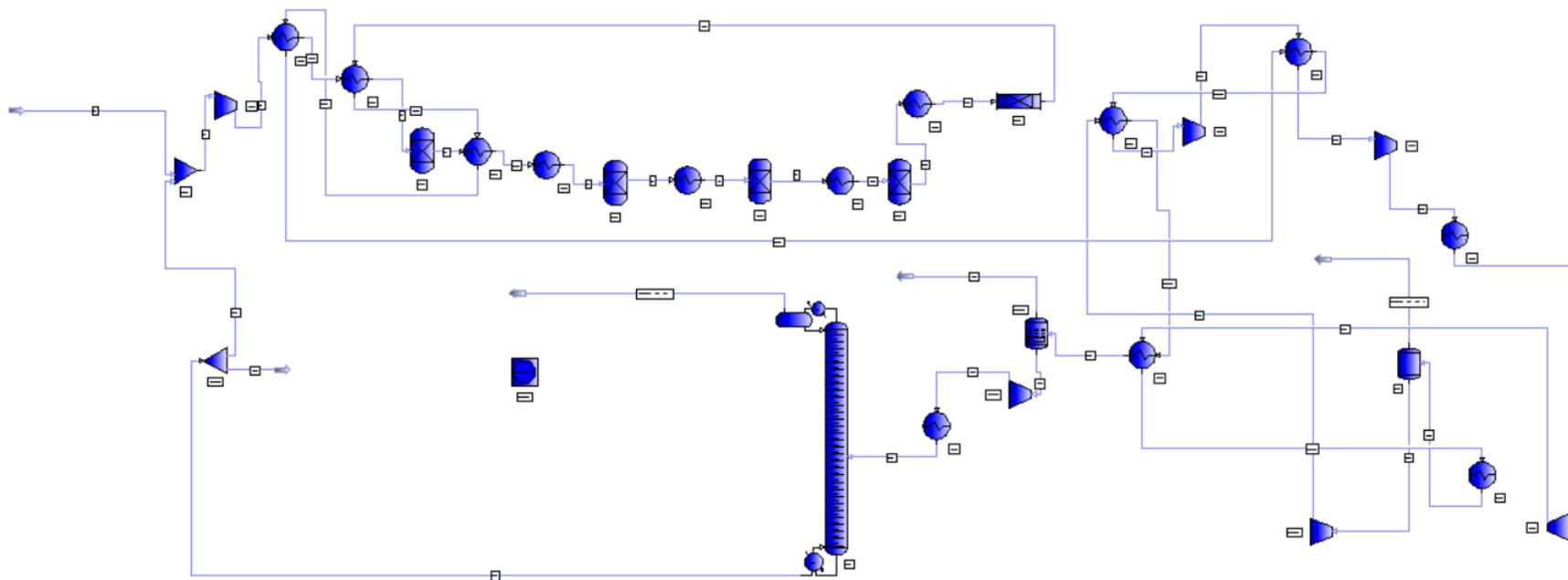
En las Figura 22 y 23 se muestra el diseño final de la red de cambiadores obtenido con el programa HENSAD. Se puede observar que se han establecido 13 cambiadores y se indica la temperatura de entrada y de salida de cada cambiador. Esta información es muy valiosa para poder implementar la integración energética en el simulador PRO II. En la Figura 24 se muestra la simulación integrada del proceso llevada a cabo con el programa PRO II.



**Figura 22.** Diseño de la red de cambiadores por encima del Pinch.



**Figura 23.** Diseño de la red de cambiadores por debajo del Pinch.



**Figura 24.** Diseño del proceso integrado en Pro II.

## **4.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO INTEGRADO**

En la Figura 25 se muestra el diagrama del proceso integrado. En la Tabla 18 se muestra la tabla de corrientes del proceso tras realizar la integración energética. El aprovechamiento energético se realiza en los intercambiadores E-101, E-102, E-103, E-104, E-105 y E-107. En estos intercambiadores se hacen pasar bien por el tubo interno o externo, dependiendo qué corriente es la caliente, para aprovechar que las propias corrientes del proceso que se necesiten enfriar, cedan el calor a las que necesiten calentarse. Así, en estos intercambiadores no se utilizan servicios auxiliares, por lo que supone un gran ahorro energético.

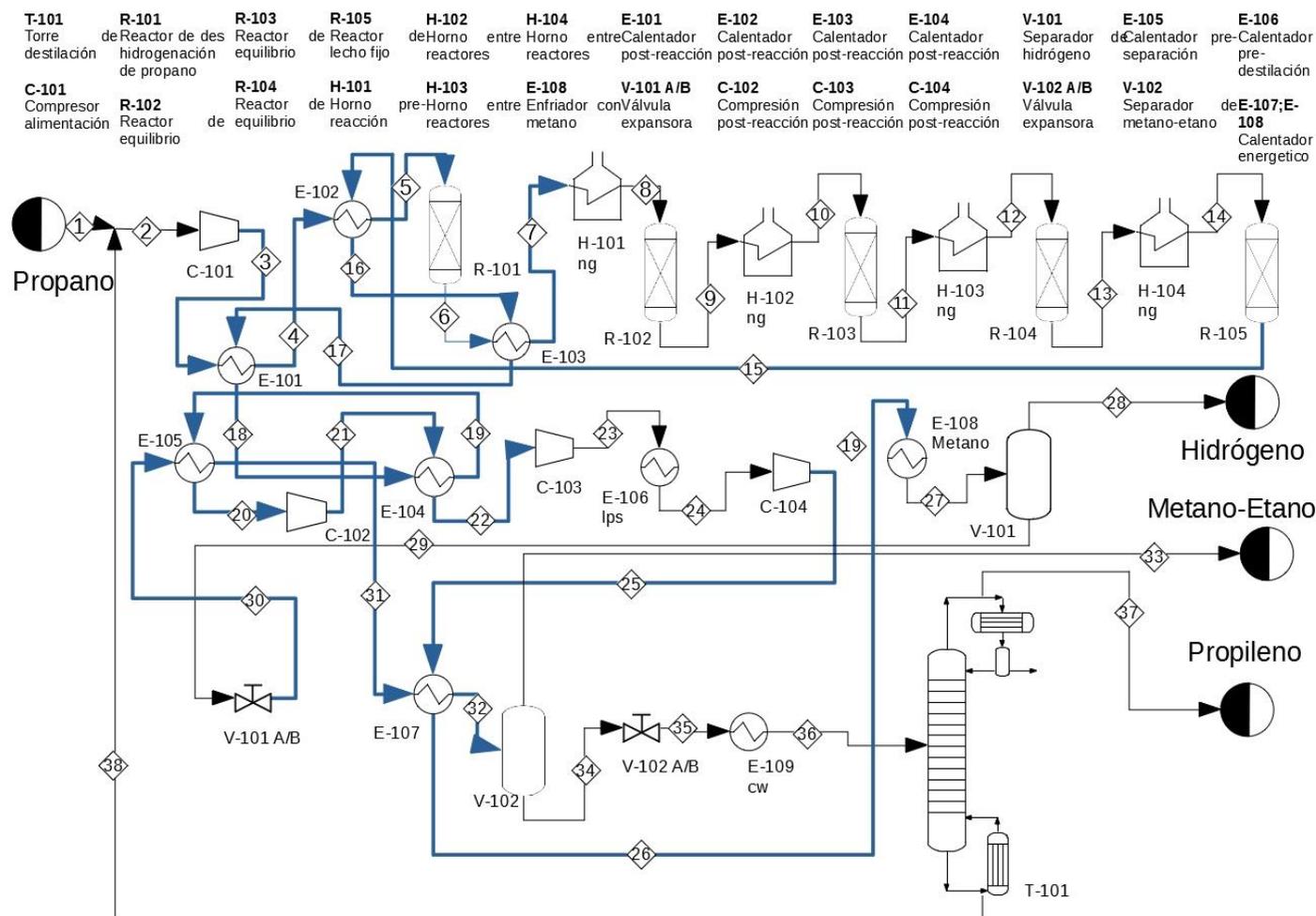


Figura 25. Diagrama PFD del proceso integrado.





Tabla 18. Continuación.

| <b>Corriente</b>          | <b>S27</b> | <b>S28</b> | <b>S29</b> | <b>S30</b> | <b>S31</b> | <b>S32</b> | <b>S33</b> | <b>S34</b> | <b>S35</b> | <b>S36</b> | <b>S37</b> | <b>S38</b> |
|---------------------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| <b>Fración en vapor</b>   | 0.5        | 1          | 0          | 0          | 0          | 1          | 1          | 1          | 1          | 1          | 1          | 0          |
| <b>Temperatura (°C)</b>   | -120       | -120       | -120       | -120       | -15        | 60         | 60         | 60         | 45,1       | 20,7       | 48,5       | 58,7       |
| <b>Presión (atm)</b>      | 40         | 40         | 40         | 13,6       | 13,6       | 13,6       | 13,6       | 13,6       | 9,2        | 9,2        | 20         | 20,7       |
| <b>Total (kmol/h)</b>     | 5157,9     | 2555,3     | 2601,7     | 2601,7     | 2601,7     | 2601,7     | 74,8       | 2526,9     | 2526,9     | 2526,9     | 1709,2     | 817,7      |
| <b>Total (kg/h)</b>       | 114680     | 5420       | 109262     | 109262     | 109262     | 109262     | 1237       | 108025     | 108025     | 108025     | 71919      | 36106      |
| <b>Fracciones molares</b> |            |            |            |            |            |            |            |            |            |            |            |            |
| <b>Hidrogeno</b>          | 0,4965     | 0,9930     | 0,0089     | 0,0089     | 0,0089     | 0,0089     | 0,3073     | 0,0001     | 0,0001     | 0,0001     | 0,0002     | 0          |
| <b>Metano</b>             | 0,0086     | 0,0066     | 0,0104     | 0,0104     | 0,0104     | 0,0104     | 0,3586     | 0,0001     | 0,0001     | 0,0001     | 0,0002     | 0          |
| <b>Etileno</b>            | 0,0004     | 0          | 0,0007     | 0,0007     | 0,0007     | 0,0007     | 0,0254     | 0          | 0          | 0          | 0          | 0          |
| <b>Etano</b>              | 0,0044     | 0          | 0,0086     | 0,0086     | 0,0086     | 0,0086     | 0,2953     | 0,0001     | 0,0001     | 0,0001     | 0,0001     | 0          |
| <b>Propileno</b>          | 0,3330     | 0          | 0,6598     | 0,6598     | 0,6598     | 0,6598     | 0,0090     | 0,6791     | 0,6791     | 0,6791     | 0,9940     | 0,0210     |
| <b>Propano</b>            | 0,1566     | 0          | 0,3103     | 0,3103     | 0,3103     | 0,3103     | 0,0043     | 0,3193     | 0,3193     | 0,3193     | 0,0055     | 0,9754     |
| <b>Isobutano</b>          | 0,0003     | 0          | 0,0006     | 0,0006     | 0,0006     | 0,0006     | 0          | 0,0006     | 0,0006     | 0,0006     | 0          | 0,0020     |
| <b>Hexano</b>             | 0          | 0          | 0          | 0          | 0          | 0          | 0          | 0,0001     | 0,0001     | 0,0001     | 0          | 0,0003     |
| <b>Tolueno</b>            | 0,0002     | 0          | 0,0004     | 0,0004     | 0,0004     | 0,0004     | 0          | 0,0004     | 0,0004     | 0,0004     | 0          | 0,0013     |

### 4.3. DISEÑO DE CAMBIADORES Y HORNOS

Para el diseño de los cambiadores de calor se han considerado cambiadores de doble tubo, ya que son los más comunes y los más fáciles de construir (Turton y cols., 2009). Atendiendo a las heurísticas de Turton y cols., (2009), el fluido más caliente debe de ir por la parte interior del cambiador y se ha supuesto una configuración en contracorriente. El coeficiente de transferencia de calor (U) se estima en 30 W/m<sup>2</sup> °C, para el contacto gas-gas y en 60 W/m<sup>2</sup> °C, para contactos gas-líquido. Para estimar el área de intercambio de calor, se establece que:

$$Q = UAF\Delta T_{ML} \quad (19)$$

siendo Q el calor transferido; U, el coeficiente de transferencia de calor; F, el factor de corrección que se estima en un valor de 0,9; y  $\Delta T_{ML}$ , la diferencia de temperaturas media logarítmica de las temperaturas de entrada y de salida de cada corriente.

Para estimar el área de intercambio de calor en los hornos, se establece una velocidad de convección de 12,5 kW/m<sup>2</sup> y de 37,6 kW/m<sup>2</sup> para la zona radiante. A su vez, se asume que el calor transferido (Q) por convección y radiación es similar (Turton y cols., 2009), y por tanto, las áreas de intercambio para la zona radiante y convectiva son:

$$A_{conv} (m^2) = \frac{0,5 \cdot \left(\frac{Q}{2}\right)}{12,5} \quad (20)$$

$$A_{rad} (m^2) = \frac{0,5 \cdot \left(\frac{Q}{2}\right)}{37,6} \quad (21)$$

Las Tablas 19 y 20 detallan la información de diseño de los intercambiadores de calor y de los hornos, respectivamente.

**Tabla 19.** Diseño de los intercambiadores de calor.

| Intercambiador | Q·10 <sup>6</sup><br>(W) | U<br>(W/m <sup>2</sup> °C) | $\Delta T_{ML}$<br>(°C) | A<br>(m <sup>2</sup> ) | P <sub>max</sub><br>(atm) | Material         |
|----------------|--------------------------|----------------------------|-------------------------|------------------------|---------------------------|------------------|
| E-101          | 34,4                     | 30                         | 21,6                    | 58910                  | 3,7                       | Acero al carbono |
| E-102          | 18,7                     | 30                         | 30,4                    | 22705                  | 3,7                       | Acero al carbono |
| E-103          | 2,7                      | 30                         | 9,9                     | 9964                   | 2,9                       | Acero al carbono |
| E-104          | 2,3                      | 30                         | 15                      | 5778                   | 1,2                       | Acero al carbono |
| E-105          | 6,7                      | 30                         | 145,8                   | 1707                   | 13,6                      | Acero al carbono |
| E-106          | 6,9                      | 60                         | 16,8                    | 7615                   | 13,9                      | Acero al carbono |
| E-107          | 15,1                     | 30                         | 35,9                    | 15561                  | 40                        | Acero inox.      |
| E-108          | 14,3                     | 30                         | 23,5                    | 22547                  | 40                        | Acero inox.      |
| E-109          | 1,3                      | 60                         | 6,9                     | 3479                   | 9,1                       | Acero al carbono |

**Tabla 20.** Diseño de los hornos.

| Hornos | Q (kW) | A <sub>conv</sub> (m <sup>2</sup> ) | A <sub>rad</sub> (m <sup>2</sup> ) | A <sub>total</sub> (m <sup>2</sup> ) | P <sub>max</sub> (atm) | Material         |
|--------|--------|-------------------------------------|------------------------------------|--------------------------------------|------------------------|------------------|
| H-101  | 19593  | 391,86                              | 130,3                              | 522,16                               | 2,9                    | Acero al carbono |
| H-102  | 17407  | 348,14                              | 115,75                             | 463,9                                | 2,1                    | Acero al carbono |
| H-103  | 13761  | 275,22                              | 91,5                               | 366,72                               | 1,4                    | Acero al carbono |
| H-104  | 10598  | 212                                 | 70,46                              | 282,46                               | 1,2                    | Acero al carbono |

#### 4.4. SERVICIOS AUXILIARES

Los servicios auxiliares son necesarios en los cuatro hornos, así como, en los intercambiadores E-106, E-108 y E-109.

En los hornos del proceso, se va a quemar gas natural, que es más limpio que cualquier otro combustible fósil. El poder calorífico del gas natural es 37200 kJ/m<sup>3</sup> (Turton y cols., 2009). El caudal de gas natural requerido en cada horno se calcula como:

$$Q = m \cdot \lambda \quad (22)$$

En los cambiadores E-106 y E-109, se utiliza agua de refrigeración, ya que las corrientes deben de enfriarse entre 90 y 25°C, respectivamente. Por tanto, el caudal másico de agua de enfriamiento requerido en cada cambiador se estima como:

$$Q = mC_p\Delta T \quad (23)$$

Siendo C<sub>p</sub>, el calor específico del agua (4,18 kJ/kg K); m, el caudal másico (kg/h) y ΔT la diferencia de temperaturas de entrada y salida.

En el cambiador E-108 se utiliza metano, ya que hay que refrigerar hasta una temperatura de -120 °C. El poder calorífico del metano a -150 °C, que será la temperatura de entrada del gas, es de 3492·10<sup>-3</sup> kJ/kg K (Younglove y cols., 1987) y el caudal másico de metano necesario se calcula con la ec. (23). En la Tabla 21, se detalla la información de los servicios auxiliares del proceso.

**Tabla 21.** Información de los servicios auxiliares.

| Equipo | Q (kW) · 10 <sup>3</sup> | Servicio    | Caudal                 |
|--------|--------------------------|-------------|------------------------|
| H-101  | 19,6                     | Gas natural | 1896 m <sup>3</sup> /h |
| H-102  | 17,4                     | Gas natural | 1684 m <sup>3</sup> /h |
| H-103  | 13,8                     | Gas natural | 1331 m <sup>3</sup> /h |
| H-104  | 10,6                     | Gas natural | 1025 m <sup>3</sup> /h |
| E-106  | 6,9                      | Agua        | 350339 kg/h            |
| E-108  | 14,3                     | Metano      | 80910 kg/h             |
| E-109  | 1,3                      | Agua        | 64320 kg/h             |

## 5. ESTIMACIÓN DE COSTES

En este apartado se detallan los aspectos más importantes relativos a la estimación de costes del proceso Oleflex simulado, incluyendo la estimación del inmovilizado (I) y los costes de fabricación (COM).

### 5.1. INMOVILIZADO

La estimación del inmovilizado (I) incluye cuatro partidas de gastos, generalmente categorizadas en (Turton y cols., 2009): (1) Gastos directos, (2) Gastos indirectos, (3) Imprevistos y honorarios, y (4) Servicios auxiliares. En la Tabla 22 se muestra de manera resumida los tipos de gastos que contribuyen a cada tipo de partida.

**Tabla 22.** Tipos de gastos incluidos en el inmovilizado

|                                 |   |
|---------------------------------|---|
| <b>Gastos directos</b>          | Coste de los equipos<br>Materiales (instrumentación, tuberías, etc)<br>Mano de obra           |
| <b>Gastos indirectos</b>        | Fletes, seguros e impuestos<br>Gastos de construcción<br>Gastos de ingeniería del contratista |
| <b>Imprevistos y honorarios</b> | Imprevistos<br>Honorarios del contratista   |
| <b>Servicios auxiliares</b>     | Acondicionamiento del terreno<br>Edificios auxiliares<br>Servicios de fabricación             |

El inmovilizado se ha estimado a partir del método de Guthrie (Guthrie., 1969), siendo uno de los métodos más aceptados. Relaciona todos los costes descritos en la Tabla 19 con los costes de compra de los equipos evaluados en unas condiciones base (1 bar, y acero al carbono). Las desviaciones de estas condiciones base se tienen en cuenta usando un factor multiplicador que depende del: (i) tipo de equipo, (ii) el material de construcción (MOC), y, (iii) la presión de cada equipo.

El coste del módulo desnudo ( $C_{BM}$ ) tiene en cuenta los costes directos e indirectos del inmovilizado, y se describe de la siguiente manera:

$$C_{BM} = C_p^o F_{BM} \quad (24)$$

donde,  $C_p^o$  es el coste del equipo comprado en las condiciones base (1 bar y acero al carbono) y  $F_{BM}$  es el factor del módulo que tiene en cuenta el material y la presión de trabajo. Para calcular  $C_p^o$  se tiene en cuenta el parámetro  $A$  (parámetro para la capacidad del equipo) y las constantes del tipo del equipo  $K_1$ ,  $K_2$  y  $K_3$  tabuladas en el Apéndice A de Turton y cols. (2009).

$$\log_{10}(C_p^o) = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2 \quad (25)$$

Para calcular  $F_{BM}$  se tiene en cuenta las constantes del equipo  $B_1$  y  $B_2$ , el factor de la presión  $F_p$  y el factor del material  $F_M$  tabulados también en Turton y cols. (2009).

$$F_{BM} = B_1 + B_2 F_p F_M \quad (26)$$

Cada equipo posee un módulo desnudo diferente y para calcularlo existe una fórmula diferente, a continuación, se muestran en la Tabla 23 se muestra cómo realizar la estimación para cada tipo de equipo.

**Tabla 23.** Estimación del módulo desnudo para cada tipo de equipo.

| <b>Equipo</b>  | <b>Fórmula</b>                       |
|--|--------------------------------------|
| <b>Cambiadores de calor, recipientes de proceso y bombas</b> | $C_{BM} = C_p^o (B_1 + B_2 F_p F_M)$ |
| <b>Compresores y soplantes sin impulsores</b>                | $C_{BM} = C_p^o F_{BM}$              |
| <b>Maquinaria impulsora para compresores y soplantes</b>     | $C_{BM} = C_p^o F_{BM}$              |
| <b>Evaporadores y vaporizadores</b>                          | $C_{BM} = C_p^o F_{BM} F_p$          |
| <b>Ventiladores con motores eléctricos</b>                   | $C_{BM} = C_p^o F_{BM} F_p$          |
| <b>Hornos de llamas</b>                                      | $C_{BM} = C_p^o F_{BM} F_p F_T$      |
| <b>Equipo de recuperación de potencia</b>                    | $C_{BM} = C_p^o F_{BM}$              |
| <b>Platos perforados, de válvulas y mallas demister</b>      | $C_{BM} = C_p^o N F_{BM} F_q$        |
| <b>Relleno de columnas</b>                                   | $C_{BM} = C_p^o F_{BM}$              |

Todos estos factores y ecuaciones están disponibles en el Apéndice A de Turton y cols. (2009) e integrados en una hoja Excel denominada CAPCOST que fue diseñada por Turton y cols. (2009) y que dispone de una interfaz con macros para facilitar la estimación directa del inmovilizado por el usuario.

En la Tabla 24 se resumen las características de diseño y el material de construcción de los diferentes equipos tenidos en cuenta para el cálculo del inmovilizado. Se muestra el coste del módulo desnudo para cada equipo, así como el coste del módulo total teniendo en cuenta el valor actualizado de CEPCI (2019) = 619,2.

**Tabla 24.** Características principales y coste de los equipos.

| <b>Compresores<br/>Expansores</b> | <b>Tipo</b>    | <b>Potencia<br/>(kilowatts)</b> | <b>Equipos de<br/>repuesto</b> | <b>Material de<br/>construcción</b> |                             | <b>Coste del<br/>equipo (M€)</b> | <b>Coste<br/>estimado del<br/>Módulo (M€)</b> |
|-----------------------------------|----------------|---------------------------------|--------------------------------|-------------------------------------|-----------------------------|----------------------------------|---|
| <b>C-101</b>                      | Centrífugo     | 1970                            | 1                              | Acero al<br>carbono                 |                             | 2,82                             | 7,73  |
| <b>C-102</b>                      | Centrífugo     | 2610                            | 1                              | Acero al<br>carbono                 |                             | 5,12                             | 14  |
| <b>C-103</b>                      | Centrífugo     | 907                             | 1                              | Acero al<br>carbono                 |                             | 0,81                             | 2,22  |
| <b>C-104</b>                      | Centrífugo     | 2750                            | 1                              | Acero al<br>carbono                 |                             | 3,53                             | 9,68  |
| <b>V-101</b>                      | Centrífugo     | 97                              | 1                              | Acero<br>inoxidable                 |                             | 0,981                            | 1,28  |
| <b>V-102</b>                      | Centrífugo     | 481                             | 1                              | Acero al<br>carbono                 |                             | 0,493                            | 1,35  |
| <b>Horno</b>                      | <b>Tipo</b>    | <b>Calor (MJ/h)</b>             |                                | <b>Material de<br/>construcción</b> | <b>Área (m<sup>2</sup>)</b> | <b>Coste del<br/>equipo (M€)</b> | <b>Coste<br/>estimado del<br/>Módulo (M€)</b> |
| <b>H-101</b>                      | Horno de llama | 70500                           |                                | Acero al<br>carbono                 | 522,16                      | 1,87                             | 3,97  |
| <b>H-102</b>                      | Horno de llama | 62700                           |                                | Acero al<br>carbono                 | 463,9                       | 1,74                             | 3,72  |
| <b>H-103</b>                      | Horno de llama | 13800                           |                                | Acero al<br>carbono                 | 366,72                      | 0,923                            | 1,97  |
| <b>H-104</b>                      | Horno de llama | 10600                           |                                | Acero al<br>carbono                 | 282,46                      | 0,862                            | 1,84  |

Tabla 24. Continuación.

| <b>Intercambiadores</b> | <b>Tipo</b> | <b>Presión interna (atm)</b> |  | <b>Material de construcción</b> | <b>Área (m<sup>2</sup>)</b> | <b>Coste del equipo (M€)</b> | <b>Coste estimado del Módulo (M€)</b> |
|-------------------------|-------------|------------------------------|--|---------------------------------|-----------------------------|------------------------------|---------------------------------------|
| <b>E-101</b>            | Doble tubo  | 3,7                          |  | Acero al carbono                | 58900                       | 34,3                         | 112,8                                 |
| <b>E-102</b>            | Doble tubo  | 3,7                          |  | Acero al carbono                | 22700                       | 13,2                         | 43,5                                  |
| <b>E-103</b>            | Doble tubo  | 2,9                          |  | Acero al carbono                | 9960                        | 5,8                          | 19,1                                  |
| <b>E-104</b>            | Doble tubo  | 1,2                          |  | Acero al carbono                | 5780                        | 3,36                         | 11,1                                  |
| <b>E-105</b>            | Doble tubo  | 13,6                         |  | Acero al carbono                | 1710                        | 0,995                        | 3,27                                  |
| <b>E-106</b>            | Doble tubo  | 13,9                         |  | Acero al carbono                | 7620                        | 4,43                         | 14,6                                  |
| <b>E-107</b>            | Doble tubo  | 40                           |  | Acero inoxidable                | 15600                       | 9,06                         | 29,8                                  |
| <b>E-108</b>            | Doble tubo  | 40                           |  | Acero inoxidable                | 22500                       | 13,1                         | 43,2                                  |
| <b>E-109</b>            | Doble tubo  | 9,1                          |  | Acero al carbono                | 3480                        | 2,02                         | 6,66                                  |

Tabla 24. Continuación.

| <b>Reactores</b>          | <b>Tipo</b>             | <b>Volumen (m3)</b> | <b>D y L (m)</b>    | <b>Material de construcción</b>               |   | <b>Coste del equipo (M€)</b>          | <b>Coste estimado del Módulo (M€)</b> |
|---------------------------|-------------------------|---------------------|---------------------|---|---|---------------------------------------|---------------------------------------|
| <b>R-101</b>              | De lecho fijo           | 31,5                | 2,38 y 7,14         | Acero al carbono                              |   | 0,0428                                | 0,171                                 |
| <b>R-102</b>              | De lecho fijo           | 24,9                | 2,2 y 6,6           | Acero al carbono                              |   | 0,0361                                | 0,144                                 |
| <b>R-103</b>              | De lecho fijo           | 18,8                | 2 y 6               | Acero al carbono                              |   | 0,0294                                | 0,118                                 |
| <b>R-104</b>              | De lecho fijo           | 13,9                | 1,81 y 5,43         | Acero al carbono                              |   | 0,0236                                | 0,0946                                |
| <b>R-105</b>              | De lecho fijo           | 10,2                | 1,63 y 4,89         | Acero al carbono                              |   | 0,0189                                | 0,0754                                |
| <b>Destiladores Flash</b> | <b>Orientación</b>      | <b>Altura (m)</b>   | <b>Diámetro (m)</b> | <b>Material de construcción</b>               | <b>Presión (atm)</b>                          | <b>Coste del equipo (M€)</b>          | <b>Coste estimado del Módulo (M€)</b> |
| <b>V-101</b>              | Vertical                | 4,8                 | 1,6                 | Acero al carbono                              | 40  | 0,024                                 | 0,0976                                |
| <b>V-102</b>              | Vertical                | 1,95                | 0,65                | Acero al carbono                              | 13,6  | 0,0098                                | 0,0399                                |
| <b>Columnas</b>           | <b>Número de platos</b> | <b>Altura (m)</b>   | <b>Diámetro (m)</b> | <b>Material de construcción de los platos</b> | <b>Material de construcción de la columna</b> | <b>Coste del equipo (M€)</b>          | <b>Coste estimado del Módulo (M€)</b> |
| <b>T-101</b>              | 92                      | 50,6                | 2                   | Acero al carbono                              | Acero al carbono                              | 0,454                                 | 0,938                                 |
|                           |                         |                     |                     |   |   | <b>Coste estimado del módulo (M€)</b> | <b>333,47</b>                         |

La mayor inversión realizada es en los intercambiadores de calor, ya que contribuye al 75% de los costes. En la Tabla 25, se muestran los porcentajes representativos de los equipos respecto al inmovilizado.

**Tabla 25.** Porcentajes representativos de los equipos respecto al inmovilizado.

|                                  |       |
|----------------------------------|-------|
| <b>Reactores</b>                 | 2 %   |
| <b>Hornos e intercambiadores</b> | 75 %  |
| <b>Compresores</b>               | 5,5 % |
| <b>Tanques flash</b>             | 1,5 % |
| <b>Torre de destilación</b>      | 16 %  |

El coste total del módulo, CTM, se calcula a partir del coste total del módulo desnudo teniendo en cuenta las partidas de imprevistos y honorarios (Tabla 22) que representan entorno al 18% de CBM.

$$C_{TM} = 1,18 \sum_{i=1}^n C_{BM,i} \quad (27)$$

En este trabajo se va a considerar una planta *grass roots* (GR), es decir, una planta totalmente nueva, empezando la construcción en un terreno sin acondicionar, que incluirá los gastos de los servicios auxiliares (Tabla 21). Para ello, el coste total se evalúa como

$$C_{GR} = C_{TM} + 0,5 \sum_{i=1}^n C_{BM,i} \quad (28)$$

Los valores obtenidos son  $C_{TM} = 393,5$  M€ y  $C_{GR} = 560,24$  M€, dónde  $C_{GR}$  será el valor a invertir en la fábrica y se utilizará en el análisis de rentabilidad.

## 5.2. COSTES DE FABRICACIÓN

En este apartado, se tienen en cuenta los costes de: (i) las materias primas ( $C_{RM}$ ), (ii) gestión de residuos ( $C_{WT}$ ), (iii) servicios auxiliares ( $C_{UT}$ ) y mano de obra ( $C_{OL}$ ).

### 5.2.1. Costes de materias primas

Como materias primas de esta planta se han incluido al propano y al catalizador de Pt/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (Agarwal y col., 2018), el cual será reemplazado cada año. En la Tabla 25 se muestran las cantidades y el coste de ambas materias primas. Como se muestra en el Apartado 2.4, el coste del propano es de 331,37 M€, mientras que el coste del catalizador es de 1 €/kg y su coste anual es de 0,043 M€ (Alibaba, 2020).

El coste total es de 331,41 M€/año.

### 5.2.2. Coste de gestión de residuos

En esta planta industrial no se genera ningún residuo que tenga que ser tratado, por lo que el coste en gestión de residuos es 0 €/año.

### 5.2.3. Coste de servicios auxiliares

Los servicios auxiliares se dan en dos tipos de equipos en esta planta, que son los compresores, que utilizan electricidad; y los intercambiadores de calor y hornos, que utilizan servicios auxiliares calientes y fríos, descritos en el Apartado 4. En las Tablas 26 y 27, se muestran los costes de servicios auxiliares de los equipos, tomando los precios de referencia establecidos en Turton y cols. (2009).

**Tabla 26.** Coste de la electricidad.

| Equipo | Potencia (kW) | Eficacia | Precio (€/GJ) | Coste (M€/año) |
|--------|---------------|----------|---------------|----------------|
| C-101  | 3927          | 0,75     | 18,72         | 2,223          |
| C-102  | 7834          | 0,75     | 18,72         | 4,435          |
| C-103  | 907           | 0,75     | 18,72         | 0,513          |
| C-104  | 5497          | 0,75     | 18,72         | 3,111          |

**Tabla 27.** Coste de los servicios auxiliares de los intercambiadores y hornos.

| Equipo | Q (kW) | Servicio    | Precio (€/GJ) | Coste (M€/año) |
|--------|--------|-------------|---------------|----------------|
| E-106  | 6900   | Agua        | 0.378         | 0,079          |
| E-108  | 14300  | Metano      | 1             | 0,4324         |
| E-109  | 1300   | Agua        | 0,378         | 0,0148         |
| H-101  | 19593  | Gas natural | 9,85          | 2,081          |
| H-102  | 17407  | Gas natural | 9,85          | 1,848          |
| H-103  | 13761  | Gas natural | 9,85          | 1,461          |
| H-104  | 10598  | Gas natural | 9,85          | 1,125          |

El coste total de los servicios auxiliares es la suma de todos los costes de los equipos correspondientes, que es  $C_{UT} = 10,6 + 7,04 = 17,64 \text{ M€/año}$ .

### 5.2.4. Coste de mano de obra

El coste de personal, es la mano de obra que trabajan en la planta, es decir, los operarios. Se ha estimado el número de operarios mediante la correlación de Alkhayat y Gerrard:

$$NOL = (6,29 + 31,7P^2 + 0,23N_{np})^{0,5} \quad (29)$$

donde  $N_{OL}$  es el número de operarios por turno,  $P$ , el número de equipos que trabajan con sólidos y  $N_{np}$ , el número de equipos que no trabajan con sólidos. En el caso de esta planta,  $P = 0$  y  $N_{np} = 27$ , por lo tanto,  $N_{OL} = 4$  operarios/turno.

Teniendo en cuenta que los turnos son de 8 horas y hacen 5 turnos por semana, cada operario trabaja 245 turnos al año. Sabiendo que trabaja 8400 horas al año la planta, el número de trabajadores necesarios aumenta a 18 trabajadores. El sueldo de cada trabajador se estima en 30000 € al año, por tanto, el coste de mano de obra es de 0,54 M€/año.

A continuación, en la Tabla 28 se resumen desglosados los costes de fabricación, siendo

la materia prima la que mayor gasto supone.

**Tabla 28.** Desglose de costes de fabricación.

| Tipo de coste                                     | Coste (M€/año) |
|---|----------------|
| <b>Materias primas (<math>C_{RM}</math>)</b>      | 331,41         |
| <b>Gestión de residuos (<math>C_{WT}</math>)</b>  | 0              |
| <b>Servicios auxiliares (<math>C_{UT}</math>)</b> | 17,64          |
| <b>Mano de obra (<math>C_{OL}</math>)</b>         | 0,54           |

A partir de estos datos, se pueden calcular los costes directos (DCM), los costes fijos (FMC) y los gastos generales (GE), que conforman los gastos de fabricación (COM).

Los costes directos (DCM), son aquellos que varían con la capacidad de producción y se calculan de la siguiente manera:

$$DCM = C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 1,33C_{OL} + 0,069I + 0,03COM \quad (30)$$

Los costes fijos (FMC), son los que no varían con la producción de la planta, y son:

$$FMC = 0,708C_{OL} + 0,168I \quad (31)$$

Los gastos generales (GE), son los asociados a la gestión, administración y no están relacionados directamente con el proceso:

$$GE = 0,177C_{OL} + 0,009I + 0,16COM \quad (32)$$

Por último, los costes de fabricación, incluyen las tres partidas anteriores:

$$COM = 0,304I + 2,73C_{OL} + 1,23(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (33)$$

En la Tabla 29 se detalla el desglose de los costes de fabricación, siendo los costes directos los que mayor peso tienen, debido al gasto que suponen las materias primas.

**Tabla 29.** Costes de fabricación.

| Coste de fabricación         | Precio (M€/año) |
|------------------------------|-----------------|
| <b>Gastos directos (DCM)</b> | 388,74          |
| <b>Gastos fijos (FMC)</b>    | 56,4            |
| <b>Gastos generales (GE)</b> | 88,25           |

## 6. ANÁLISIS DE RENTABILIDAD

En este apartado, se va a analizar la rentabilidad de la planta, mediante el flujo de caja neto. Este análisis estudia la rentabilidad desde el inicio (periodo de construcción) hasta el cese de la misma. La vida útil de la planta se establece en 10 años, ya que es un sistema en estudio y puede variar en pocos años.

Antes de determinar si el proceso es rentable o no, se deben detallar diferentes aspectos para realizar el estudio de rentabilidad, que son los siguientes:

- Periodo de construcción: se establece que la planta se va a construir en 2 años, repartiendo el inmovilizado en un 60% el año 1, y el 40% el año 2.
- Coste del terreno (L): se estima en 2 M€.
- Valor residual de la planta (S): Se supone que tras la vida útil de la planta no se va a conseguir beneficio de la venta de los equipos, ya que estarán obsoletos.
- El capital circulante (P<sub>C</sub>): es el capital necesario para llevar a cabo el día a día de la planta. Este valor, ronda entre el 10-20% de la inversión del inmovilizado, estimándolo en este caso en el 20%. Por lo tanto, este valor es de 66,7 M€.
- Costes de fabricación exentos de amortización (COM<sub>d</sub>): Son los costes de fabricación exentos de amortización:

$$COM_d = 0,18I + 2,73C_{OL} + 1,23(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (34)$$

Este valor es de 532,18 M€.

- Ventas (V): en este apartado de ventas, se incluye la venta del producto principal, el propileno, y del hidrógeno, que es un subproducto muy valioso. Atendiendo a los precios de los productos resumidos en la Tabla 8, el valor de las ventas anuales es de 620,71 M€.
- Amortización (A): se supone una amortización lineal durante 7 años, donde se va a recuperar la inversión inicial, y se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$A = \frac{I - S}{n} \quad (35)$$

La amortización anual es de 47,64 M€.

- Impuestos (T): Toda empresa debe contribuir económicamente al Estado donde se ubica mediante los impuestos. Esta planta se sitúa en España, por lo que se fija el impuesto en un 30%. Este impuesto se fija sobre el beneficio bruto:

$$Benef. \text{ bruto} = V - COM_d - A \quad (36)$$

La tasa de impuestos aplicada a este beneficio es:

$$Tasa \text{ de impuestos} = (V - COM_d - A) \cdot T \quad (37)$$

Y por último, así quedaría el beneficio neto:

$$Benef. \text{ neto} = (V - COM_d - A) \cdot (1 - T) \quad (38)$$

- Plusvalía: es el beneficio neto más la amortización:

$$Plusvalía = (V - COM_d - A) \cdot (1 - T) + A \quad (39)$$

- Tasa de interés ( $i$ ): se supone en un 10%, y es importante tenerlo en cuenta ya que afecta a la rentabilidad, porque el valor del dinero cambia con el tiempo.

$$P = \frac{F}{(1 + i)^n} \quad (40)$$

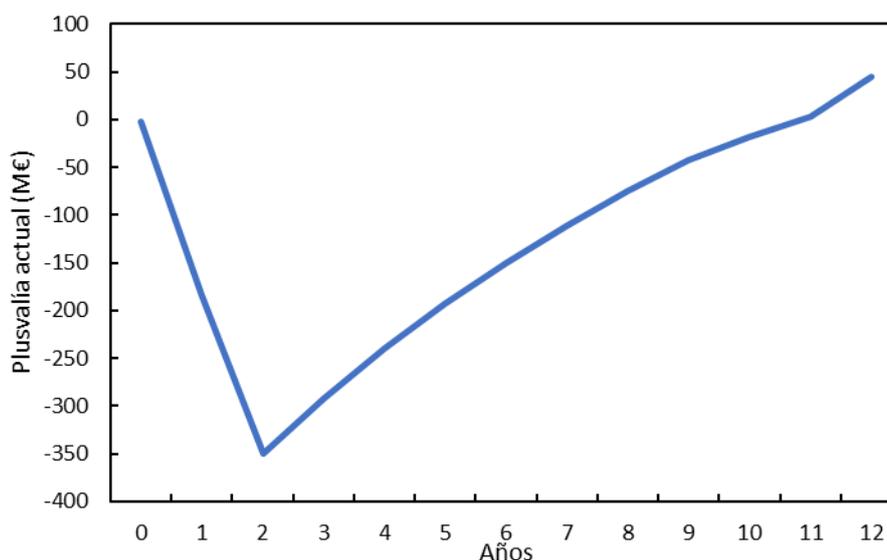
En la Tabla 30 se muestra el análisis de rentabilidad para los 12 años (2 de construcción y 10 de vida útil), detallando tanto las plusvalías (ec. 38) y las plusvalías actualizadas (ec. 39).

Tabla 30. Análisis de rentabilidad.

| Año       | I      | A <sub>k</sub> | V     | COM <sub>d</sub> | V-COM <sub>d</sub> -A | (V-COM <sub>d</sub> -A) · T | (V-COM <sub>d</sub> -A) · (1-T) | (V-COM <sub>d</sub> -A) · (1-T)+A | Plusvalía | Plusvalía Actual | Plusvalía Actual Acumulada |
|-----------|--------|----------------|-------|------------------|-----------------------|-----------------------------|---------------------------------|-----------------------------------|-----------|------------------|----------------------------|
| <b>0</b>  | -2     |                |       |                  |                       |                             |                                 |                                   | -2        | -2               | -2                         |
| <b>1</b>  | -200   |                |       |                  |                       |                             |                                 |                                   | -200      | -181,8           | -183,8                     |
| <b>2</b>  | -200,2 |                |       |                  |                       |                             |                                 |                                   | -200,2    | -165,4           | -349,3                     |
| <b>3</b>  |        | 47,6           | 620,7 | 532,2            | 40,9                  | 12,3                        | 28,6                            | 76,3                              | 76,3      | 57,3             | -292                       |
| <b>4</b>  |        | 47,6           | 620,7 | 532,2            | 40,9                  | 12,3                        | 28,6                            | 76,3                              | 76,3      | 52,1             | -239,9                     |
| <b>5</b>  |        | 47,6           | 620,7 | 532,2            | 40,9                  | 12,3                        | 28,6                            | 76,3                              | 76,3      | 47,4             | -192,5                     |
| <b>6</b>  |        | 47,6           | 620,7 | 532,2            | 40,9                  | 12,3                        | 28,6                            | 76,3                              | 76,3      | 43               | -149,5                     |
| <b>7</b>  |        | 47,6           | 620,7 | 532,2            | 40,9                  | 12,3                        | 28,6                            | 76,3                              | 76,3      | 39,1             | -110,3                     |
| <b>8</b>  |        | 47,6           | 620,7 | 532,2            | 40,9                  | 12,3                        | 28,6                            | 76,3                              | 76,3      | 35,6             | -74,7                      |
| <b>9</b>  |        | 47,6           | 620,7 | 532,2            | 40,9                  | 12,3                        | 28,6                            | 76,3                              | 76,3      | 32,3             | -42,4                      |
| <b>10</b> |        |                | 620,7 | 532,2            | 88,5                  | 26,6                        | 62                              | 62                                | 62        | 23,9             | -18,5                      |
| <b>11</b> |        |                | 620,7 | 532,2            | 88,5                  | 26,6                        | 62                              | 62                                | 62        | 21,7             | 3,2                        |
| <b>12</b> | 66,7   |                | 620,7 | 532,2            | 88,5                  | 26,6                        | 62                              | 62                                | 128,7     | 41               | <b>44,2</b>                |

Se han tenido en cuenta tres criterios para cuantificar la rentabilidad del proceso actualizando el dinero: (1) el tiempo de recuperación, que es el tiempo para recuperar la inversión inicial una vez puesta en marcha la planta; (2) el valor actual neto (VAN), que es el valor neto actualizado acumulado al finalizar la vida útil de la planta; y, (3) la tasa interna de retorno (TIR), que es la tasa de interés que ofrece la inversión. Es decir, es el porcentaje de beneficio o pérdida que tendrá una inversión para las cantidades que no se han retirado del proyecto. También se define como el valor de la tasa de descuento que hace que el VAN sea igual a cero, para un proyecto de inversión dado.

A continuación, en la Figura 26 se observa la evolución de las plusvalías acumuladas con el tiempo.



**Figura 26.** Evolución de las plusvalías acumuladas con el tiempo.

El tiempo de recuperación se determina en 9 años y 10 meses. El valor neto acumulado (VAN) se estima en 44,2 M€, el cual es notablemente superior a cero, y por tanto, ofrece un gran beneficio (plusvalía positiva). El valor del TIR es de 12,5 %, por lo que se podría aumentar el interés en el proceso, y aun así seguir siendo rentable.

Esta rentabilidad, viene marcada por el alto precio de los productos, ya que obtenemos grandes beneficios de la venta de los mismos. También el bajo coste la materia prima en relación con el producto, hacen que esta rentabilidad sea posible. Estos resultados hacen que sea un proceso viable económicamente, por lo que se podría llevar a cabo sin problema de ver comprometido el capital.

## **7. SEGURIDAD**

Los compuestos químicos que se han empleado en la planta no son compuestos especialmente peligrosos, pero sí es necesario actuar con seguridad al tratar con ellos, principalmente por su peligrosidad para el medio ambiente. A continuación, se explica brevemente los principales problemas que pueden generar. Las fichas de seguridad del propano y el propileno se recogen los Anexos A y B, respectivamente.

El propano y el propileno son altamente volátiles e inflamables como se ha comentado en el Apartado 1 y 2. El vapor de estos compuestos puede mezclarse con el aire formando mezclas explosivas. Además, el propano reacciona violentamente con oxidantes generando peligro de incendio y de explosión, en especial para la zona de almacenaje donde se requerirá de un sistema cerrado con ventilación a prueba de explosión.

La inhalación de estos compuestos es dañina para el ser humano por lo que habrá medidores de estos compuestos en la zona de almacenaje. La inhalación de propano produce vértigo, tos, dolor de cabeza, etc. La inhalación de propileno produce somnolencia y sofocación, por lo que se estará alerta a cualquiera de estos síntomas.

Antes de la construcción de la planta será obligatorio solicitar al órgano público correspondiente todos los permisos de obra y, una vez construida, se cumplirán todas las leyes impuestas por el gobierno para que la planta de producción trabaje bajo todos los requisitos legales. Además de esto, se implementará un plan interno de mejora continua para reducir al mínimo los accidentes e incidentes y adelantarse en la medida de lo posible a todos los problemas que puedan surgir antes de que ocurran.

## 8. CONCLUSIONES

Las principales conclusiones que se obtienen de este trabajo son las siguientes:

- Se ha conseguido realizar una simulación eficiente del proceso para producir 600000 t/año de propileno con una pureza del 99,4%. Además, en la planta también se producen 43000 t/año de hidrógeno con una pureza del 99,3%, con un alto interés en el mercado.
- Se ha realizado un correcto dimensionado de los equipos en base a las heurísticas, destacando la importancia del diseño de los intercambiadores de calor y hornos, debido a la elevada endotermicidad del proceso y de la torre de destilación para la obtención del propileno, debido a la dificultad de purificar corrientes con puntos de ebullición próximos entre sí, como es el caso de la mezcla propano-propileno.
- Se ha implementado de manera satisfactoria la integración energética del proceso ahorrando así en recursos medioambientales y económicos.
- En lo referente a los costes, se ha podido comprobar que las materias primas contribuyen de manera significativa a los costes de fabricación, mientras que la mayor inversión corresponde a los intercambiadores de calor, hornos, sistema de compresión y a la torre de destilación debido a su considerable tamaño.
- En virtud de los resultados obtenidos tras el análisis de rentabilidad, se ha obtenido un tiempo de recuperación del inmovilizado de 9 años y 10 meses, una vez puesta en marcha la instalación y una plusvalía actual acumulada de 44,2 M€. Por lo tanto, se puede concluir que la planta actualmente es rentable. Esto es debido a la diferencia significativa entre el alto precio del propileno e hidrógeno (como subproducto) en el mercado y el propano como materia prima barata y accesible.
- La deshidrogenación de propano mediante la tecnología Oleflex es una buena alternativa a la producción del propileno en las refinerías, siendo más sostenible, si el propano procede de reservas de gas natural y con una elevada selectividad de propileno.

## 8.1. PERSPECTIVAS A FUTURO

Cabe destacar, que el estudio realizado en el presente proyecto, es de carácter básico al tratarse de un diseño preliminar, siendo necesario efectuar un plan más exhaustivo tanto técnicamente como económicamente para implantarlo en la industria real.

Como mejoras futuras destacan las siguientes:

- En la simulación del tanque flash de separación de la corriente de hidrógeno, se podría plantear un diseño mejorado de la caja fría, para aprovechar mejor las corrientes del proceso (libres de hidrógeno) y poder llegar así a una temperatura óptima de separación.
- Mejorar el sistema de reacción (con etapas de calentamiento intermedias) con el fin de aumentar más si cabe la conversión de propano, ya que los niveles de conversión obtenidos son algo inferiores a los recogidos en bibliografía.
- Una mejora significativa del proceso estaría encaminada a disminuir los requerimientos energéticos. Para ello, sería interesante estudiar la deshidrogenación oxidativa (proceso ODE) (Zhang y cols., 2018). La coalimentación de O<sub>2</sub>, permite alcanzar mayores conversiones (> 50%) a menor temperatura (300-400 °C). También sería interesante la utilización de CO<sub>2</sub> como comburente alternativo al O<sub>2</sub> (Nowicka y cols., 2018), con objeto de contribuir a la valorización de CO<sub>2</sub> y no contribuir a mayores emisiones del mismo.
- Explorar la posibilidad de prorrogar la vida útil de los equipos, ya que un buen mantenimiento y cuidado de los equipos alargaría la vida de los mismos, por lo que se obtendría un mayor beneficio económico.
- De manera complementaria, sería interesante realizar un estudio del impacto medioambiental del proceso, para analizar las emisiones de CO<sub>2</sub> derivadas del gran consumo energético del proceso, si bien con la integración energética se han reducido los requerimientos energéticos en un 50-60%.
- También sería interesante elaborar planes de calidad y seguridad, con el fin de asegurar que se cumplen con todas las normativas ambientales, de calidad y de seguridad.

## 9. NOMENCLATURA

|                  |   |
|------------------|---|
| F                | Caudal másico (kg/h)  |
| A                | Área (m <sup>2</sup> )                                      |
| A                | Amortización (€)  |
| C                | Coste anual (€/año)   |
| C <sup>o</sup> p | Coste del equipo en condiciones base (€)                    |
| C <sub>p</sub>   | Calor específico (kJ/kgK)                                   |
| F                | Factor de corrección  |
| f <sub>i</sub>   | Factor del módulo   |
| F <sub>p</sub>   | Factor de presión   |
| I                | Inversión (€)   |
| i                | Tasa de interés   |
| L                | Coste del terreno (€)                                       |
| m                | Caudal molar (kmol/h)                                       |
| P <sub>B</sub>   | Presión en cola (Pa)  |
| P <sub>c</sub>   | Presión del punto crítico (Pa)                              |
| P <sub>c</sub>   | Capital circulante (€)                                      |
| P <sub>D</sub>   | Presión en cabeza (Pa)                                      |
| P <sub>v</sub>   | Presión de vapor (Pa)                                       |
| Q                | Energía transferida (W)                                     |
| Q                | Capacidad (ton/año)   |
| R                | Constante de los gases (kPaL/kmolK)                         |
| S                | Valor residual de la planta (€)                             |
| T                | Impuestos   |
| T <sub>bp</sub>  | Temperatura del punto de burbuja (K)                        |
| T <sub>c</sub>   | Temperatura del punto crítico (K)                           |
| U                | Coefficiente de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> K) |
| v                | Velocidad (m/s)   |
| V                | Ventas (€)  |
| V <sub>c</sub>   | Volumen del punto crítico (m <sup>3</sup> )                 |
| z <sub>1</sub>   | Compresibilidad   |

### 9.1. Acrónimos

|                     |   |
|---------------------|---|
| CBM                 | Coste del módulo desnudo                      |
| CE                  | Coste de equipo                               |
| CGR                 | Coste de planta nueva                         |
| COL                 | Coste del personal                            |
| COM                 | Costes de fabricación                         |
| COMd                | Costes de fabricación exentos de amortización |
| CRM                 | Costes de la materia prima                    |
| CTM                 | Coste total del módulo                        |
| CUT                 | Coste de servicios auxiliares                 |
| CWT                 | Coste de gestión de residuos                  |
| DMC                 | Costes directos                               |
| FBM                 | Factor del módulo                             |
| FM                  | Factor del material                           |
| FMC                 | Costes fijos                                  |
| K1, K2, K3, B1, B2  | Constantes del equipo                         |
| VAN                 | Valor neto acumulado                          |
| $\Delta H^{\circ}f$ | Entalpia de fusión                            |
| $\Delta TML$        | Diferencia de temperatura logarítmica         |

### 9.2. Letras griegas

|           |  |
|-----------|--|
| $\alpha$  | Factor de separación                     |
| $\lambda$ | Calor latente (kJ/kg)                    |
| $\rho_G$  | Densidad de gas (kg/m <sup>3</sup> )     |
| $\rho_L$  | Densidad de líquido (kg/m <sup>3</sup> ) |

## 10. BIBLIOGRAFÍA

Agarwal, A., Sengupta, D., El-Halwagi, M., 2018. Sustainable Process Design Approach for On-Purpose Propylene Production and Intensification. *ACS Sust. Chem. Eng.*, 6, 2407–2421.

Al-Douri, A.; Sengupta, D., El-Halwagi, M., 2017. Shale gas monetization – A review of downstream processing to chemicals and fuels. *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, 45 (Supplement C), 436–455.

Amghizar, I., Vandewalle, L. A., Van Geem, K. M., Marin, G. B., 2017. New Trends in Olefin Production. *Eng.*, 3, 171-178.

Arora, V. K., 2014. Propylene via CATOFIN Propane Dehydrogenation Technology, Uop Oleflex Process for Light Olefin Production. Recuperado de: <https://www.uop.com/?document=uop-olefin-production-solutions-brochure&download=1> (Consultado: 17 de Febrero de 2020)

Aspen Plus. 1999., Physical Property Methods and Models. Recuperado de: <https://sites.chemengr.ucsb.edu/~ceweb/courses/che184b/aspenplus/PhysPropMeth&Models.pdf> (Consultado: 17 de Febrero de 2020)

Blay, V., Epelde, E., Miravalles, R., Perea, L. A., 2018. Converting olefins to propene: Ethene to propene and olefin cracking. *Catalysis Reviews - Science and Engineering*, 60, 278–335.

Bruijninckx, P. C., Weckhuysen, B. M., 2013. Shale gas revolution: an opportunity for the production of biobased chemicals?, *Angew Chem. Int. Ed Engl.* 52, 11980 – 11987.

Castro, M. M., Mendoza, A. A., 2017. Estado del arte del proceso de deshidrogenación del propano para la producción de propileno. Trabajo Fin de Grado, Universidad de San Buenaventura.

Chow, S. 1995., *Petroquímica y sociedad*. 2. edición. Fondo de Cultura Económica, Ciudad de Mexico.

Degnan, T., 2018. Fluidized bed propane dehydrogenation technologies challenge established fixed and moving bed processes. *Focus on Catalysts*, 2018, 1–2.

Farsi, M., 2015. Dynamic modelling, simulation and control of isobutane dehydrogenation in a commercial Oleflex process considering catalyst deactivation, *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 57, 18-25.

Guthrie, K.M., 1969, Capital Cost Estimating. *Chem. Eng. J.*, 76, 114.

Hu, Z. P., Yang, D., Wang, Z., & Yuan, Z. Y., 2019. State-of-the-art catalysts for direct dehydrogenation of propane to propylene. *Chinese Journal of Catalysis*, 40, 1233–1254.

IHS Markit, 2019. Propylene. Recuperado de: <https://ihsmarkit.com/products/propylene-chemical-economics-handbook.html> (Consultado el 17 de Febrero de 2020)

Intratec, 2013. Technology Economics: Propylene via Propane Dehydrogenation, Part 3. CreateSpace Independent Publishing Platform, Miami.

Kotelnikov, G., Komarov, S., Bespalov, V., Sanfilippo, D., 2009. Application of FBD processes for C3-C4 olefins production from light paraffins, *Studies in Surface Science and Catalysis*, 147, 67-72.

Mackenzie, W., 2014., Global propylene long-term Outlook. Recuperado de: <https://www.woodmac.com> (Consultado el 17 de Febrero de 2020)

Nawaz, Z., 2015. Light alkane dehydrogenation to light olefin technologies: A comprehensive review. *Chem. Eng.*, 31.

Nowicka, E., Reece, C., Althahban, S. M.; Mohammed, K. M. H., Kondrat, S. A., Morgan, D.J., He, Q., Willock, D. J., Golunski, S., Kiely, C. J., Hutchings, G. J., 2018. Elucidating the role of CO<sub>2</sub> in the soft oxidative dehydrogenation of propane over ceria-based catalysts. *ACS Catal.*, 8, 3454-3468.

Plotkin, J.S., 2016. The Propylene Quandary, American Chemical Society. Recuperado de: <https://www.acs.org/content/acs/en/pressroom/cutting-edge-chemistry/the-propylene-quandary.html> (Consultado el 17 de Febrero de 2020)

Saez, A., 2019. Diseño preliminar de una instalación de metanol a olefinas (MTO) con intensificación de propileno. Trabajo Fin de Grado, Universidad del País Vasco.

Sattler, J. J. H. B., Ruiz-Martinez, J., Santillan-Jimenez, E., Weckhuysen, B. M., 2014. Catalytic dehydrogenation of light alkanes on metals and metal oxides. *Chemical Reviews*, 114, 10613–10653.

Seader, J. D., Henley, E. J., Roper, D. K., 2011. *Separation Processes Principles*. 3. edición. John Wiley & Sons, N.Y.

Sheintuch, M., Liron, O., Ricca, A., Palma, V. (2016). Propane dehydrogenation kinetics on supported Pt catalyst. *Applied Catalysis A: General*, 516, 17–29

Seider, W.D., Seader, J.D., Lewin, D.R., Widagdo, S., 2010. *Product & Process design principles: Synthesis, analysis and evaluation*, 3. edición. John Wiley & Sons, N.Y.

Sena, J., 2016. Ingeniería básica de una planta de deshidrogenación de propano para la producción de propileno. Trabajo Fin de Grado, Universidad de Sevilla.

Turton, R., Bailie, R.C., Whiting, W.B., Shaeiwitz, J.A. 2009. "Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes". Prentice Hall PTR, New Jersey.

Vora, B. V., 2012. Development of Dehydrogenation Catalysts and Processes. *Top. In Cat.*, 55, 1297–1308.

Willey, J., 2012. *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology- Propylene*.

Yang, M., You, F., 2017. Comparative Techno-Economic and Environmental Analysis of Ethylene and Propylene Manufacturing from Wet Shale Gas and Naphtha. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 56, 4038–4051.

Zhang, Z., Ding, J., Chai, R., Zhao, G., Liu, Y., Lu, Y., 2018. Oxidative dehydrogenation of ethane to ethylene: A promising CeO<sub>2</sub>-ZrO<sub>2</sub>-modified NiO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/Ni-foam catalyst. *Appl. Catal. A: Gen.*, 550, 151-159.

Zimmermann, H., 2013. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Propene.

Zimmermann, H., Bölt, H., 2005. Linde/BASF Propane Dehydrogenation Process, *DGMK*, 1, 35-42.

## 11.ANEXOS

### ANEXO A: FICHA DE SEGURIDAD DEL PROPANO

#### Fichas Internacionales de Seguridad Química

|   |              |   |
|---|--------------|---|
| <b>PROPANO</b><br>(licuado) (botella a presión) |              | <b>ICSC: 0319</b><br>Noviembre 2003   |
| n-Propano                                       |              |   |
| CAS:  | 74-98-6      | C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> / CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> CH <sub>3</sub> |
| RTECS:  | TX2275000    | Masa molecular: 44,1  |
| NU:   | 1978         |   |
| CE Índice Anexo I:                              | 601-003-00-5 |   |
| CE / EINECS:                                    | 200-827-9    |   |

| TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN | PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS           | PREVENCIÓN   | PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS   |
|------------------------------|--------------------------------------|--|--|
| <b>INCENDIO</b>              | Extremadamente inflamable.           | Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.   | Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con polvo, dióxido de carbono. |
| <b>EXPLOSIÓN</b>             | Las mezclas gas/aire son explosivas. | Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Evitar la generación de cargas electrostáticas (p. ej., mediante conexión a tierra) si aparece en estado líquido. Utilícense herramientas manuales no generadoras de chispas. | En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.  |

| EXPOSICIÓN |  |  |  |
|------------|--|--|--|
| Inhalación | Somnolencia. Pérdida del conocimiento. | Usar sistema cerrado o ventilación.              | Aire limpio, reposo. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica.   |
| Piel       | EN CONTACTO CON LÍQUIDO: CONGELACIÓN.  | Guantes aislantes del frío. Traje de protección. | EN CASO DE CONGELACIÓN: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica.   |
| Ojos       | EN CONTACTO CON LÍQUIDO: CONGELACIÓN.  | Utilizar pantalla facial.                        | Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica. |
| Ingestión  |  |  |  |

| DERRAMES Y FUGAS  | ENVASADO Y ETIQUETADO  |
|---|--|
| ¡Evacuar la zona de peligro! ¡Consultar a un experto!<br>Protección personal: equipo autónomo de respiración. Ventilar. Eliminar toda fuente de ignición. NO verter NUNCA chorros de agua sobre el líquido. | <b>Clasificación UE</b><br>Símbolo: F+; R: 12; S: (2)-9-16<br><b>Clasificación NU</b><br>Clasificación de Peligros NU: 2.1 |
| RESPUESTA DE EMERGENCIA   | ALMACENAMIENTO   |
| Ficha de Emergencia de Transporte: TEC (R)-20S1011.<br>Código NFPA: H1; F4; R0.   | A prueba de incendio. Fresco.  |

IPCS  
International  
Programme on  
Chemical Safety



Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © CE, IPCS, 2005

VEASE INFORMACION IMPORTANTE AL DORSO

## Fichas Internacionales de Seguridad Química

|   |                   |
|---|-------------------|
| <b>PROPANO</b><br>(licuado) (botella a presión) | <b>ICSC: 0319</b> |
|---|-------------------|

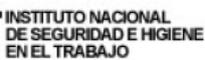
| <b>DATOS IMPORTANTES</b>  |   |
|---|---|
| <p><b>ESTADO FÍSICO; ASPECTO:</b><br/>GAS INODORO INCOLORO COMPRIMIDO LICUADO.</p> <p><b>PELIGROS FÍSICOS:</b><br/>El gas es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante. El gas es más denso que el aire y puede acumularse en las zonas más bajas produciendo una deficiencia de oxígeno. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.</p> <p><b>PELIGROS QUÍMICOS:</b></p> <p><b>LÍMITES DE EXPOSICIÓN:</b><br/>MAK: 1000 ppm, 1800 mg/m<sup>3</sup>; Categoría de limitación de pico: II(4); Riesgo para el embarazo: grupo D; (DFG 2006).</p> | <p><b>VIAS DE EXPOSICIÓN:</b><br/>La sustancia se puede absorber por inhalación.</p> <p><b>RIESGO DE INHALACIÓN:</b><br/>Al producirse pérdidas en zonas confinadas, esta sustancia puede originar asfixia por disminución del contenido de oxígeno en el aire.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN:</b><br/>La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La sustancia puede afectar al sistema nervioso central.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICIÓN PROLONGADA O REPETIDA:</b></p> |
| <b>PROPIEDADES FÍSICAS</b>  |   |
| <p>Punto de ebullición: -42°C<br/>Punto de fusión: -189.7°C<br/>Densidad relativa (agua = 1): 0.5<br/>Solubilidad en agua, g/100ml a 20°C: 0.007<br/>Presión de vapor, kPa a 20°C: 840</p>  | <p>Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.6<br/>Punto de inflamación: -104°C<br/>Temperatura de autoignición: 450°C<br/>Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 2.1-9.5<br/>Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 2.36</p>  |
| <b>DATOS AMBIENTALES</b>  |   |
| <b>NOTAS</b>  |   |
| <p>Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona.<br/>Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape.<br/>Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte.</p>  |   |
| <b>INFORMACIÓN ADICIONAL</b>  |   |
| <p>Límites de exposición profesional (INSHT 2011):<br/><br/>VLA-ED: 1000 ppm</p>  |   |
| <b>Nota legal</b>   | Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.   |
| © IPCS, CE 2005   |   |

## ANEXO B: FICHA DE SEGURIDAD DEL PROPILENO

## Fichas Internacionales de Seguridad Química

PROPILENO

ICSC: 0559

|   |   |   |   |   |  |   |   |
|---|---|---|---|---|--|---|---|
|                    |  |  |  |  | <b>MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES ESPAÑA</b> |  |  |
| Metiletileno<br>Propeno<br>Metiletano<br>(botella)<br>$C_3H_6 / CH_2CHCH_3$<br>Masa molecular: 42.1 |   |   |   |   |  |   |   |
| Nº CAS 115-07-1<br>Nº RTECS UC6740000<br>Nº ICSC 0559<br>Nº NU 1077<br>Nº CE 601-011-00-9           |   |   |   |   |  |   |  |

| TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION | PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS               | PREVENCION  | PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS  |
|------------------------------|---|---|--|
| <b>INCENDIO</b>              | Extremadamente inflamable.              | Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.  | Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con polvo, dióxido de carbono. |
| <b>EXPLOSION</b>             | Las mezclas gas/aire son explosivas.    | Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Evitar la generación de cargas electrostáticas (por ejemplo, mediante conexión a tierra) si aparece en estado líquido. | En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua pero NO en contacto directo con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.                                   |
| <b>EXPOSICION</b>            |   |   |  |
| • <b>INHALACION</b>          | Somnolencia. Sofocación (Véanse Notas). | Ventilación.  | Aire limpio, reposo. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica.   |
| • <b>PIEL</b>                | EN CONTACTO CON LÍQUIDO: CONGELACION.   | Guantes aislantes del frío.   | EN CASO DE CONGELACION: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica.   |
| • <b>OJOS</b>                | Véase Piel.                             | Gafas ajustadas de seguridad, o pantalla facial.  | Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.                             |
| • <b>INGESTION</b>           |   | No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.  |  |

| DERRAMES Y FUGAS   | ALMACENAMIENTO                                  | ENVASADO Y ETIQUETADO   |
|--|---|---|
| Evacuar la zona de peligro. Consultar a un experto. Ventilar. Eliminar todas las fuentes de ignición. NO verter NUNCA chorros de agua sobre el líquido. (Protección personal adicional: traje de protección completo incluyendo equipo autónomo de respiración). | A prueba de incendio. Mantener en lugar fresco. | NU (transporte):<br>Clasificación de Peligros NU: 2.1<br>CE:<br>símbolo F+<br>R: 12<br>S: 2-9-16-33 |
| <b>VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE</b>   |   |   |
| ICSC: 0559 <span style="float: right;">Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © CE, IPCS, 2003</span>   |   |   |

**PROPILENO**

ICSC: 0559

|   |   |   |
|---|---|---|
| <b>D<br/>A<br/>T<br/>O<br/>S<br/>I<br/>M<br/>P<br/>O<br/>R<br/>T<br/>A<br/>N<br/>T<br/>E<br/>S</b>  | <b>ESTADO FISICO; ASPECTO</b><br>Gas licuado comprimido incoloro.   | <b>VIAS DE EXPOSICION</b><br>La sustancia se puede absorber por inhalación.   |
|   | <b>PELIGROS FISICOS</b><br>El gas es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante. y puede acumularse en las zonas más bajas produciendo una deficiencia de oxígeno. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas. | <b>RIESGO DE INHALACION</b><br>Al producirse pérdidas en zonas confinadas este gas puede originar asfixia por disminución del contenido de oxígeno del aire.  |
|   | <b>PELIGROS QUIMICOS</b><br>Reacciona violentamente con oxidantes originando peligro de incendio y explosión.   | <b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION</b><br>La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La sustancia puede causar efectos en el sistema nervioso central. La exposición podría causar disminución de la consciencia. Véanse Notas. |
|   | <b>LIMITES DE EXPOSICION</b><br>TLV: A4 (ACGIH 2003)<br>MAK no establecido.   |   |
| <b>PROPIEDADES FISICAS</b>  | Punto de ebullición: -48°C<br>Punto de fusión: -185°C<br>Densidad relativa (agua = 1): 0.5<br>Solubilidad en agua: escasa<br>Presión de vapor, kPa a 25°C: 1158   | Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.5<br>Punto de inflamación: gas inflamable<br>Temperatura de autoignición: 460°C<br>Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 2.4-10.3<br>Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 1.77            |
| <b>DATOS AMBIENTALES</b>  |   |   |
| <b>NOTAS</b>  |   |   |
| Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape. |   |   |
| Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-137.<br>Código NFPA: H 1; F 4; R 1;   |   |   |

**INFORMACION ADICIONAL**

Los valores LEP pueden consultarse en línea en la siguiente dirección: <http://www.mtas.es/insh/practice/vlas.htm>

Última revisión IPCS: 1998  
Traducción al español y actualización de valores límite y etiquetado:  
2003  
FISQ: 6-161

**ICSC: 0559**

**PROPILENO**

© CE, IPCS, 2003

**NOTA LEGAL  
IMPORTANTE:**

Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.