

# Trabajo Fin de Grado

## Grado en Ingeniería Química

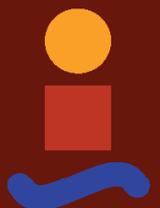
### Ingeniería básica de una planta de producción de p-xileno por metilación de tolueno

Autor: Ana Lara Quijano

Tutor: Manuel Campoy Naranjo

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

Sevilla, 2018





Trabajo Fin de Grado  
Ingeniería Química

# **Ingeniería básica de una planta de producción de p-xileno por metilación de tolueno**

Autor:  
Ana Lara Quijano

Tutor:  
Manuel Campoy Naranjo

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental  
Escuela Técnica Superior de Ingeniería  
Universidad de Sevilla  
Sevilla, 2018

*A mi familia.*

# Agradecimientos

---

Me gustaría dedicar este trabajo a toda mi familia, en especial a mis padres y abuelos, por su dedicación y apoyo durante estos cuatro años.

También quisiera mostrar mi agradecimiento a todas aquellas personas que he conocido durante este tiempo, y que desde que se cruzaron en mi camino se hicieron indispensables en mi vida.

Por último, agradecer a mis profesores, por todo lo que he aprendido gracias ellos, especialmente a Manuel Campoy Naranjo, por haberme ofrecido la posibilidad de realizar este trabajo, y por su ayuda a lo largo de estos meses.

# Resumen

---

En este trabajo se ha elaborado la ingeniería básica de una planta de producción de p-xileno con una capacidad de 95.000 toneladas anuales.

En primer lugar, se realiza una introducción en la que se exponen las distintas tecnologías de producción, además de un breve análisis de mercado que servirá de ayuda para fijar la producción de la planta a diseñar.

A continuación, se describe el método de producción elegido y se explica el proceso justificando las condiciones de operación de los diferentes equipos. Se realiza un diagrama de flujo de toda la instalación, y se resuelven los balances de materia y energía de toda la planta. Además, se diseñan algunos de los equipos que aparecen en el diagrama de flujo.

Por último, se desarrolla un apartado de mediciones y presupuestos, en el que se estima, mediante correlaciones, la inversión inicial requerida por la instalación.

# Abstract

---

This project develops the basic engineering of a p-xylene production plant with a capacity of 95.000 tons per year.

First at all, an introduction, where the different technologies of production are exposed, is done, as well as a brief analysis of the market, which will help to choose the production of the plant.

After that, the process of the selected manufactured method is described and explained justifying the operating conditions of the different equipments. A flow diagram of the plant is done, so it is needed to solve the energy and mass balances. In addition, some of the equipments which appears in the diagram are designed.

Finally, the measuring and the budget are developed. The initial investment cost is estimated through cost's correlations.

# Índice

---

<b>Agradecimientos</b>	<b>v</b>
<b>Resumen</b>	<b>vi</b>
<b>Abstract</b>	<b>vii</b>
<b>Índice de tablas</b>	<b>x</b>
<b>Índice de Figuras</b>	<b>xii</b>
<b>1 Introducción</b>	<b>11</b>
1.1. <i>Objetivos y alcance</i>	11
1.2. <i>El xileno y sus propiedades</i>	11
1.3. <i>Localización</i>	12
1.4. <i>Métodos de producción</i>	12
1.4.1. Xileno a partir de aceite ligero [5]	13
1.4.2. Xileno a partir de naftas [6]	15
1.4.3. MSTDP (Mobil Selective Toluene Disproportionation)	17
1.4.4. Proceso Tatoray	18
1.5. <i>Aplicaciones</i>	19
1.6. <i>Producción y Mercado</i>	20
1.6.1. Mercado de BTX	20
1.6.2. Mercado de p-xileno	20
1.6.3. Producción	22
1.7. <i>Cinética</i>	23
<b>2 Memoria descriptiva y justificativa</b>	<b>24</b>
2.1. <i>Preparación para la reacción</i>	24
2.1.1. <i>Reacción</i>	27
2.2. <i>Reactor</i>	27
2.2.1. Refrigerante	27
2.2.2. Catalizador	28
2.3. <i>Separación</i>	29
<b>3 Memoria de cálculo</b>	<b>36</b>
3.1. <i>Equipos de intercambio de energía mecánica</i>	36
3.1.1. Bombas	36
3.1.2. Compresor	38
3.2. <i>Equipos de intercambio de calor</i>	39
3.2.1. Intercambiadores de calor	39
3.2.2. Horno	42
3.3. <i>Tanques</i>	46
3.4. <i>Reactor</i>	47
3.4.1. Diseño del reactor	47
3.4.2. Análisis de sensibilidad	52
3.5. <i>Equipos de separación</i>	54
3.5.1. Flash	54
3.5.2. Decantador	56
3.5.3. Columnas de destilación	56
<b>4 Mediciones y presupuestos</b>	<b>58</b>
4.1. <i>Coste de equipos</i>	58
4.1.1. Correlaciones de costes	58

4.1.2.	Correlaciones de BOEHM	58
4.1.3.	Parámetros característicos y resultados	59
4.2.	<i>Coste total planta</i>	62
<b>5.</b>	<b>Hojas de especificaciones</b>	<b>63</b>
<b>6.</b>	<b>Resumen y conclusiones</b>	<b>85</b>
<b>7.</b>	<b>Anexos</b>	<b>86</b>
7.1.	<i>Anexo I. Intercambiadores carcasa y tubo.</i>	86
7.2.	<i>Anexo II. Catálogos de bombas</i>	88
7.3.	<i>Anexo III. Diagrama de flujo del proceso completo, PFD.</i>	91
7.4.	<i>Anexo IV. Balances de materia y energía</i>	92
<b>8</b>	<b>Bibliografía</b>	<b>97</b>

# ÍNDICE DE TABLAS

---

Tabla 1.1. Propiedades del los isómeros del xileno [1]	11
Tabla 1.2. Composición del aceite ligero de hornos de coque [5]	14
Tabla 1.3. Composición del aceite ligero de gas de agua carburado [5]	14
Tabla 1.4. Productos obtenidos en función de la alimentación [2]	18
Tabla 1.5. Factor de frecuencia y energía de activación de las reacciones [19]	23
Tabla 2.1. Condiciones alimentación de tolueno y metanol	25
Tabla 2.2. Temperaturas de operación E-101 A/B/C/D y H-101	26
Tabla 2.3. Características del catalizador de zeolita ZSM-5 modificado con magnesio [3, 20].	27
Tabla 2.5. Condiciones de operación de la torre T-101 [19].	32
Tabla 2.6. Condiciones de operación de la torre T-102 [19].	32
Tabla 2.7. Condiciones de operación de la torre T-103 [3].	33
Tabla 2.8. Condiciones de operación de las torres T-104 y T-105 [19].	35
Tabla 3.1. Modelo seleccionado para cada bomba	37
Tabla 3.2. Resultados del diseño de los intercambiadores carcasa y tubo	42
Tabla 3.3. Composición del gas natural [30].	42
Tabla 3.4. Punto de inflamabilidad de tolueno, p-xileno y metanol [32, 33, 34].	47
Tabla 3.5. Capacidad tanques de almacenamiento	47
Tabla 3.6. Factores de efectividad global [19]	49
Tabla 3.7. Condiciones de operación reactor [3, 19, 20]	50
Tabla 3.8. Dimensiones del reactor.	50
Tabla 3.9. Conversión y selectividad en el reactor.	52
Tabla 3.10. Dimensiones del flash V-101	55
Tabla 3.11. Dimensiones del decantador V-102	56
Tabla 3.12. Dimensiones columnas de destilación	57
Tabla 4.1. Capacidad o tamaño de cada equipo [37].	59
Tabla 4.2. Parámetros característicos de cada equipo, $K_i$ [37].	59
Tabla 4.3. Parámetros característicos de cada equipo, $C_i$ [37].	59
Tabla 4.4. Factor de corrección por presión en vasijas [37].	60
Tabla 4.5. Correlación de coste empleada para cada equipo [37].	60
Tabla 4.6. Parámetros característicos de cada equipo, $B_i$ [37].	60
Tabla 4.7. Coste equipos	61
Tabla 4.8. Factores Método de Chilton [37].	62
Tabla 7.1. Balances de materia y energía corrientes 1-10	92
Tabla 7.2. Balances de materia y energía corrientes 11-20	93
Tabla 7.3. Balances de materia y energía corrientes 21-30	94

Tabla 7.4. Balances de materia y energía corrientes 31-40	95
Tabla 7.5. Balances de materia y energía corrientes 41-46	96

# ÍNDICE DE FIGURAS

---

Figura 1.1. Estructura molecular de los isómeros del xileno [2]	11
Figura 1.2. Polígono industrial de San Roque [4]	12
Figura 1.3. Proceso de extracción del aceite ligero [5]	13
Figura 1.4. Proceso de separación del aceite ligero [5]	14
Figura 1.5. Proceso de obtención de BTX a partir de nafta [6].	15
Figura 1.6. Proceso de sulfolane [6].	16
Figura 1.7. Unidad Parex-Sorbex	16
Figura 1.8. Unidad MSTDP-CX [6]	17
Figura 1.9. Reacción de desproporción de tolueno [2]	17
Figura 1.10. Reacción de transalquilación de tolueno [7]	18
Figura 1.11. Proceso Tatoray [8]	19
Figura 1.12. Producción de PET a partir de p-xileno [10]	20
Figura 1.13. Mercado mundial de p-xileno en el año 2014 [11]	21
Figura 1.14. Producción y capacidad de producción mundial de p-xileno 2005-2016 [13].	21
Figura 1.2. Demanda mundial de poliéster 2014-2020 [14]	22
Figura 1.3. Demanda mundial de PET 2010-2016 [15]	22
Figura 2.1. Diagrama de bloques	24
Figura 2.2. PFD: alimentación de tolueno y metanol	25
Figura 2.3. PFD: alimentación de hidrógeno.	25
Figura 2.4. PFD: zonas de preparación para la reacción y reacción.	27
Figura 2.6. PFD: zona de preparación para la separación.	30
Figura 2.7. PDF: tanque flash (V-101) y decantador (V-102).	31
Figura 2.8. PFD: columna de separación agua y metanol (T-101).	32
Figura 2.9. PFD: separación de hidrocarburos aromáticos (T-102 y T-103).	33
Figura 2.10. PFD purificación del p-xileno (T-104 y T-105).	34
Figura 3.1. Esquema proceso isentrópico y real [28].	38
Figura 3.2. Función objetivo (\$/año) frente a temperatura de entrada del aire en el horno (°C).	45
Figura 3.3. Dimensiones tanques	46
Figura 3.4. Evolución de la temperatura (°C) a lo largo del reactor.	50
Figura 3.5. Evolución de la pérdida de carga (Pa) a lo largo del reactor.	51
Figura 3.7. Caudal de p-xileno (kmol/h) a lo largo del reactor.	51
Figura 3.6. Caudal de m-xileno y o-xileno (kmol/h) a lo largo del reactor.	51
Figura 3.9. Evolución de la selectividad (%) a lo largo del reactor	52

Figura 3.8. Evolución de la conversión de tolueno (%) a lo largo del reactor.	52
Figura 3.11. Selectividad hacia p-xileno (%) frente a masa de catalizador (kg) en función de la temperatura de alimentación.	52
Figura 3.10. Conversión de tolueno (%) frente a masa de catalizador (kg) en función de la temperatura de alimentación.	52
Figura 3.8. Producción de p-xileno y benceno (kmol/h) frente a temperatura de alimentación (K).	53
Figura 3.13. Selectividad (%) frente a relación tolueno/metanol en la alimentación.	53
Figura 3.12. Conversión (%) frente a relación tolueno/metanol en la alimentación.	53
Figura 3.15. Conversión de tolueno (%) frente a masa de catalizador a lo largo del reactor (kg) en función de la ratio tolueno/inerte.	54
Figura 3.14. Selectividad hacia p-xileno (%) frente a masa de catalizador a lo largo del reactor (kg) en función de la ratio tolueno/inerte.	54
Figura 3.16. Esquema de las dimensiones de un separador flash [29].	55
Figura 7.1. Intercambiadores carcasa y tubo: características de los tubos [28]	86
Figura 7.2. Intercambiadores carcasa y tubo: diámetro de la carcasa y número de tubos en intercambiadores de placas tubulares fijas y de tubos en U [28].	87
Figura 7.3. Catálogo bombas. AGP bombas: serie SM.	88
Figura 7.4. Catálogo bombas. Saci pumps: Serie NKP-G.	88
Figura 7.5. Curvas características bomba HS 125-100-305.	89
Figura 7.6. Curvas características bomba HS 125-100-280.	90
Figura 7.7. Diagrama de flujo del proceso completo, PFD	91



# 1 INTRODUCCIÓN

## 1.1. Objetivos y alcance

El objetivo de este proyecto es la realización de la ingeniería básica de una planta industrial de producción de 95.000 toneladas anuales de p-xileno a partir de la metilación de tolueno.

El alcance del Proyecto comprende:

- La elaboración de un diagrama de flujo (PFD) que represente el proceso descrito, quedando fuera del alcance la realización del P&ID, y los conceptos relacionados con la instrumentación y el control de la planta.
- La resolución de los balances de materia y energía de las corrientes mencionadas en el PFD.
- El diseño de algunos de los equipos de la instalación. Quedando fuera del alcance el diseño de los equipos correspondientes a la separación de los productos.
- El análisis económico de la instalación.
- Las hojas de especificaciones de los equipos que forman parte del proceso.

## 1.2. El xileno y sus propiedades

El xileno o dimetilbenceno es un hidrocarburo formado por un anillo aromático y dos grupos metilo, su fórmula molecular es  $C_8H_{10}$ . Existen tres xilenos isómeros: o-xileno, m-xileno y p-xileno. Estos difieren en las posiciones de los dos grupos metilo en el anillo de benceno. La estructura molecular de cada uno de los isómeros se muestra en la Figura 1.1.

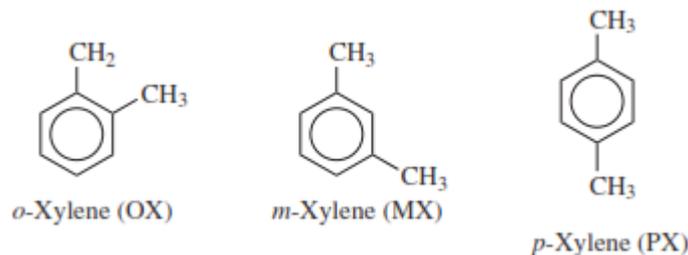


Figura 1.1. Estructura molecular de los isómeros del xileno [2]

Las propiedades físicas de estos tres isómeros son muy parecidas. Son líquidos y volátiles en condiciones atmosféricas; son incoloros, al igual que el agua; y su olor es parecido al del benceno. En la Tabla 1.1 se muestran algunas propiedades tanto físicas como termodinámicas de los tres isómeros [1].

Tabla 1.1. Propiedades de los isómeros del xileno [1]

Propiedad	o-xileno	m-xileno	p-xileno
Punto de fusión (°C)	-25,2	-47,9	13,3
Punto de ebullición (°C)	144,4	139,1	136,2
Densidad a 20 °C (kg/m <sup>3</sup> )	880,2	864,2	861,0
Punto de inflamación (°C)	34,4	30,6	30,0
Viscosidad a 20 °C (kg/m·s)	$8,09 \cdot 10^{-5}$	$6,17 \cdot 10^{-5}$	$6,44 \cdot 10^{-5}$

Una característica importante a destacar es la similitud en los puntos de ebullición de los tres compuestos. Esto es importante porque implica que llevar a cabo el proceso de separación del p-xileno es una tarea bastante complicada, ya que la separación por destilación requiere muchas etapas.

Lo más común en la práctica es recurrir a otras operaciones unitarias, como la adsorción o la cristalización, ya que los puntos de fusión de estos compuestos no son tan parecidos (Tabla 1.1).

### 1.3. Localización

Se ha decidido ubicar la planta en el polígono industrial de San Roque, provincia de Cádiz (Figura 1.2). Esta elección se debe, principalmente, a la facilidad de importación de la materia prima, ya que en este mismo polígono se encuentra la Refinería Gibraltar-San Roque de Cepsa (RGSR). De modo que la materia prima producida en la refinería puede llegar fácilmente a la planta de producción de p-xileno, ya sea por medio de tuberías o de camiones si fuera necesario.

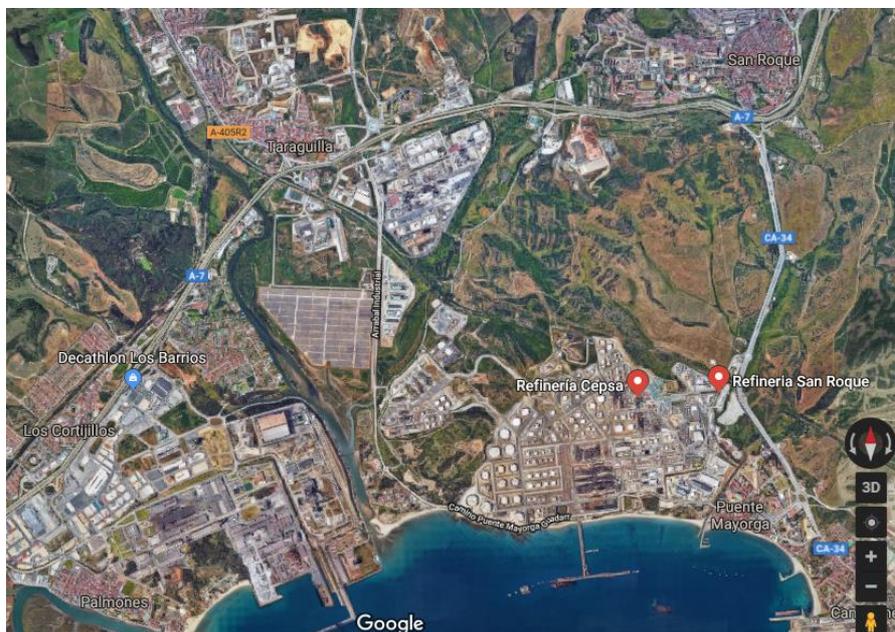


Figura 1.2. Polígono industrial de San Roque [4]

### 1.4. Métodos de producción

Existen varios métodos de producción de xileno, algunos consisten en la extracción del xileno de componentes en los que se encuentran, es decir, se llevan a cabo sólo por separación, sin necesidad de realizar transformaciones químicas. Las principales fuentes de xileno son el aceite ligero y la nafta del petróleo obtenida del destilado del reformado catalítico [1].

Por otro lado, hay otros métodos de producción de xileno que consisten en hacer reaccionar tolueno con otros compuestos orgánicos. Los procesos más empleados industrialmente son: el proceso Tatoray, la metilación de tolueno y el Mobil Selective Toluene Disproportionation (MSTDP) [2].

A continuación, se va a explicar de forma más detallada en que consisten cada uno de los procesos mencionados anteriormente.

### 1.4.1. Xileno a partir de aceite ligero [5]

El aceite ligero del gas de hornos de coque era la principal fuente de BTX en Estados Unidos durante los años 60. Sin embargo, es un proceso que actualmente casi no se lleva a cabo, debido que es más económico obtener los BTX a partir de la nafta de petróleo.

El aceite ligero se obtiene del gas de los hornos de coque lavando los gases con aceite pajizo (fracción de petróleo con puntos de ebullición entre 285 y 350°C). Este lavado se realiza en contracorriente, en dos o más columnas en serie, con el objetivo de alcanzar la máxima dilución del aceite ligero del gas de los hornos en el aceite pajizo.

El aceite pajizo con BTX que sale por la última torre se bombea y se calienta hasta llegar a una columna de destilación. Por la parte inferior de la columna se introduce vapor, que asciende realizando una destilación por arrastre que se lleva el aceite ligero con los aromáticos. Los vapores de aceite ligero se separan del agua, se condensan y se llevan a un tanque.

En la Figura 1.3 se muestra el proceso de extracción de aceite ligero descrito anteriormente

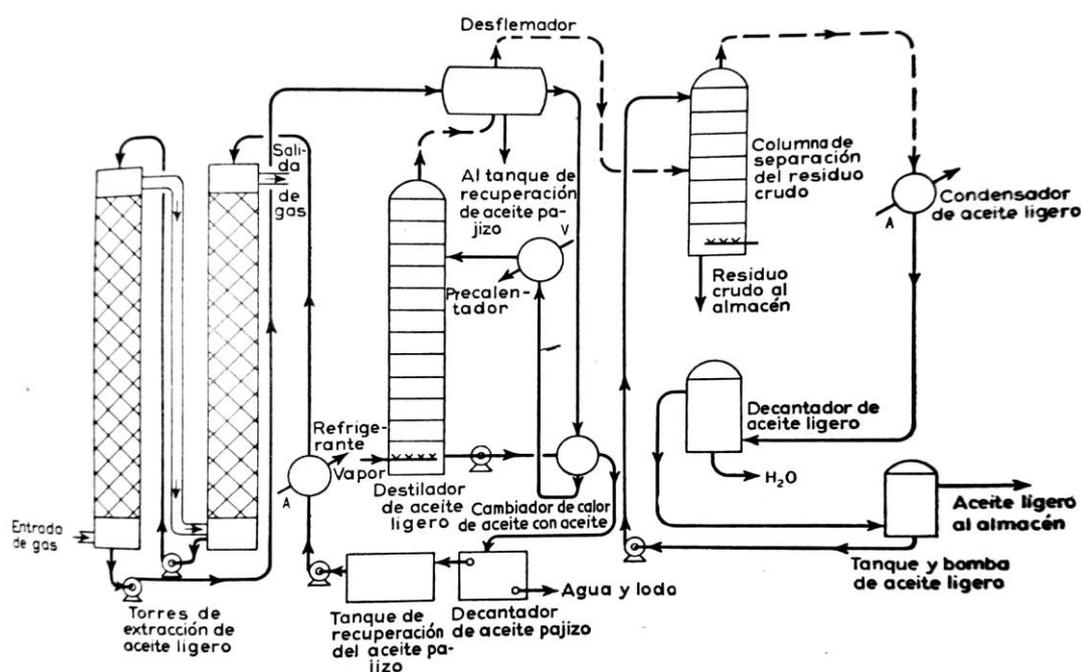


Figura 1.3. Proceso de extracción del aceite ligero [5]

Una vez se tiene el aceite ligero, es necesario realizar la separación de sus componentes (Figura 1.4). Esto se hace por destilación y con lavado con ácido sulfúrico.

El aceite ligero se separa en tres fracciones: cabeza, benceno crudo y benceno-tolueno-xileno. Esta última se lava con ácido y luego se vuelve a destilar para conseguir productos comerciales.

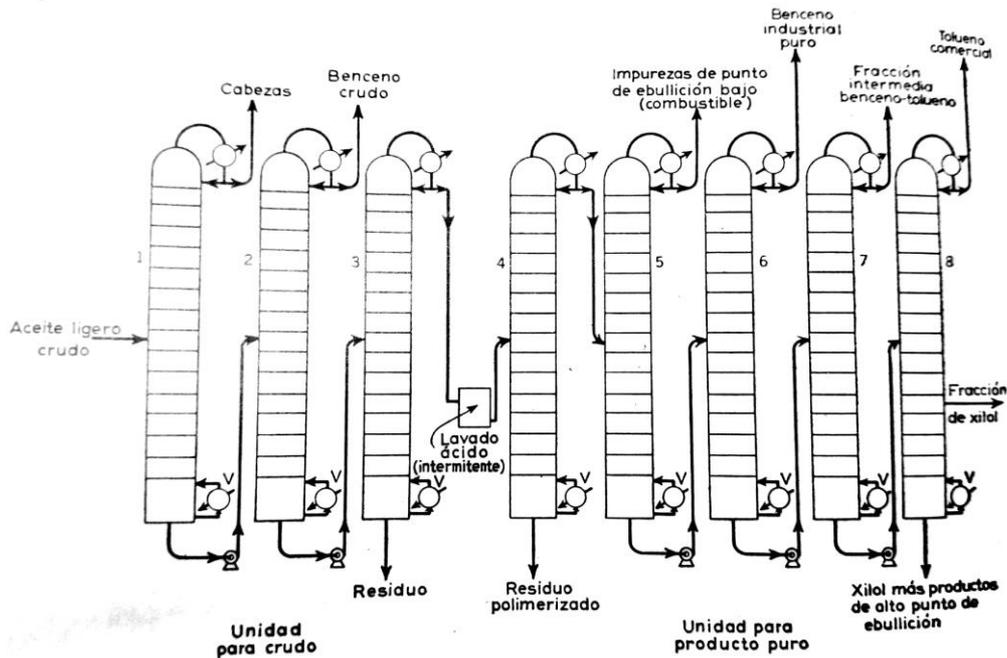


Figura 1.4. Proceso de separación del aceite ligero [5]

La composición del aceite ligero depende de la calidad de la hulla y de la temperatura de coquificación, cuando esta temperatura es elevada (es lo más común), el aceite ligero contiene poca o ninguna parafina, de lo contrario, el aceite podría contener hasta un 7% en volumen de parafinas.

Si se usa aceite ligero de hornos de coque, la composición típica es la mostrada en la Tabla 1.2:

Tabla 1.2. Composición del aceite ligero de hornos de coque [5]

Fracción	% Volumen
Productos de cabeza	3
Benceno	65
Tolueno	14
Xileno y cumeno	12
Compuestos pesados	6

El principal inconveniente de este proceso es que no tiene un rendimiento muy elevado, ya que se necesitan 80 kg de hulla para obtener un litro de aceite ligero. Además, el aceite es bastante pobre en xileno. El componente principal que se produce es el benceno y, aun así, el rendimiento obtenido es de 8,125 litros de benceno por tonelada de hulla.

Si, por el contrario, se usara aceite ligero de gas de agua carburado, la composición sería algo diferente (Tabla 1.3).

Tabla 1.3. Composición del aceite ligero de gas de agua carburado [5]

Fracción	% Volumen
Compuestos ligeros	1,5
Benceno	32
Tolueno	25
Xileno y cumeno	21
Compuestos pesados	20,5

### 1.4.2. Xileno a partir de naftas [6]

Es un método muy empleado actualmente en las refinerías. Las naftas obtenidas en la columna de destilación de crudo se desulfuran y se alimentan a la unidad de sulfolane, donde se separan los compuestos aromáticos de los no aromáticos. Posteriormente, tiene lugar la separación de los BTX.

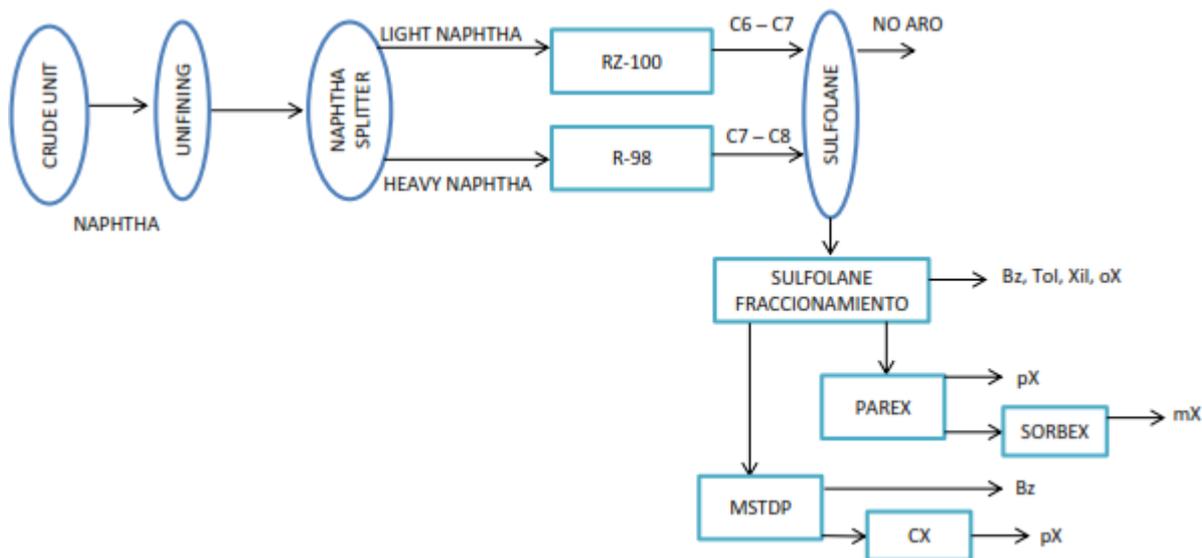


Figura 1.5. Proceso de obtención de BTX a partir de nafta [6].

La extracción de aromáticos es un proceso algo complejo, se lleva a cabo en la unidad de sulfolane (Figura 1.6), que recibe este nombre debido a que el sulfolane es disolvente que se utiliza en el extractor. En este equipo, el sulfolane capta los aromáticos y los no aromáticos más ligeros.

A continuación, se encuentran dos torres, en la primera (stripper) se eliminan los no aromáticos ligeros, que se vuelven a introducir en el extractor para evitar que los no aromáticos pesados pasen al stripper. En la segunda torre (recovery) se recupera el sulfone para volver a utilizarlo en el extractor.

Después, los aromáticos se tratan en una torre de arcilla para eliminar las olefinas mediante un lavado ácido. Estas reaccionan con la arcilla en fase líquida formando compuestos pesados que se eliminarán en el posterior fraccionamiento.

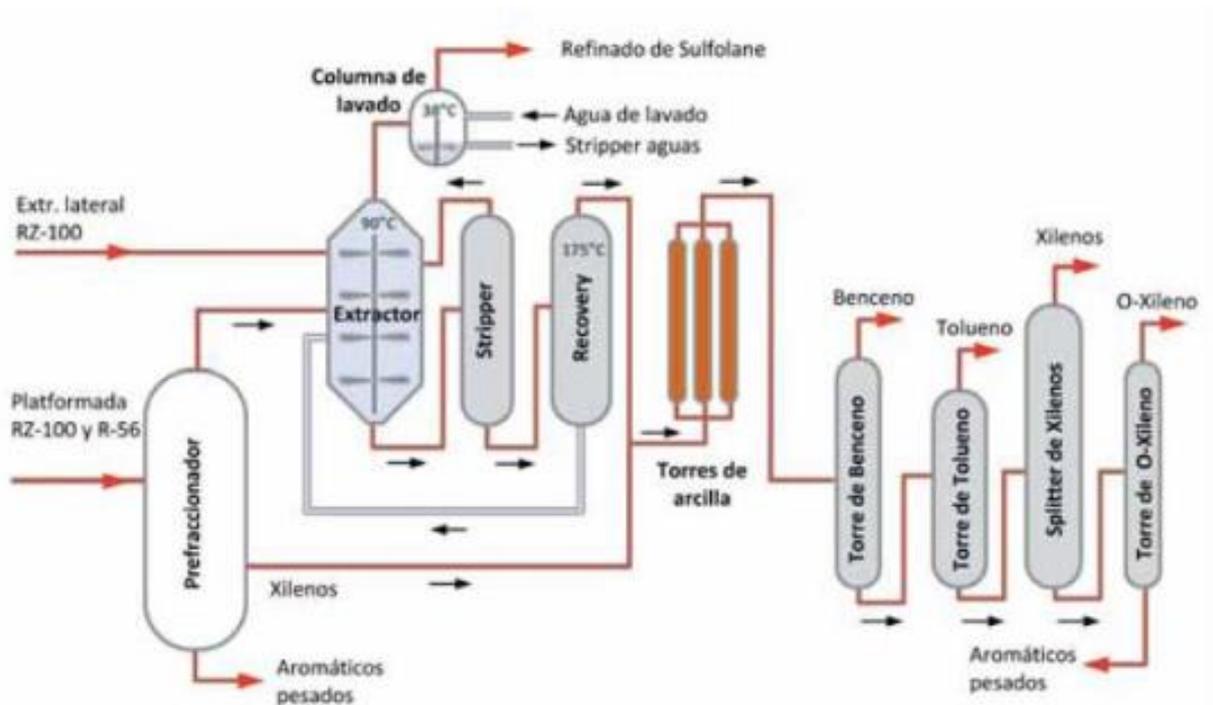


Figura 1.6. Proceso de sulfolane [6].

La parte más complicada del proceso es el fraccionamiento de los distintos isómeros del xileno, esto se debe a su similitud en los puntos de ebullición. La dificultad de separar los xilenos por destilación idea nuevos procesos para la obtención de p-xileno:

- Uso de adsorbentes (Parex y similares)
- Uso del punto de congelación (cristalización)
- Uso de catalizadores con porosidad molecular (STDP)

Debido a la elevada demanda actual de p-xileno, el proceso Parex-Sorbex (Figura 1.7) es el método más utilizado, ya que permite operar en continuo y logra conseguir una pureza superior al 99,5%. En estos procesos se emplea un lecho sólido basado en zeolitas. El adsorbente deja pasar únicamente el p-xileno, mientras que el desorbente es un compuesto capaz de lavar el lecho y extraer el p-xileno.

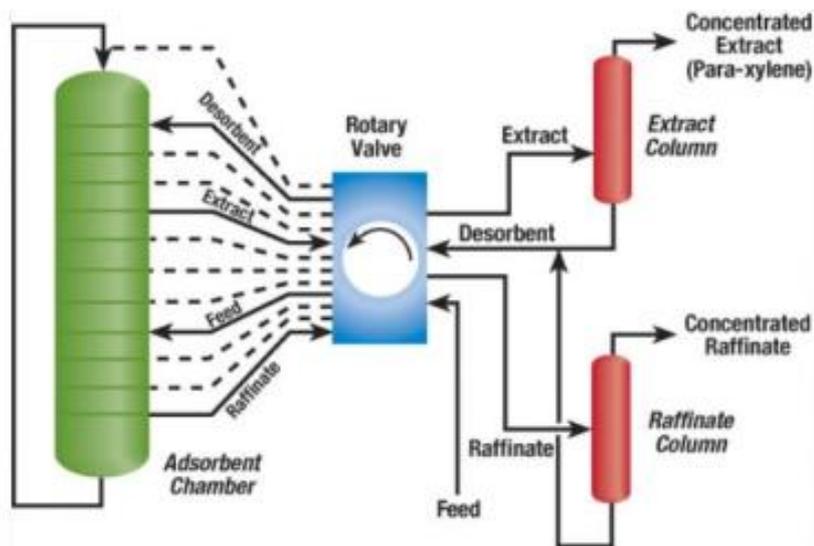


Figura 1.7. Unidad Parex-Sorbex

### 1.4.3. MSTDP (Mobil Selective Toluene Disproportionation)

En el proceso descrito anteriormente se obtiene el p-xileno por separación de una fracción de crudo, no tiene lugar ninguna reacción química. Pero si la producción de p-xileno no es lo suficientemente elevada como para cubrir la demanda es necesario llevar a cabo otros procesos, como por ejemplo la desproporción de tolueno.

La primera parte del proceso, correspondiente al tratamiento de la nafta y la extracción de aromáticos, sigue siendo la mostrada en la Figura 1.5. Una vez pasada la torre de fraccionamiento de sulfolane, se alimenta el tolueno a la unidad MSTDP-CX (Figura 1.8) [6].

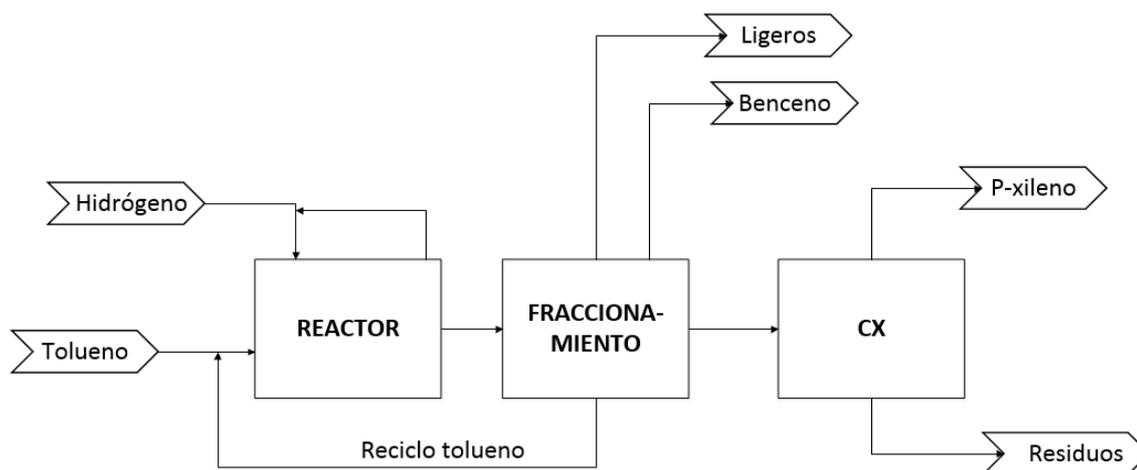


Figura 1.8. Unidad MSTDP-CX [6]

Este proceso tiene como objetivo convertir el tolueno (poco demandado en el mercado) en p-xileno y benceno (muy demandados). Para ello, se da la reacción mostrada en la Figura 1.9. En esta reacción se puede producir cualquiera de los tres isómeros del xileno. Por tanto, es necesario introducir un catalizador de zeolita ZSM-5 con estructura molecular de microporos, que provoca una mayor selectividad hacia el p-xileno.

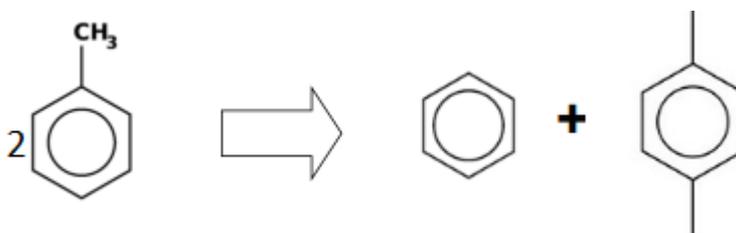


Figura 1.9. Reacción de desproporción de tolueno [2]

Posteriormente, se separan el p-xileno y el benceno por fraccionamiento. Con esto se obtiene una pureza de p-xileno del 80%, bastante inferior a la demandada en el mercado (99,5%). Para solucionar este problema es necesario instalar una planta de cristalización, en la que es posible conseguir la pureza requerida gracias a que los puntos de cristalización de los distintos isómeros son más dispares que los de ebullición [6].

Como se muestra en la Tabla 1.1, el p-xileno tiene un punto de congelación más alto que el resto de los isómeros. Por tanto, al enfriar una mezcla que contiene los tres isómeros cristaliza una fase sólida pura de p-xileno, esto ocurre a  $-4^{\circ}\text{C}$ . Si se continúa enfriando la mezcla hasta  $-68^{\circ}\text{C}$ , el m-xileno también comienza a cristalizar, a esto se le denomina punto eutéctico [2].

En la práctica comercial, la cristalización se lleva a cabo a una temperatura justo por encima del punto eutéctico, donde el p-xileno aún es soluble en el resto de aromáticos C8 de la solución líquida. Posteriormente, es necesario separar los cristales de p-xileno de esta solución, esto se realiza mediante operaciones de filtración o centrifugación. Una buena separación sólido-líquido es muy importante para obtener una elevada pureza [2].

Actualmente, existen numerosas tecnologías de cristalización, las más desarrolladas son los procesos: Chevron, Krupp, Amoco y ARCO [2].



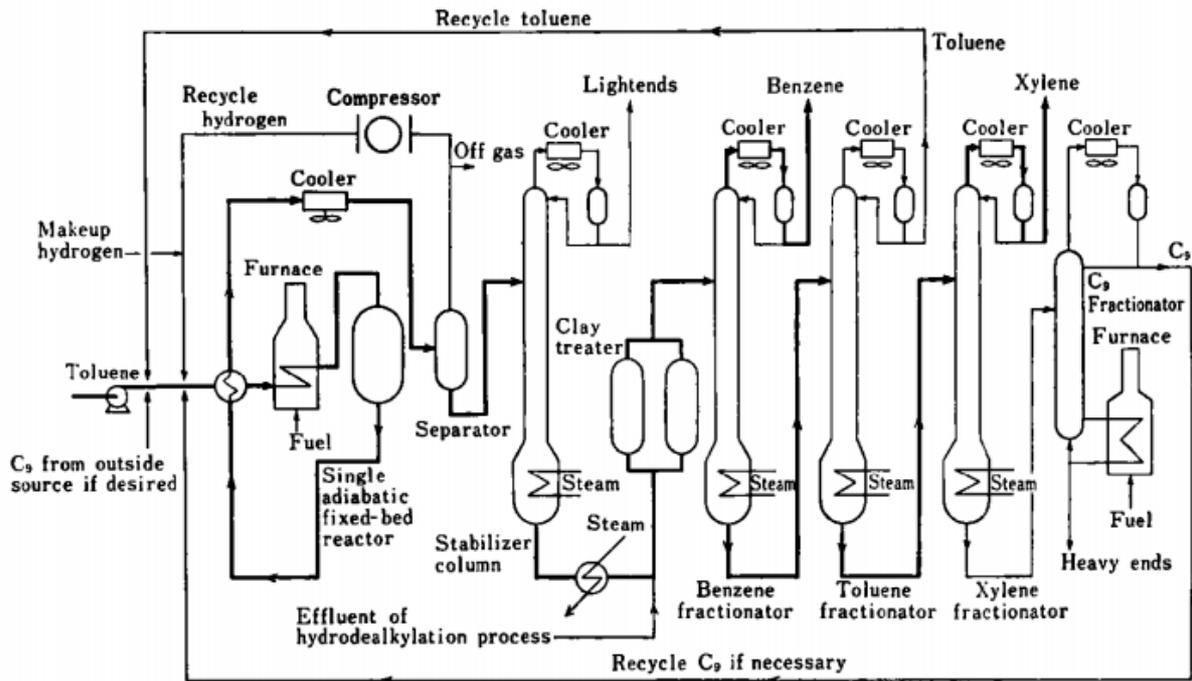


Figura 1.11. Proceso Tatoray [8]

## 1.5. Aplicaciones

La mayoría de las aplicaciones requiere la separación previa de cada uno de los isómeros. Estos se suelen emplear como productos intermedios en la industria petroquímica: textil, pinturas, plásticos, productos farmacéuticos, explosivos... [6]

El m-xileno se utiliza como materia prima para obtener ácido isoftálico (base de resinas poliésteres insaturadas) e isoftalonitrilo (fabricación de fungicidas) [1,9].

En cuanto al o-xileno, lo más común es oxidarlo catalíticamente para producir anhídrido ftálico, que se emplea en la fabricación de PVC, fenolftaleína, resinas alquídicas... [1,9]

Por último, el p-xileno se usa como materia prima para la producción tereftalato de dimetilo (DMT) [9] y ácido tereftálico (PTA), que a su vez se utilizan en la producción de plásticos industriales y poliésteres.

Concretamente, el ácido tereftálico se emplea como materia prima para obtener tereftalato de polietileno (PET), un material utilizado para la producción del plástico de las botellas [3,10]. Esta es, sin duda, la aplicación más importante del xileno, por eso la producción de p-xileno es bastante más interesante que la de sus otros isómeros.

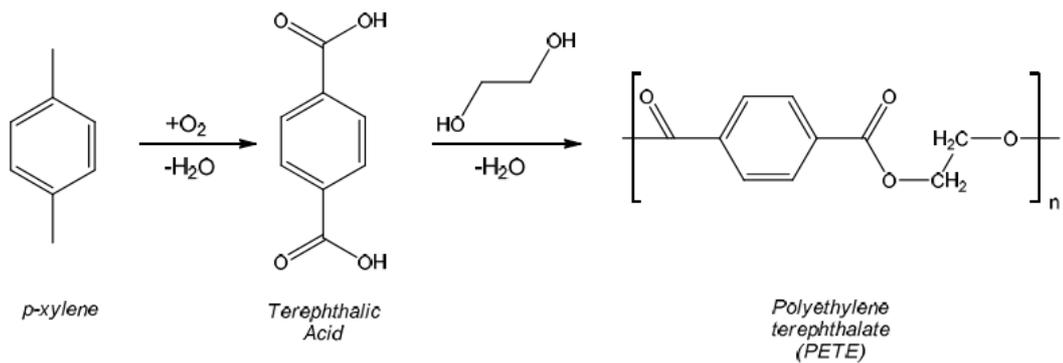


Figura 1.12. Producción de PET a partir de *p*-xileno [10]

## 1.6. Producción y Mercado

### 1.6.1. Mercado de BTX

Actualmente, el mercado global de BTX muestra que el tolueno se está produciendo en exceso. Esto hace que resulten muy interesantes procesos como la desproporción de tolueno para obtener benceno y *p*-xileno, o la metilación de tolueno para producir *p*-xileno. Ya que permiten equilibrar la balanza de oferta y demanda de aromáticos [10].

De los tres isómeros del xileno, el *p*-xileno es, con diferencia, el más demandado en la industria debido a la gran demanda en el mercado de PET y DMT [3,10]. Desafortunadamente, el *m*-xileno es el isómero menos demandado en la industria, pero también es el más favorecido termodinámicamente, es decir, el más producido por medio del reformado catalítico de las naftas [10].

De modo que resulta bastante acertado llevar a cabo un proceso catalítico con elevada selectividad hacia el *p*-xileno, ya que se aumentará la producción de *p*-xileno y disminuirá la de los otros dos isómeros. Además, también dará salida en el mercado al tolueno, cuya capacidad de producción excede la demanda en la industria.

### 1.6.2. Mercado de *p*-xileno

La producción mundial de *p*-xileno, en el año 2014, se estimó en 39,62 millones de toneladas, y el consumo en 39,4 millones de toneladas [11,13]. Estas cifras han ido aumentando en un 7% anual hasta la actualidad, y se prevee que esta tendencia continúe durante los próximos años, hasta alcanzar una producción de 66,93 mil millones de dólares para el año 2022 [12].

Tal y como se muestra en la Figura 1.13, los países asiáticos son los mayores consumidores de *p*-xileno, de modo que este crecimiento del mercado dependerá de ellos en gran medida, especialmente de China, que representa el 47% del consumo global [11].

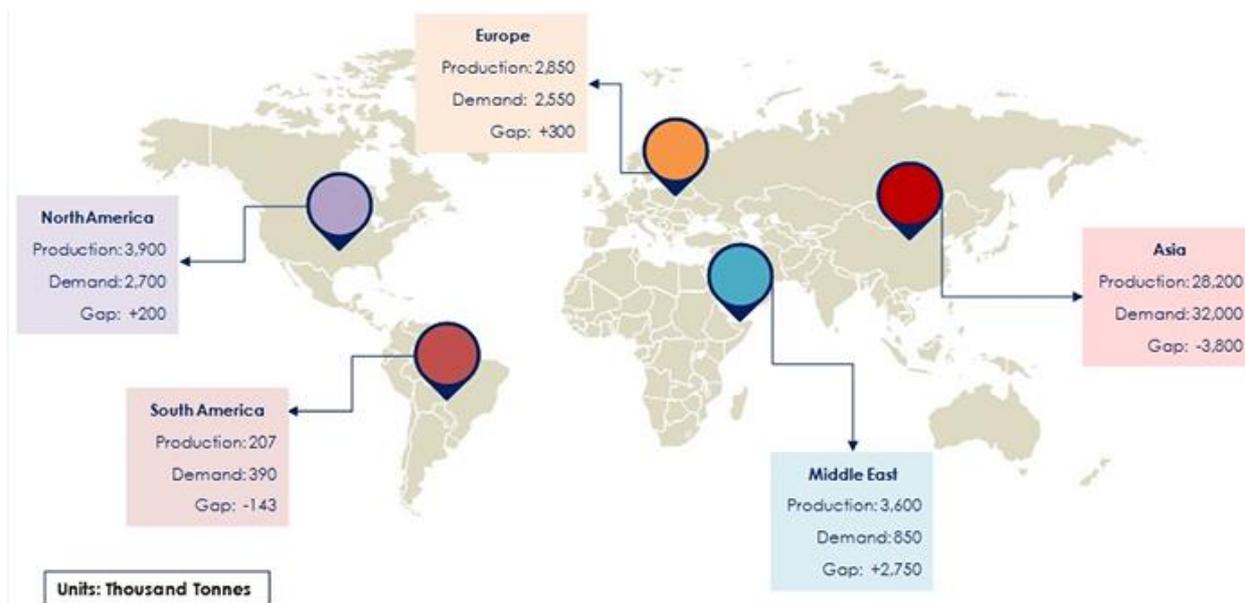


Figura 1.13. Mercado mundial de p-xileno en el año 2014 [11]

En la Figura 1.14 se muestra como el mercado mundial de p-xileno se encuentra en crecimiento, ya que el p-xileno producido en 2016 es prácticamente el doble que en 2005. Este crecimiento se debe al aumento en la demanda de poliésteres (Figura 1.15) y PET (Figura 1.16), ya que el DMT y el PTA se emplean en la fabricación de éstos.

Para los próximos años, se espera que las crecientes aplicaciones del p-xileno continúen impulsando el crecimiento del mercado. Se estima que los beneficios monetarios ofrecidos por los países asiáticos en desarrollo tendrán un crecimiento positivo en la industria [13].



Figura 1.14. Producción y capacidad de producción mundial de p-xileno 2005-2016 [13].

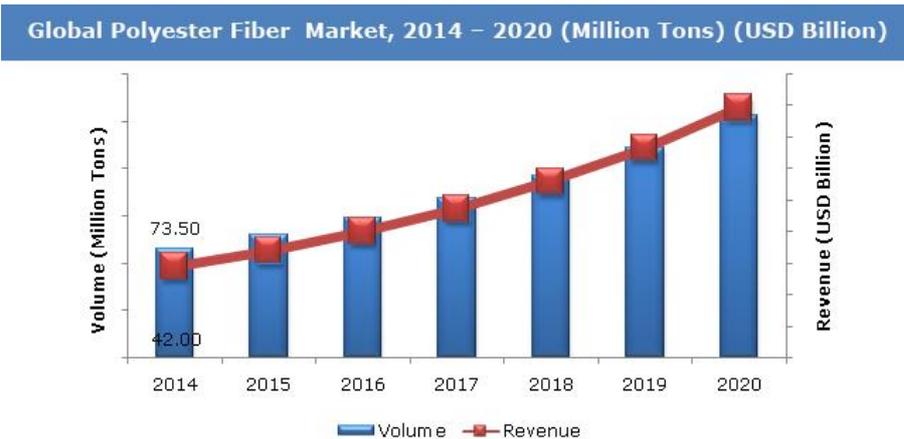


Figura 1.2. Demanda mundial de poliéster 2014-2020 [14]

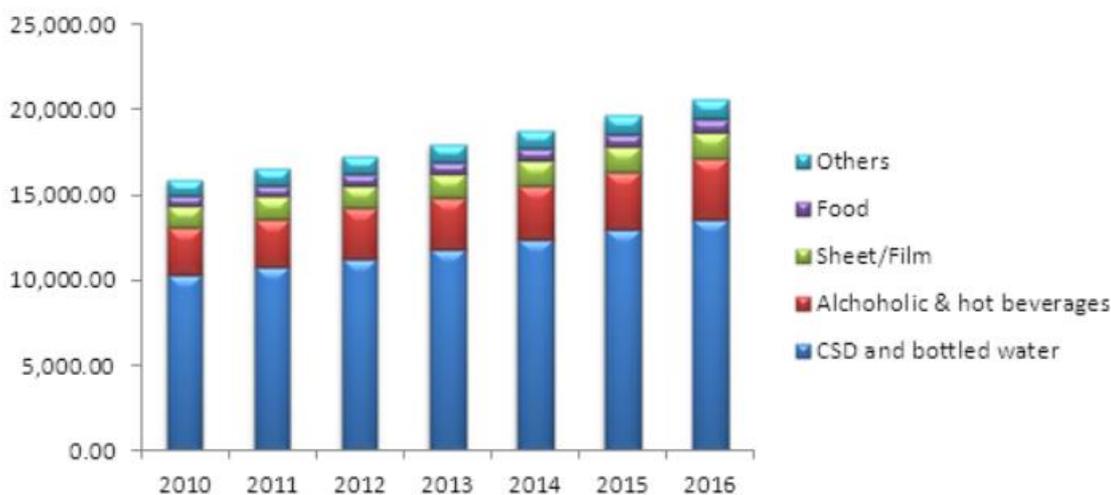


Figura 1.3. Demanda mundial de PET 2010-2016 [15]

En lo referido al mercado europeo, el p-xileno tuvo alrededor de un 3,4% del valor de la cuota de mercado en 2013, con previsión de alcanzar el 4,8% en 2018. El mercado europeo de p-xileno ha ido creciendo considerablemente durante los últimos años, con una tasa anual del 6,8% [16].

Alemania es el mayor consumidor de p-xileno en Europa, seguido por España e Italia. Alemania representó el 20,7% del consumo total en Europa y casi el 0,7% de la demanda mundial total en 2013 [16].

### 1.6.3. Producción

Una vez realizado este análisis de mercado, ya es posible estimar la producción de la planta. Para ello, se han tenido en cuenta dos factores.

El primero es que en Europa se consumen 2.550 mil toneladas al año de p-xileno, y que España forma parte de los mayores consumidores de Europa.

El segundo factor es la producción anual de plantas ya existentes, tanto fuera como dentro de España. La nueva planta de CEPSA que se va a construir cerca de la refinería la Rábida, ha fijado una producción de 95.000 toneladas al año [17]. Sin embargo, la planta de REPSOL ubicada en Tarragona tiene una producción menor (38.000 toneladas/año) [18]. Por otro lado, en América, existen plantas con una capacidad instalada de hasta 280.000 toneladas al año [13].

Considerando todos estos datos, se ha decidido establecer una producción similar a la de la planta de CEPSA de Huelva, 95.000 toneladas anuales de p-xileno, lo que supone casi un 4% del consumo europeo.

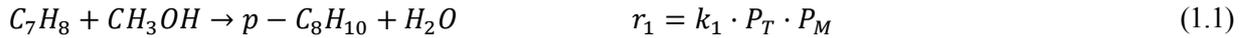
## 1.7. Cinética

En el reactor del proceso a estudiar (metilación de tolueno para obtener p-xileno) tienen lugar varias reacciones químicas.

Aunque no se ha realizado el análisis de equilibrio del sistema, se puede asumir que todas las reacciones son irreversibles, ya que no existe limitación en el crecimiento de los productos. Esta simplificación ha sido utilizada por otros autores que trabajaron a bajos valores de conversión [9].

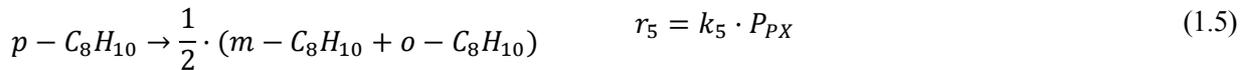
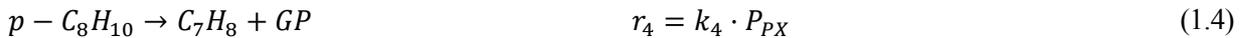
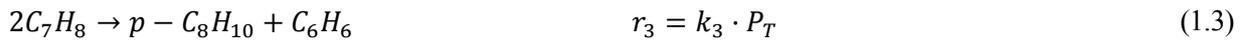
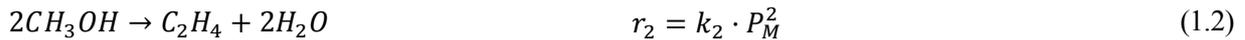
A continuación, se van a exponer todas las reacciones con sus ecuaciones cinéticas correspondientes.

La alquilación de tolueno con metanol (1.1) es la reacción principal [19]:



El resto son reacciones secundarias no deseadas [19]:

- Deshidratación de metanol (1.2).
- Desproporción de tolueno (1.3).
- Desalquilación (1.4).
- Isomerización a m-xileno y o-xileno (1.5).



Las constantes cinéticas se van a calcular mediante la ecuación de Arrhenius (ecuación 1.6)

$$k = A \cdot \exp\left(-\frac{E}{R \cdot T(K)}\right) \quad (1.6)$$

Donde A y E son el factor de frecuencia y la energía de activación, respectivamente. Los valores de estos parámetros se muestran en la Tabla 1.5.

Tabla 1.5. Factor de frecuencia y energía de activación de las reacciones [19]

Reacción	Factor de frecuencia (mol/g·h·atm <sup>2</sup> ) ó (mol/g·h·atm)	Energía de activación (kJ/mol)
1	403	45,7
2	1346	50,6
3	96,2	59,0
4	0,3815	19,6
5	46,94	48,9

## 2 MEMORIA DESCRIPTIVA Y JUSTIFICATIVA

En este apartado se va a detallar el proceso de obtención de p-xileno por metilación de tolueno, explicando cada uno de los equipos que forman parte del mismo.

En la Figura 2.1 se muestra el diagrama de bloques de la instalación, en él se presenta de forma muy simplificada en qué consiste el proceso.

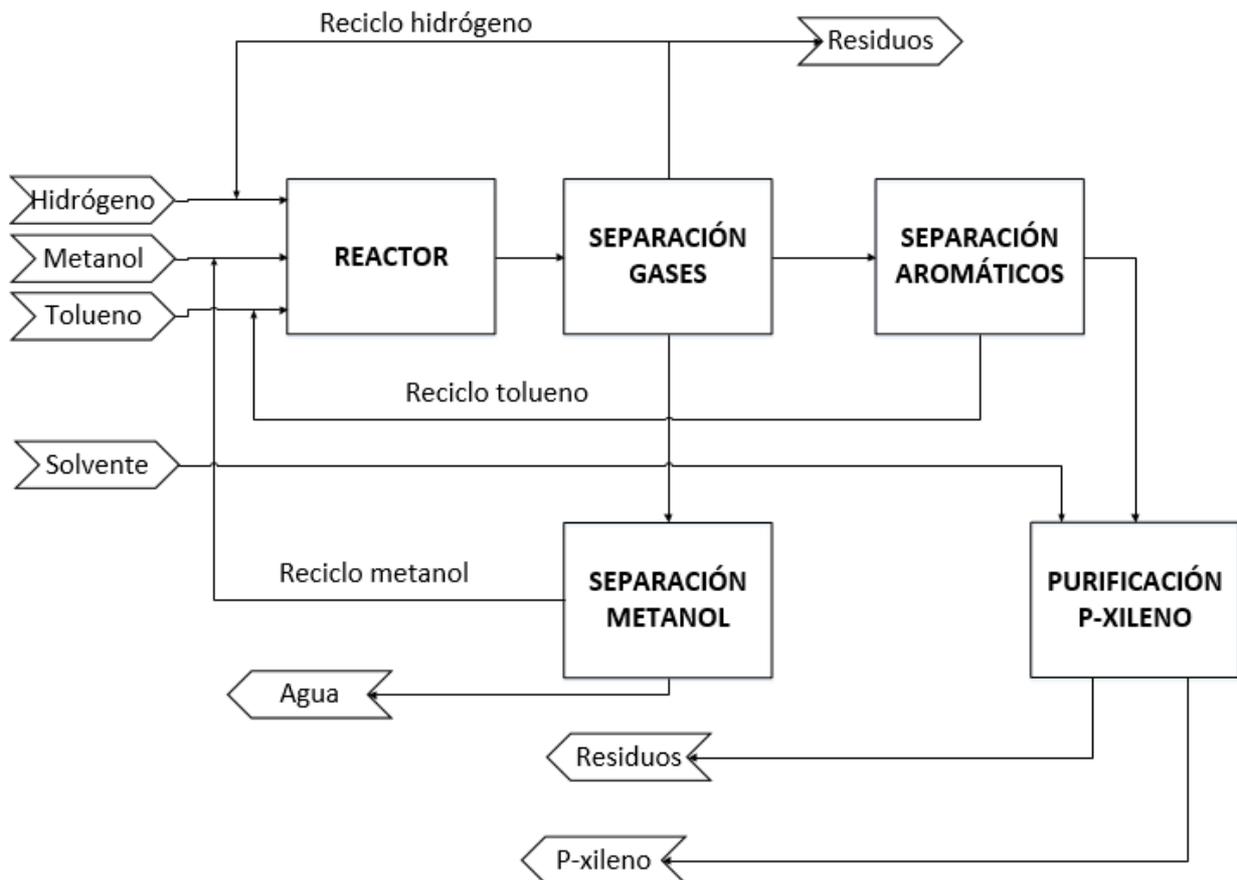


Figura 2.1. Diagrama de bloques

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

### 2.1. Preparación para la reacción

La alimentación a la planta contiene tolueno y metanol, que son los reactivos de la reacción principal. Además, también se introduce un inerte con el objetivo de controlar el tiempo de contacto de los reactivos con el catalizador en el interior del reactor. De este modo se consigue aumentar la selectividad hacia el p-xileno con respecto a los isómeros meta y orto (se inhiben las reacciones de isomerización hacia los isómeros meta y orto) [3].

Tanto el nitrógeno como el hidrógeno pueden emplearse como inerte para diluir la alimentación. El nitrógeno es el mejor candidato desde el punto de vista de la seguridad, ya que al ser menos inflamable que el hidrógeno habrá menor riesgo de explosión al operar a altas temperaturas [3]. Sin embargo, en este caso se ha decidido utilizar hidrógeno [20], ya que tiene la gran ventaja de reducir la desactivación del catalizador por deposición de coque.

La materia prima (metanol, tolueno e hidrógeno) es proporcionada por empresas externas. El metanol y el tolueno son almacenados en los tanques TK-101 y TK-102 a temperatura ambiente y presión atmosférica. Ambos compuestos son impulsados por bombas centrífugas y mezclados con la corriente de recirculación (corriente 35). Posteriormente se hacen pasar por un tren de intercambiadores de calor (E-101 A/B/C/D) y un horno H-101 para alcanzar la temperatura óptima de alimentación al reactor.

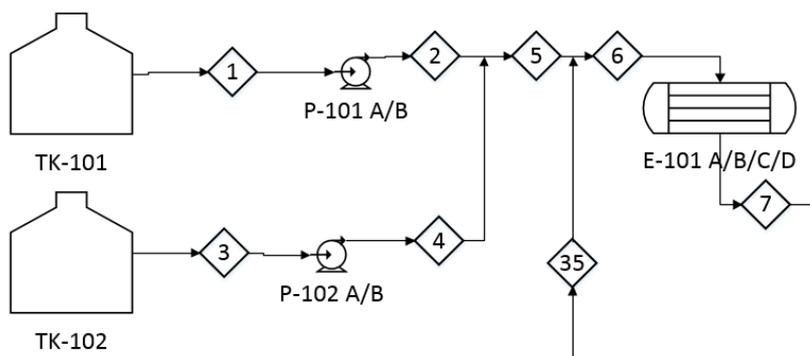


Figura 2.2. PFD: alimentación de tolueno y metanol

En la Tabla 2.1 se muestran las condiciones de presión y temperatura a la que se encuentran las corrientes que aparecen en la Figura 2.2.

Tabla 2.1. Condiciones alimentación de tolueno y metanol

Corrientes	Presión (bar)	Temperatura (°C)
1 y 2	1,0	25,0
3, 4 y 5	3,1	25,0
6	3,1	79,0
35	3,1	91,4

El hidrógeno se almacena a alta presión (300 bar) en el tanque TK-103. Este tanque posee un revestimiento interior hecho de un polímero como una malla de polietileno o nylon, cubierta con una fibra de grafito y una capa de reforzamineto hecha con resina epoxy [21].

El hidrógeno (corriente 8) será mezclado con la corriente de recirculación (corriente 45) se alimentará al horno H-101, donde se alcanzará la temperatura de alimentación al reactor.

En este caso no es necesario llevar a cabo un precalentamiento previo de la corriente. A diferencia de en las bombas, en el compresor encargado de impulsar la corriente de reciclo (C-101 A/B/C) se produce un aumento considerable de la temperatura. De modo que la corriente 9 conseguirá alcanzar una temperatura de 265 °C.

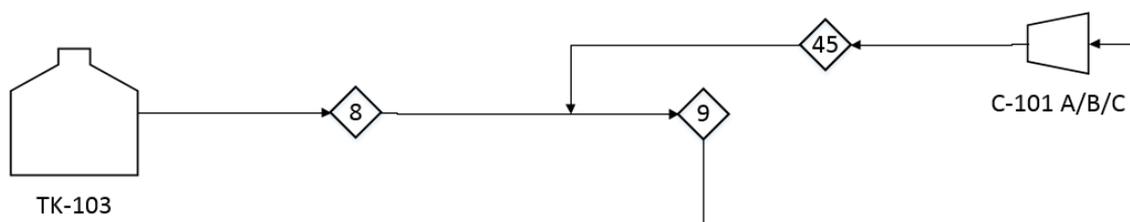


Figura 2.3. PFD: alimentación de hidrógeno.

Cabe destacar que la instalación cuenta con bombas y compresores redundantes, con el objetivo de evitar realizar una parada en caso de fallo de estos equipos.

Los reactivos (metanol y tolueno) y el inerte (hidrógeno) deberán alcanzar una temperatura de 400 °C [20] antes de ser alimentados al reactor. Para ello se utilizan los intercambiadores E-101 A/B/C/D y el horno H-101.

La corriente 6, que contiene principalmente metanol y tolueno, se encuentra a 79 °C, y se calienta en el tren de intercambiadores hasta 230 °C, siendo la corriente 12 (salida del reactor) la que se encarga de aportar el calor. De este modo, también se consigue enfriar los productos que abandonan el reactor, algo que será necesario para que la separación tenga lugar de forma más eficiente.

Posteriormente, el hidrógeno y el tolueno y el metanol precalentados se mezclan (corriente 10) y se introducen en el horno H-101, donde se aporta el calor necesario para alcanzar la temperatura de entrada al reactor. Este equipo cuenta con un intercambiador de flujo cruzado en la chimenea. El intercambiador permite aprovechar el calor sensible que contienen los gases de combustión para calentar el aire que se introduce en el horno como comburente. De este modo, se consiguen reducir los costes de operación, puesto que la cantidad de combustible aportada al horno será menor.

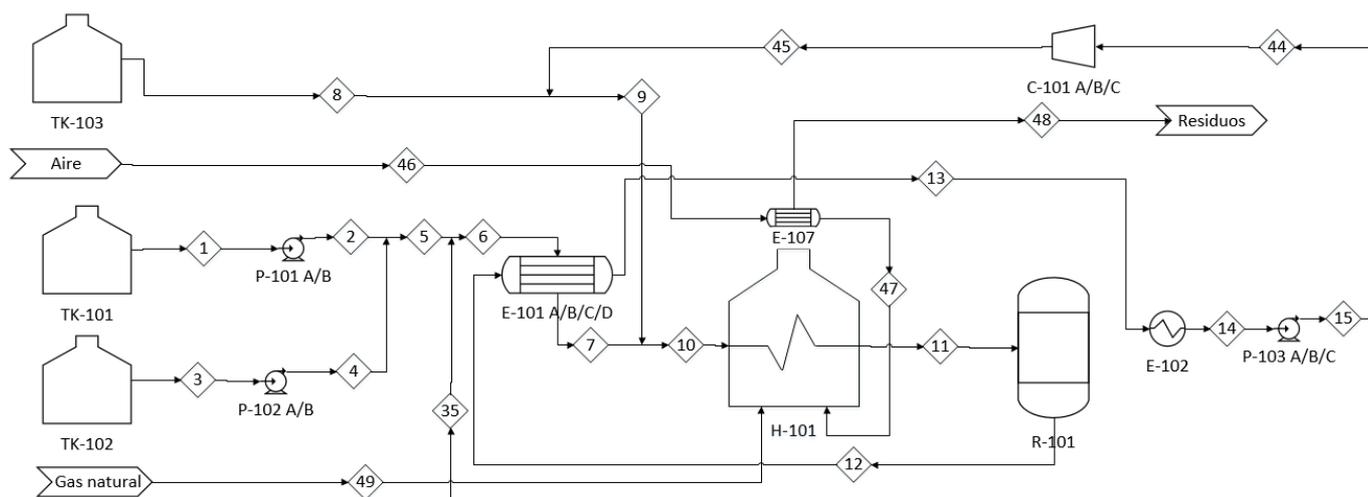
Este horno no solo será necesario para terminar de calentar la alimentación al reactor, sino que será imprescindible a la hora de llevar a cabo la puesta en marcha de la instalación, ya que será el único medio disponible para calentar la alimentación al empezar a operar la planta, puesto que los intercambiadores E-101 A/B/C/D emplean como fluido caliente la corriente de salida del reactor.

En la Tabla 2.2 se muestran las temperaturas de operación de los equipos que se encargan de aumentar la temperatura de los reactivos (intercambiadores E-101 A/B y horno H-101).

Tabla 2.2. Temperaturas de operación E-101 A/B/C/D y H-101

Corriente	Temperatura (°C)
6	79,0
7	230,0
10	233,3
11	400,0
12	425,6
13	188,0

En la Figura 2.4 se puede apreciar el apartado del diagrama de proceso correspondiente a las etapas de preparación para la reacción y de reacción. Es decir, desde que la materia prima se alimenta a la planta hasta que se obtienen los productos de las reacciones.



## 2.2. Reactor

La planta cuenta con un reactor multitubular de lecho fijo en el que se llevarán a cabo las reacciones mencionadas en el apartado 1.7. Estas reacciones tienen lugar a una presión media de 2 bar, mientras que la temperatura oscila entre los 400 y 440 °C a lo largo del reactor. Aunque el reactor puede operar a presión atmosférica, en este caso la presión de trabajo será algo mayor, con el objetivo de conseguir vencer la pérdida de carga de los intercambiadores que se encuentra a continuación del reactor [3].

El reactor está diseñado para alcanzar una selectividad mínima del 96% del p-xileno con respecto a sus otros isómeros, con el propósito de facilitar el proceso de separación del p-xileno. Para ello, se va a emplear un catalizador de zeolita ZSM-5 modificado con magnesio. En la Tabla 2.3 se muestran las principales características de este catalizador.

Tabla 2.3. Características del catalizador de zeolita ZSM-5 modificado con magnesio [3, 20].

Figura 2.4. PFD: zonas de preparación para la reacción y reacción.

Parámetro	Valor
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1780
Porosidad	0,6
Superficie específica (m <sup>2</sup> /g)	550
Tamaño de partícula (mm)	8

La alimentación al reactor consiste, principalmente, en tolueno, metanol e hidrógeno. El tolueno es introducido en exceso, con una relación molar 3:1 de tolueno y metanol, mientras que el hidrógeno se añade con una relación molar 2:1 de hidrógeno y tolueno. De este modo, en el reactor se consigue una conversión del 10% aproximadamente.

El reactor se ha diseñado de manera que sus dimensiones se puedan ajustar a las de un modelo de flujo en pistón, para ello la relación L/D deberá ser mayor o igual a 10. Para facilitar el control de la temperatura, el reactor contará con múltiples tubos, ya que de este modo se consigue aumentar el área de transferencia.

Este tipo de reactores suele tener una longitud máxima de 5 o 6 metros, con el objetivo de facilitar su montaje. En este caso, se ha fijado una longitud de los tubos de 5 metros, y un diámetro de dos pulgadas, lo que implica que en el interior del reactor habrá 1732 tubos.

Por el interior de estos tubos tendrán lugar las reacciones, mientras que por el exterior circulará un refrigerante, que ese encargará de mantener la temperatura lo más constante posible a lo largo del reactor.

A continuación, se va a explicar con más detalle la importancia del refrigerante y el catalizador en el reactor.

### 2.2.1. Refrigerante

El control de la temperatura del reactor es muy importante, ya que un aumento de esta variable provoca un aumento en la conversión de tolueno, pero también ocasiona una gran disminución en la selectividad hacia el p-xileno. En el siguiente apartado se explicará con más detalle el comportamiento del reactor.

Para que no se alcancen temperaturas demasiado altas en el reactor se va a emplear un refrigerante, con el objetivo de extraer el calor producido por las reacciones exotérmicas. Tras estudiar varias posibilidades, se ha decidido usar como refrigerante una sal fundida en cambio de fase, con el propósito de aprovechar su calor latente.

La sal elegida consiste en una mezcla formada por tres sales: LiF, Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> y K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>. En la Tabla 2.4 se exponen algunas características de esta sal [22].

Tabla 2.4. Características de la sal fundida empleada como refrigerante [22].

Parámetro	Valor
Punto de fusión (°C)	421,4
Entalpía de fusión (kJ/kg)	227,3
Calor específico (kJ/kg·K)	1,90
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1980

### 2.2.2. Catalizador

Con la finalidad de aumentar la selectividad hacia el p-xileno se va a emplear un catalizador de zeolita ZSM-5 modificado con magnesio.

La zeolita ZSM-5 es un aluminosilicato sintético, cuya unidad estructural contiene doce unidades fundamentales (SiO<sub>4</sub> ó AlO<sub>4</sub>) enlazadas por medio de los oxígenos. Estas unidades se unen por las aristas formando cadenas, y posteriormente planos estructurales, que a su vez se unen para formar la estructura tridimensional definitiva. En la Figura 2.5 se muestra un esquema de la estructura descrita [9].

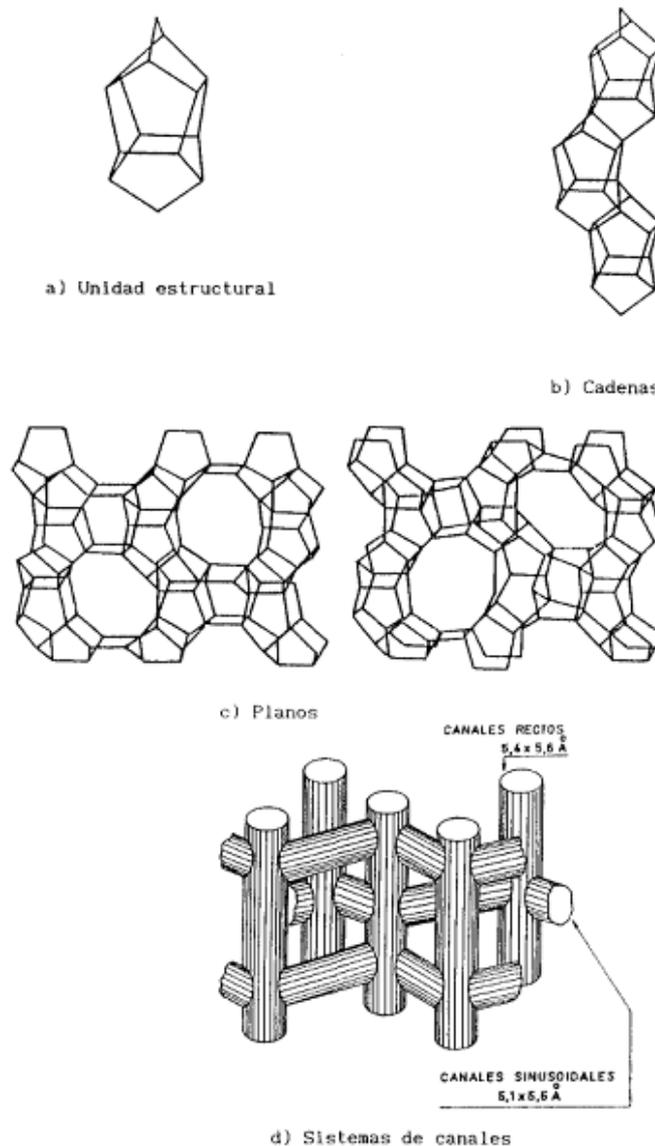


Figura 2.5. Estructura del catalizador de zeolita ZSM-5 [9]

El motivo principal por el que se emplea este catalizador es que permite obtener una elevada selectividad del p-xileno con respecto a sus otros isómeros. Esto se consigue debido a que el diámetro molecular efectivo del p-xileno es menor que el de los isómeros meta y orto [9].

Si no se usara catalizador, se obtendría una selectividad muy baja hacia el p-xileno en los productos de la reacción. Puesto que los productos tendrían la composición correspondiente al equilibrio termodinámico entre los tres isómeros.

- 26% de o-xileno.
- 51% de m-xileno.
- 23% de p-xileno.

A diferencia de otros tipos de zeolita, en la zeolita ZSM-5 la concentración de átomos de aluminio es muy baja, lo que permite modificar el catalizador sin necesidad de recurrir a técnicas complejas de desaluminización. Desde mediados de la década de los 70, se han desarrollado numerosas técnicas de modificación de este catalizador que permiten aumentar la selectividad hacia el p-xileno en la reacción de metilación de tolueno. En este caso, se va emplear la zeolita ZSM-5 modificada por impregnación con magnesio [9].

El incremento de la selectividad que se consigue al modificar la zeolita ZSM-5 se debe principalmente a dos fenómenos.

El primero es el aumento de la resistencia a la difusión interna de los xilenos gracias a la disminución del tamaño efectivo de los poros de la zeolita. Con esto se consigue que la velocidad de difusión del p-xileno en el interior del catalizador sea muy superior a la de los otros dos isómeros, ya que el diámetro del p-xileno es menor. De modo que el desplazamiento del p-xileno por el interior de la estructura del catalizador se ve facilitado [2,9].

Aunque si el tamaño de los poros disminuye demasiado la velocidad de difusión del tolueno también disminuiría, hasta tal punto que podría controlar la velocidad global del proceso, lo que afectaría negativamente a la selectividad [9].

El segundo fenómeno por el que aumenta la selectividad es la desactivación de los centros ácidos superficiales del catalizador. Esto provoca que la reacción principal tenga lugar en el interior de los poros, evitando así la isomerización que se produce en los centros ácidos hacia los isómeros meta y orto (tiende a la composición del equilibrio) [2,9].

En lo referido a la estabilidad, es importante tener en cuenta que el catalizador se desactiva con el tiempo. De modo que será necesario cambiarlo cada seis meses [3].

### **2.3. Separación**

Los productos obtenidos por medio de las reacciones abandonan el reactor a 425,6 °C, y es necesario enfriarlos hasta 50 °C para llevar a cabo la separación de forma eficiente [19]. Para ello, se utilizan los intercambiadores E-101A/B/C/D, donde se transmite el calor de los productos a la corriente de alimentación al reactor. Además, también será necesario el intercambiador E-102 A/B para terminar de enfriar la corriente, en él se usa como fluido frío una corriente auxiliar de agua de refrigeración que se encuentra a 20 °C.

En la Figura 2.6 se puede observar la parte del diagrama de flujo correspondiente a la zona de preparación para la separación, es decir, la zona en la que los productos del reactor alcanzan las condiciones óptimas para llevar a cabo la separación.

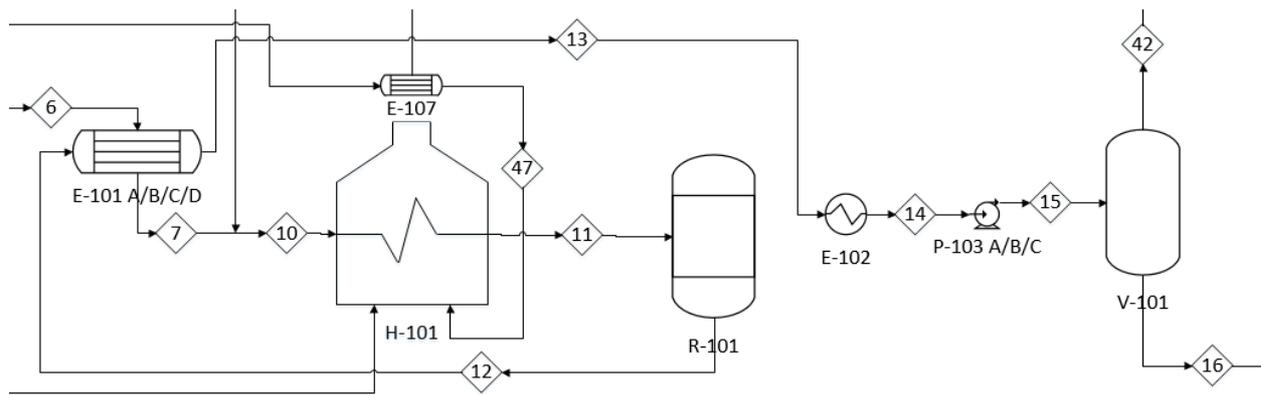


Figura 2.6. PFD: zona de preparación para la separación.

La corriente de salida del reactor (número 12) contiene los siguientes productos:

- Hidrógeno, que es el inerte empleado.
- Hidrocarburos ligeros que se forman en una de las reacciones laterales.
- Agua producida por la deshidratación del metanol (reacción lateral no deseada).
- Metanol y tolueno que no hayan reaccionado.
- Benceno obtenido por la desproporción de tolueno (reacción lateral no deseada).
- O-xileno y m-xileno debido a las reacciones de isomerización del p-xileno.
- P-xileno, que es el producto buscado.

Todos estos compuestos se pueden clasificar, según sus propiedades, en tres fases:

- Fase gaseosa, formada por los compuestos más ligeros: hidrocarburos ligeros e hidrógeno.
- Fase acuosa, compuesta por agua y metanol, debido a que el metanol es muy soluble en agua.
- Fase orgánica, constituida por los productos orgánicos: tolueno, benceno y xileno.

El objetivo de la etapa de separación es obtener cada uno de los compuestos mencionados anteriormente por separado. Para ello, se va a comenzar realizando la separación de cada fase utilizando dos equipos, un tanque flash (V-101) y un decantador (V-102).

El tanque flash es el primer equipo de separación al que se alimentan los productos del reactor. Consiste en un botellón vertical que, en unas condiciones determinadas de presión y temperatura, consigue separar la fase gaseosa por cabeza (corriente 42), mientras que el resto de compuestos salen por el fondo en fase líquida (corriente 16). En este caso, el flash operará a 1,25 bar y 50 °C, y será necesario retirar un calor de 27 MW. Estas condiciones de operación permitirán eliminar el 85% de los hidrocarburos ligeros que se alimentan a este equipo [19].

La fase gaseosa separada por cabeza está compuesta, en su mayoría, por hidrógeno, a pesar de contener pequeñas cantidades de hidrocarburos ligeros. Debido a la pequeña fracción de hidrocarburos, los gases se van a recircular directamente al reactor, sin llevar a cabo la separación del hidrógeno y los hidrocarburos. Esto se debe a que los hidrocarburos no afectan de forma negativa al comportamiento del reactor, ya que actúan como inertes.

Por tanto, la corriente 44 será impulsada por el compresor C-101 A/B/C para alcanzar la presión requerida (3 bar), y posteriormente se mezclará con la alimentación de hidrógeno, para ser calentada y alimentada al reactor.

Sin embargo, será necesario instalar un sistema de purga antes de llevar a cabo dicha recirculación, con el objetivo de evitar la acumulación de los hidrocarburos ligeros en el proceso se va a purgar el 10% de la corriente 40.

Por otro lado, la corriente retirada del flash por cola (número 16) se introduce en el decantador, donde se separa la fase acuosa de la fase orgánica. Este equipo es un recipiente horizontal que aprovecha la diferencia entre las densidades de ambas fases para lograr la separación de líquidos inmiscibles.

De modo que, introduciendo la mezcla en su interior, y dándole el tiempo de residencia necesario, se consigue separar la fase orgánica por la parte superior del equipo (menor densidad) y la fase acuosa por la parte inferior (mayor densidad).

Este equipo es capaz de alcanzar rendimientos bastante elevados (95-99%) si se diseña con las dimensiones adecuadas, es decir, la longitud del recipiente debe ser al menos tres veces mayor que el diámetro. Además, es necesario que el decantador opere a presión atmosférica, sin ser de gran importancia la temperatura, que en este caso será la misma que la del tanque flash [19,23].

En la Figura 2.4 se muestra la parte del PDF correspondiente al tanque flash y al decantador explicados anteriormente.

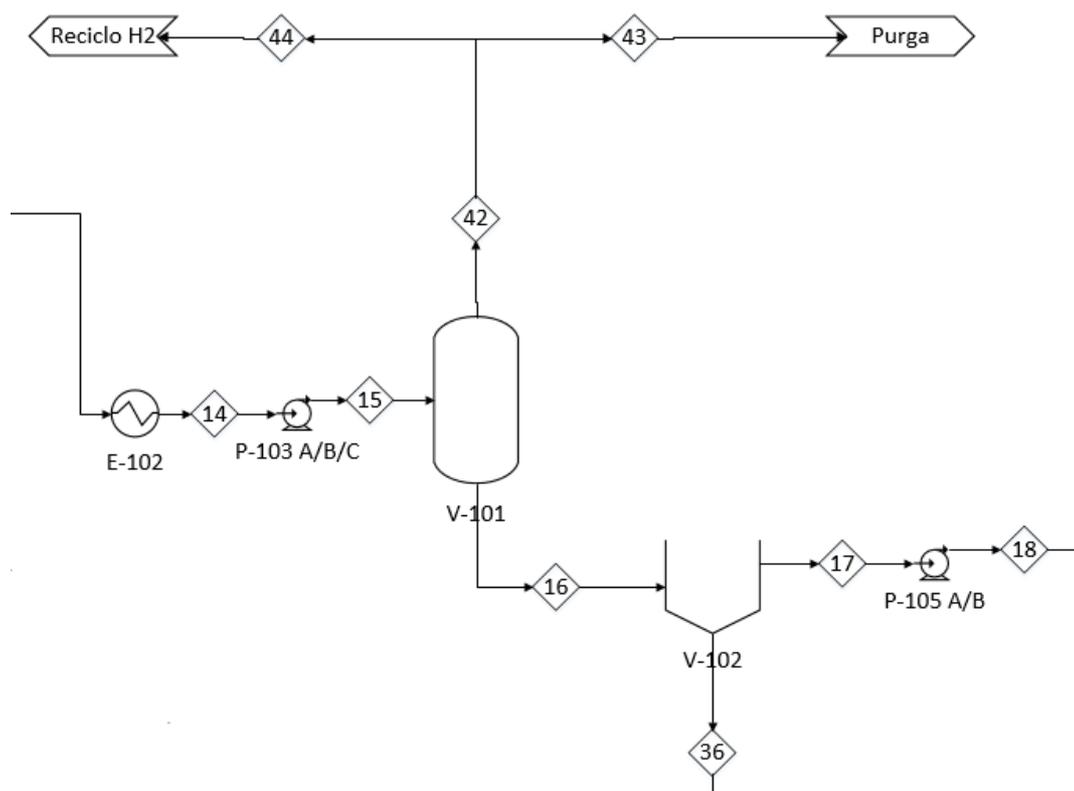


Figura 2.7. PDF: tanque flash (V-101) y decantador (V-102).

Una vez separadas las fases acuosa y orgánica en el decantador, se va a llevar a cabo la separación por fraccionamiento de cada uno de los componentes de cada fase. Para ello, será necesario utilizar varias columnas de destilación.

La destilación es una de las operaciones unitarias más utilizadas en la industria petroquímica, ya que se consiguen obtener buenos rendimientos si la volatilidad relativa de los compuestos que se desea separar es elevada. Además, no es necesaria la adición de otro componente para llevar a cabo la separación, como por ejemplo en el caso de la absorción o el stripping.

En la torre T-101 se va a separar la fase acuosa, es decir, se van a separar el metanol y el agua. Esta operación resultará bastante sencilla, ya que el punto de ebullición del agua es de 143 °C, mientras que el del metanol es solo 104 °C (a la presión de operación de la torre). Esta disparidad en los puntos de ebullición provoca que la volatilidad relativa de estos dos compuestos sea bastante alta, y su separación relativamente sencilla.

En la Tabla 2.5 Se pueden observar las condiciones de operación de la torre T-101.

Tabla 2.5. Condiciones de operación de la torre T-101 [19].

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)
37 (Alimentación)	49,0	10,5
38 y 39 (Cabeza)	70,9	4,0
40 (Fondo)	145,1	4,2

Es necesario enfriar el agua que abandona la columna por el fondo hasta temperatura ambiente (25 °C) antes de almacenarlo en el tanque TK-105. Para ello, se va a usar el intercambiador E-104, que utiliza como fluido frío un refrigerante llamado R134a, dicho fluido se encontrará en cambio de fase, en unas condiciones de -40 °C y 0,52 bar [24].

En la Figura 2.5 se muestra de forma esquemática la columna de separación de metanol y agua, además del resto de equipos auxiliares que se encuentran a su alrededor.

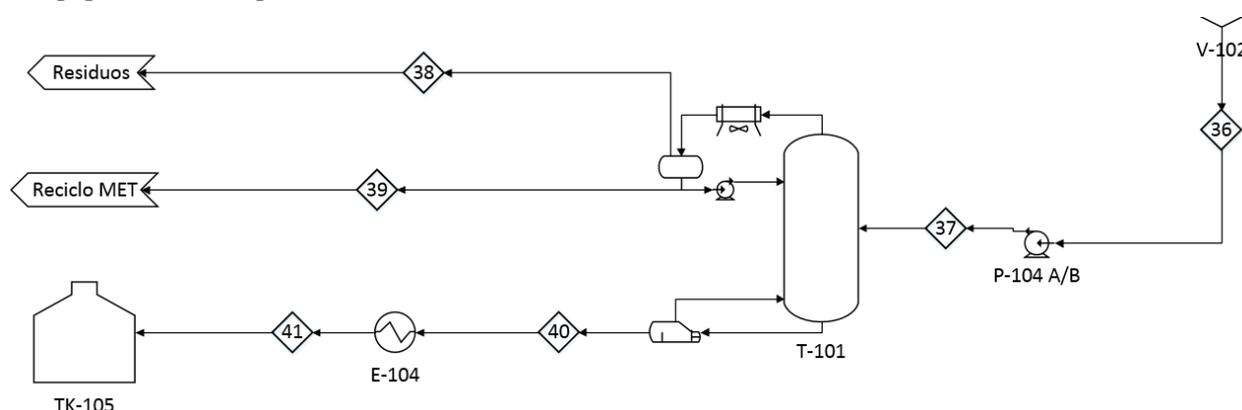


Figura 2.8. PFD: columna de separación agua y metanol (T-101).

Cabe destacar que, debido a que la eficiencia del flash no es del 100%, será necesario que las torres T-101 y T-102 dispongan de condensadores parciales, en los que se eliminarán los gases incondensables disueltos en las fases orgánicas y acuosas.

Las columnas T-102 y T-103 son las que se van a encargar de separar la fase orgánica. La corriente 18 contiene principalmente benceno, tolueno y xileno, además del metanol que no se ha conseguido separar en el decantador. Hay que tener en cuenta que el componente más ligero de los tres es el benceno, y el más pesado el xileno (Tabla 1.1).

De modo que en la primera columna se van a separar el benceno y el metanol por cabeza, mientras que el tolueno y el xileno van a abandonar la torre por el fondo. En la Tabla 2.6 aparecen las condiciones de operación de la columna T-102.

Tabla 2.6. Condiciones de operación de la torre T-102 [19].

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)
18 (Alimentación)	45,0	8,5
19 y 20 (Cabeza)	74,3	8,0
21 (Fondo)	212,8	8,2

Por otro lado, el fondo de la columna T-102 deberá ser enfriado hasta 93,4 °C en un intercambiador con agua de refrigeración, y se laminará en una válvula (V-101) para disminuir su presión hasta 1,39 bares antes de ser alimentada a la torre T-103. En este equipo se separará el tolueno por cabeza y el xileno por cola [3].

Tabla 2.7. Condiciones de operación de la torre T-103 [3].

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)
23 (Alimentación)	93,4	1,4
33 (Cabeza)	93,3	1,3
24 (Fondo)	164,5	2,0

El tolueno (corriente 33) será impulsado por la bomba P-106 A/B y recirculado para mezclarse con la corriente de alimentación al reactor (corriente 6) [3].

Por otro lado, el xileno que se obtiene por el fondo de la torre T-103 se encontrará a 164,5 °C y 2 bares [3]. En esta corriente, la pureza del p-xileno es del 96,3%, ya que se encuentra mezclado con o-xileno y m-xileno. Típicamente, la pureza mínima de p-xileno requerida en el mercado es del 99,5%, mientras que 99,8% se considera ultrapuro. Por lo tanto, será necesario reducir la concentración de o-xileno y m-xileno en la corriente 24 [19].

En la Figura 2.6 se pueden observar detalladamente las columnas encargadas de separar los hidrocarburos aromáticos.

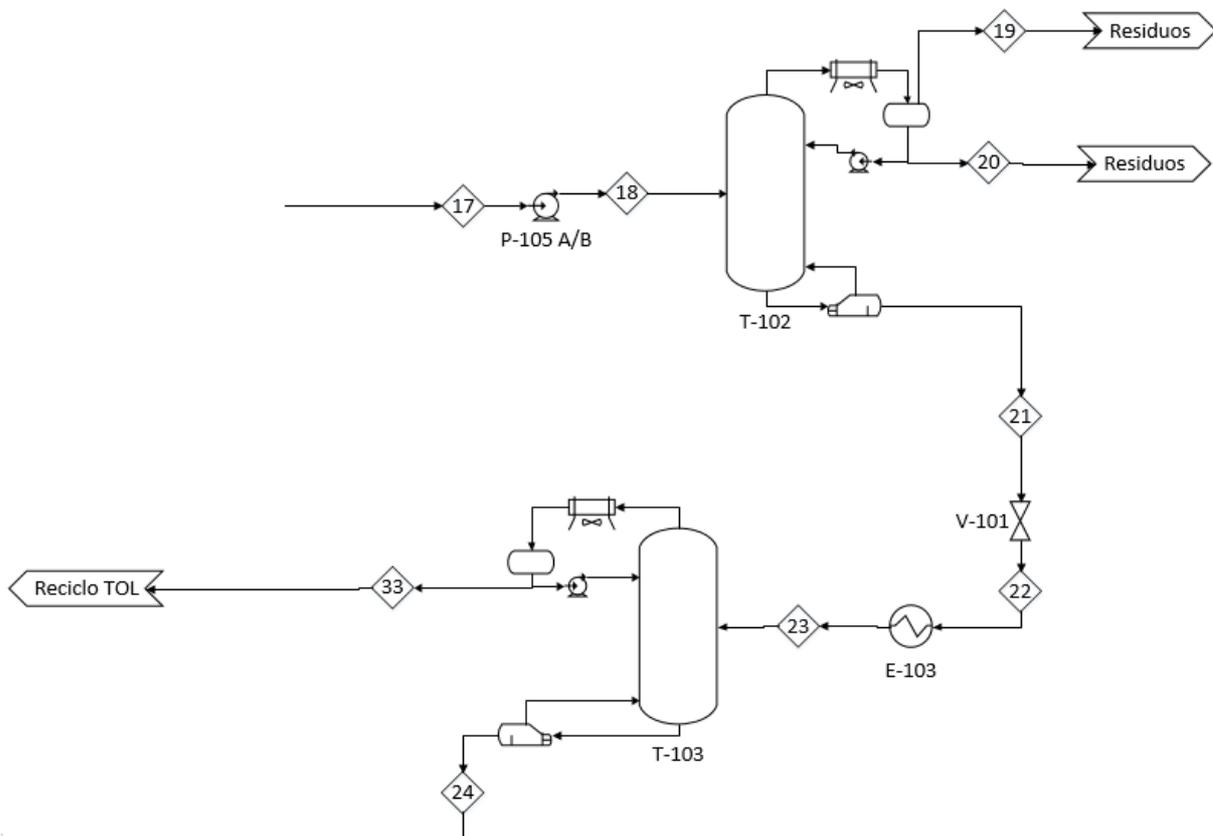


Figura 2.9. PFD: separación de hidrocarburos aromáticos (T-102 y T-103).

Es un gran desafío separar el p-xileno de sus isómeros debido a la cercanía de sus puntos de ebullición. Las técnicas empleadas habitualmente son la adsorción y la cristalización, aunque tienen algunos inconvenientes.

En el caso de la adsorción, el p-xileno es el isómero que quedaría retenido en los poros del adsorbente debido a su menor tamaño. Teniendo en cuenta que la corriente a purificar contiene una elevada concentración de p-xileno, sería necesario emplear un sistema de adsorción demasiado caro. Algo similar ocurre con la cristalización, ya que no es factible cristalizar el 96% de una corriente.

Otra opción para llevar a cabo la separación es la destilación. Los isómeros orto y para se pueden separar en una columna con gran número de etapas, ya que su volatilidad relativa es 1,17. Aunque es prácticamente imposible separar el m-xileno del p-xileno, puesto que tienen una volatilidad realtiva de 1,02 [19].

Sin embargo, es viable la separación por destilación reactiva. El m-xileno reacciona con el di-terc-butil-benceno (DTBB) y el terc-butilo (TBB) para formar terc-butilo-m-xileno (TBMX) y benceno (B). En las ecuaciones 2.1 y 2.2 se muestran estas reacciones [25].



Antes de introducir el xileno a la torre T-104 es necesario que el fluido se encuentre en las condiciones óptimas de presión y temperatura. Para ello, se utilizan la bomba P-107 A/B y el intercambiador E-105, en el cual se empleará Dowtherm G a 300 °C como fluido calefactor [26].

Después de esto, la corriente 26 se alimenta a la destilación reactiva (torre T-104) por el último plato (fondo de la torre), mientras que el solvente, que contiene DTBB y TBB, se introduce en el primer plato (cabeza de la torre) [25].

Con un elevado número de etapas y una relación de reflujo lo suficientemente alta, se consigue separar el 85% del o-xileno por el fondo de la columna. Por otro lado, el solvente reacciona con el m-xileno, formando TBMX y benceno [19,25].

En consecuencia, la corriente que abandona la torre por la parte superior (corriente 29) estará compuesta, en su mayoría, por p-xileno. Aunque también tendrá algo de o-xileno y benceno. Mientras que el fondo de la torre (corriente 28) estará formado por TBB, DTBB, TBMX, o-xileno y algo de p-xileno.

Para terminar de purificar el p-xileno, la corriente 29 se introduce en otra columna de destilación (T-105). En este equipo se separará el benceno formado en la reacción 2.2 por cabeza (corriente 30), y el p-xileno purificado por fondo (corriente 31).

Finalmente, es necesario enfriar el p-xileno hasta los 25°C antes de ser almacenado en el tanque TK-104 para su posterior venta. Esta operación unitaria se realiza en el intercambiador E-106, que utiliza R134a a -40 °C como refrigerante.

En la Figura 2.7 se puede observar la parte final del proceso, en la que se obtiene el p-xileno purificado, con una concentración del 99,63%.

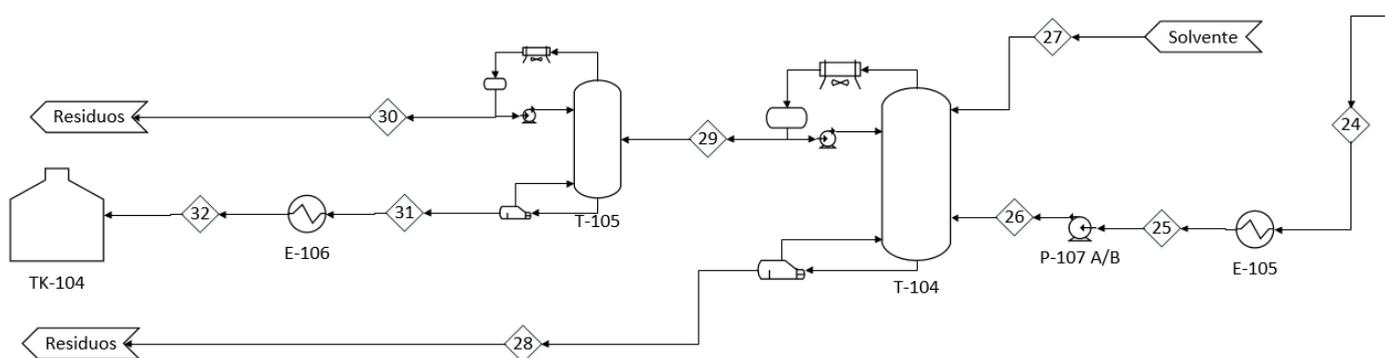


Figura 2.10. PFD purificación del p-xileno (T-104 y T-105).

En la Tabla 2.8 aparecen las condiciones de operación de las dos torres explicadas anteriormente.

Tabla 2.8. Condiciones de operación de las torres T-104 y T-105 [19].

<b>Corriente</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Presión (bar)</b>
26	187,3	3,2
28	156,6	1,1
29	137,0	1,0
30	78,1	0,4
31	113,9	0,5

# 3 MEMORIA DE CÁLCULO

La memoria de cálculo incluye la realización de los balances de materia y energía de toda la instalación. De modo que se van a especificar cada una de las corrientes que aparecen en el diagrama del proceso (Anexo III). Para ello, hay que tener en cuenta que la instalación tendrá una producción de 95.000 toneladas al año, o lo que es lo mismo 11.875 kg/h, considerando que la planta opera 8000 horas al año.

En la tabla que se aparece en el Anexo IV se pueden observar los resultados obtenidos tras la realización de los balances de materia y energía. En ella se muestran caudal, composición, presión y temperatura de cada corriente del PDF.

Cabe destacar que todos los cálculos que se explican a continuación han sido realizados con el programa “Engineering Equation Solver, EES”.

## 3.1. Equipos de intercambio de energía mecánica

La planta cuenta con varias bombas y compresores para llevar a cabo la impulsión de líquidos y gases. Debido a que no se ha realizado la implantación de la instalación se desconocen las longitudes de las tuberías y las diferencias de cotas entre los tramos de impulsión y aspiración de las bombas. Teniendo en cuenta que se trata de un trabajo académico, se va a considerar que el valor de estos dos parámetros es nulo, aunque esto no sea cierto en la realidad.

De modo que las bombas y los compresores sólo deberán vencer las pérdidas de carga calculadas en cada uno de los equipos del proceso.

### 3.1.1. Bombas

Las bombas son equipos que vienen definidos por cinco parámetros fundamentales, que además están relacionados entre sí. Estos son: el caudal a impulsar, la altura que son capaces de dar, la potencia consumida, el rendimiento y el NPSH. A continuación, se va a explicar como se obtiene cada uno de estos parámetros.

En primer lugar, es necesario conocer el caudal volumétrico que deberá impulsar la bomba, esto se hace con la ecuación 3.1:

$$Q = \frac{\dot{m}}{\rho} \quad (3.1)$$

Siendo  $\dot{m}$  el caudal másico (kg/s) y  $\rho$  la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>).

Para calcular la altura desarrollada por la bomba se va a emplear la ecuación de Bernouilli (ecuación 3.2).

$$H_b = \frac{P_{out} - P_{in}}{\rho} + \frac{v_{out}^2 - v_{in}^2}{2} \quad (3.2)$$

Donde:

- $H_b$  es la altura que da la bomba (m<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>). Es necesario dividirla entre  $g$  (9,8 m/s<sup>2</sup>) para obtener su valor en metros.
- $P_{in}$  es la presión del fluido en la zona de aspiración (Pa).
- $P_{out}$  es la presión del fluido en la zona de impulsión (Pa), su valor se determinará a partir de la pérdida de carga calculada en cada equipo.
- $v_{in}$  es la velocidad del fluido en la zona de aspiración (m/s). Si la bomba aspira el fluido de un tanque

$v_{in}$  se puede considerar despreciable, en caso contrario, se supondrá una velocidad típica del fluido de 1 m/s [27].

- $v_{out}$  es la velocidad del fluido en la zona de impulsión (m/s). En este caso, se supondrá una velocidad típica del fluido de 2 m/s [27].

Una vez calculados el caudal y la altura, ya es posible determinar la potencia suministrada por la bomba al fluido,  $W$  (W) (ecuación 3.3).

$$W = \rho \cdot g \cdot Q \cdot H_b \quad (3.3)$$

Sin embargo, como el rendimiento de las bombas no es del 100%, para calcular la potencia real de la bomba es necesario utilizar la ecuación 3.4:

$$W_{real} = \frac{W}{\eta} \quad (3.4)$$

Donde el valor de  $\eta$  (rendimiento de la bomba) es un parámetro que viene dado por el fabricante. En algunos casos, el fabricante proporciona directamente la potencia real.

El último parámetro interesante en el diseño de las bombas es el NPSH, ya que ayuda a conocer lo cerca que se encuentra una bomba de la cavitación.

El NPSH disponible (ecuación 3.5) es la altura mínima que requiere la succión de una bomba para que no haya cavitación. Si la presión en algún punto del circuito es menor que la presión de vapor del líquido tendrá lugar la cavitación (la bomba aspira vapor en vez de líquido), lo que puede causar grandes daños en el equipo.

$$NPSH_d = \frac{P_{in} - P_v}{\rho} \quad (3.5)$$

Siendo  $P_v$  la presión de vapor del fluido en pascales.

El NPSH disponible se calcula antes de llevar a cabo el diseño de la bomba. Posteriormente, se busca en catálogos una bomba cuyas características concuerden con las requeridas por las condiciones del proceso. En este catálogo, el fabricante proporciona como dato el NPSH requerido de la bomba. Como criterio, se elige una bomba cuyo NPSH requerido cumpla la condición mostrada en la ecuación 3.6:

$$NPSH_r \geq \frac{NPSH_d}{1,2} \quad (3.6)$$

En la Tabla 3.1 se muestra el modelo elegido para cada una de las bombas y sus características correspondientes [Anexo II].

Tabla 3.1. Modelo seleccionado para cada bomba

Bomba	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Altura (m)	Potencia consumida (kW)	Modelo
P-101 A/B	18	26,5	3	NKP-G 32-125-142-3AA
P-102 A/B	12	33	3	NKP-G 32-160.1-166-3AA
P-103 A/B/C	185	17	3	HS 125-100-305/177.8
P-104 A/B	12	146,5	15	MSVB-4/15
P-105 A/B	115	22,5	10	HS 125-100-280/165.1
P-106 A/B	135	88,5	40,5	HS 125-100-280/279.4
P-107 A/B	18	21,8	2,2	NKP-G 32-125-130-2.2AA

### 3.1.2. Compresor

Para calcular la potencia consumida por el compresor se va a utilizar la ecuación 3.7:

$$W = F \cdot (H_{out} - H_{in}) \quad (3.7)$$

Donde:

- $W$  es la potencia consumida por el compresor (kW).
- $F$  es el caudal másico impulsado por el compresor (kg/s).
- $H_{in}$  y  $H_{out}$  son las entalpías de las corrientes de entrada y salida del compresor (kJ/kg), y han sido determinadas con el programa *EES*.

Para obtener la entalpía de una corriente es necesario que esta se encuentre completamente especificada, es decir, se deben conocer dos propiedades de la corriente (por ejemplo: presión y temperatura) además de los caudales másicos o molares de cada componente.

En el caso de la corriente de entrada al compresor, el cálculo de la entalpía resulta bastante sencillo, ya que se conocen la presión y la temperatura de dicha corriente. Sin embargo, es algo más complejo determinar la entalpía de la corriente de salida, ya que se conoce su presión, pero no su temperatura.

Para obtener el valor de esta entalpía es necesaria la aplicación del concepto de eficiencia isentrópica (ecuación 3.8).

$$\eta_{is} = \frac{H_{is_{out}} - H_{in}}{H_{out} - H_{in}} \quad (3.8)$$

Donde

- $\eta_{is}$  es la eficiencia isentrópica del compresor. En este caso, se ha tomado un valor típico de este parámetro de 0,8.
- $H_{is_{out}}$  es la entalpía que tendría la corriente de salida si el compresor fuese isentrópico.

En la Figura 3.1 se muestra la diferencia entre un proceso isentrópico y un proceso real.

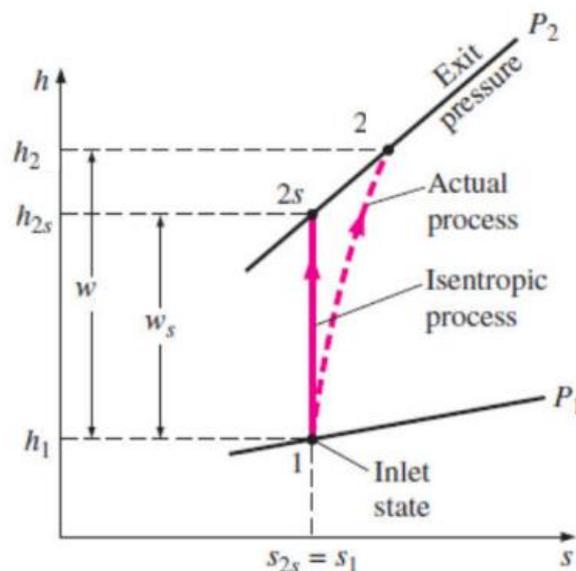


Figura 3.1. Esquema proceso isentrópico y real [28].

En el diagram de Mollier (h-s) de la Figura 3.1 se pueden observar tres puntos diferentes:

- El punto 1 hace referencia a las condiciones del fluido a la entrada el compresor.
- El punto 2 se corresponde con las condiciones de salida reales del compresor.
- El punto 2s indica las condiciones de salida que tendría el fluido si la entropía se mantuviera constante en el compresor.

Lo ideal sería que el compresor operase de forma isentrópica, ya que cuanto menor sea la variación de entropía, menor será la potencia consumida (Figura 3.1). Pero esto no ocurre en la realidad, y la potencia consumida por el compresor es más elevada.

Para calcular la entalpía real a la salida del compresor (punto 2 Figura 3.1) se sigue el procedimiento explicado a continuación:

- Primero se calcula la entropía de la corriente de entrada, que está completamente especificada.
- Luego se calcula la entalpía isentrópica a la salida, empleando como condiciones la entropía de la corriente de entrada y la presión de salida (punto 2s en la Figura 3.1).
- Finalmente, se obtiene la entalpía de la corriente de salida por medio de la ecuación 3.8. La temperatura de salida se puede determinar a partir de la presión y la entalpía calculada.

Para calcular entalpías y entropías de corrientes que contienen más de un componente, se ha considerado que el comportamiento de los gases es el correspondiente a una mezcla ideal de gases reales. Por lo que se han empleado las ecuaciones 3.9 y 3.10:

$$H_{mezcla} = \sum x_i \cdot H_i(T, P) \quad (3.9)$$

$$S_{mezcla} = \sum x_i \cdot S_i(T, P) - R \cdot \sum x_i \cdot \ln(x_i) \quad (3.10)$$

Donde  $x_i$  es la fracción másica de cada componente y  $R$  es la constante de los gases ideales. Además,  $H_i$  y  $S_i$  se calculan con las funciones del *EES* para cada componente de la mezcla.

## 3.2. Equipos de intercambio de calor

### 3.2.1. Intercambiadores de calor

Aunque la planta cuenta con varios intercambiadores de calor, todos ellos son carcasa y tubo, y se pueden resolver por medio de las mismas ecuaciones.

Al igual que en las bombas y compresores, el balance de materia en estos equipos es muy sencillo, ya que la corriente de entrada tiene el mismo caudal y composición que la de salida. Por otro lado, para realizar el balance de energía se van a usar las ecuaciones 3.11 y 3.12.

$$Q = \dot{m}_c \cdot Cp_c \cdot (T_{ec} - T_{sc}) \quad (3.11)$$

$$Q = \dot{m}_f \cdot Cp_f \cdot (T_{sf} - T_{ef}) \quad (3.12)$$

Donde:

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

- $T_{se}$  y  $T_{sf}$  son las temperaturas de entrada y salida del fluido frío, respectivamente (°C).

Para calcular la pérdida de carga de estos equipos se ha utilizado la ecuación de Darcy (ecuación 3.13)

$$\Delta PP = f + \frac{L}{D} \cdot \rho \cdot \frac{v^2}{2} \quad (3.13)$$

Siendo  $f$  el factor de fricción, que se calcula mediante la ecuación 3.14

$$\frac{1}{f^{0,5}} = -0,86 \cdot \ln\left(\frac{2,51}{Re \cdot f^{0,5}}\right) \quad (3.14)$$

En lo referido al diseño de los intercambiadores, el área de transferencia se puede obtener por medio de la ecuación 3.15:

$$Q = A \cdot U \cdot F \cdot DTLM_{ce} \quad (3.15)$$

Donde:

- $U$  es el coeficiente global de transferencia ( $\text{kW/m}^2 \cdot \text{K}$ ), que depende de los coeficientes de película de ambos fluidos, y se calcula mediante correlaciones.
- $F$  es un factor corrector que se calcula por correlaciones con el *EES*.
- $DTLM_{ce}$  es la diferencia de temperatura logarítmica media de ambos fluidos en un intercambiador contracorriente equivalente (°C), su valor se determina con la ecuación 3.16.

$$DTLM_{ce} = \frac{(T_{ec} - T_{sf}) - (T_{sc} - T_{ef})}{\ln\left(\frac{T_{ec} - T_{sf}}{T_{sc} - T_{ef}}\right)} \quad (3.16)$$

A continuación, se va explicar detalladamente el cálculo del coeficiente global de transferencia,  $U$ . Este parámetro depende de los factores de ensuciamiento y los coeficientes de película de ambos fluidos (ecuación 3.17). Cabe destacar, que para determinar este parámetro no se ha tenido en cuenta la resistencia de conducción a través del espesor de los tubos del intercambiador. Esto es debido a que esta resistencia se puede considerar despreciable con respecto a las de transferencia por convección.

$$U = \frac{1}{\frac{de}{hi \cdot di} + F_{si} \cdot \frac{de}{di} + F_{se} + \frac{1}{he}} \quad (3.17)$$

Siendo:

- $F_{si}$  y  $F_{se}$  los factores de ensuciamiento interno y externo ( $\text{m}^2 \cdot \text{K/W}$ ). Su valor será de  $0,0002 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$  cuando se trate de fluidos orgánicos, y  $0,0001 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$  para el resto de fluidos [29].
- $di$  y  $de$  el diámetro interno y el diámetro externo del tubo, respectivamente (m). Se han empleado medidas normalizadas de acuerdo al Anexo I.

Por otro lado,  $hi$  y  $he$  hacen referencia a los coeficientes de película de los fluidos que circulan por el intercambiador ( $\text{W/m}^2 \cdot \text{K}$ ). Estos coeficientes se obtienen mediante la ecuación 3.18:

$$h = \frac{Nu \cdot k}{d_{eq}} \quad (3.18)$$

Donde:

- $k$  es la conductividad térmica de los fluidos ( $\text{W/m} \cdot \text{K}$ ).
- $d_{eq}$  es el diámetro equivalente empleado para la realización de los cálculos. En el fluido que circula por

el interior de los tubos, el diámetro equivalente es igual al diámetro interno del tubo. Por el contrario, el diámetro equivalente del fluido que circula por la carcasa viene definido por la ecuación 3.19 [29].

$$d_{eq} = 1,27 \cdot (pitch^2 - 0,785 \cdot de^2) \quad (3.19)$$

Donde *pitch* hace referencia a la distancia entre los tubos del intercambiador (m). Es recomendable que el *pitch* sea 1,25 veces el diámetro externo del tubo [29].

- *Nu* es el número adimensional de Nusselt.

El número de Nusselt se calcula por medio de correlaciones [30], y toma un valor u otro según el régimen en el que se encuentre el fluido (laminar, turbulento, turbulento completamente desarrollado...). En cualquier caso, este parámetro es función de los números adimensionales de Prandtl y Reynolds, que vienen definidos mediante las ecuaciones 3.20 y 3.21:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d_{eq}}{\mu} \quad (3.20)$$

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{K} \quad (3.21)$$

Siendo *v* la velocidad del fluido (m/s), obtenida mediante la ecuación 3.22:

$$v = \frac{\dot{m}}{\rho \cdot A_{paso}} \quad (3.22)$$

Teniendo en cuenta que el área de paso del fluido que circula por el interior de los tubos viene definida por la ecuación 3.23:

$$A_{paso}(interior) = \frac{n_{tubos}}{n_{pasos}} \cdot \frac{\pi \cdot di^2}{4} \quad (3.23)$$

Mientras que el área de paso del fluido que circula por la carcasa se calcula con la ecuación 3.24:

$$A_{paso}(exterior) = \frac{(pitch - de) \cdot Ds \cdot Lb}{pitch} \quad (3.24)$$

Donde:

- *Ds* es el diámetro de la carcasa del intercambiador (m<sup>2</sup>).
- *Lb* es la distancia entre los baffles del intercambiador (m<sup>2</sup>).

Para calcular el diámetro de la carcasa y la distancia entre los baffles se van a emplear las ecuaciones 3.25 y 3.26 [29].

$$Ds = de \cdot \left( \frac{n_{tubos}}{k1} \right)^{\frac{1}{n1}} \quad (3.25)$$

$$Lb = \frac{Ds}{5} \quad (3.26)$$

Siendo *n1* y *k1* constantes que toman un valor u otro en función del número de pasos por tubo. En este caso los tubos de los intercambiadores darán dos pasos, por tanto: *n1*=2,207 y *k1*=0,249 [29].

Para calcular el número de tubos es necesario fijar la longitud del intercambiador, con la longitud se puede

calcular el área de un tubo (ecuación 3.27), y posteriormente el número de tubos (ecuación 3.28).

$$A_{tubo} = \pi \cdot L \cdot de \quad (3.27)$$

$$n_{tubos} = \frac{A}{A_{tubo}} \quad (3.28)$$

La longitud del intercambiador debe ser entre 5 y 10 veces el diámetro de la carcasa, intentando no superar los 6 metros [31].

Debido que la pérdida de carga no es muy elevada, todos los intercambiadores (a excepción del precalentador de aire) de la instalación serán carcasa y tubo tipo E, con un paso por carcasa y dos pasos por tubos. Además, los tubos tendrán forma de U, para facilitar la limpieza de los bancos de tubos [29].

La disposición de los tubos en el interior de los intercambiadores será triangluar, de este modo se puede conseguir aumentar el área de transferencia en un 15% [31]. Y por motivos de seguridad, será el fluido caliente el que circule por el interior de los tubos, mientras que el fluido frío lo hará por la carcasa.

Con las ecuaciones mencionadas anteriormente se estiman los valores de los parámetros de diseño de los intercambiadores. Pero para normalizar estos valores se ha seguido la norma TEMA (Anexo I). En la Tabla 3.2 se muestran los resultados obtenidos acerca de los parámetros de diseño de los intercambiadores.

Tabla 3.2. Resultados del diseño de los intercambiadores carcasa y tubo

<b>Intercambiador</b>	<b>Diámetro tubos (in)</b>	<b>Número de tubos</b>	<b>Diámetro de la carcasa (in)</b>	<b>Longitud (m)</b>
E-101 A/B/C/D	¾ 10 BWG	1126	37	6
E-102 A/B	¾ 10 BWG	1126	37	5,8
E-103	¾ 10 BWG	566	29	4,8
E-104	¾ 10 BWG	100	15 ¼	3
E-105	¾ 10 BWG	558	27	5,2
E-106	¾ 10 BWG	1126	37	5,7

### 3.2.2. Horno

En lo referido al horno H-101, las ecuaciones correspondientes al balance de energía y al diseño del equipo son bastante parecidas, pero hay que tener en cuenta que la resolución del balance de materia es algo más complejo, ya que en el interior del horno ocurren varias reacciones de combustión.

En el horno se va a emplear gas natural como combustible. Para facilitar los cálculos referidos al balance de materia se va a suponer que la combustión es completa. De este modo se considera despreciable la cantidad de CO producida.

En la Tabla 3.3 se muestra la composición del gas natural comercial.

Tabla 3.3. Composición del gas natural [30].

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

Las reacciones que tienen lugar en el horno son las que se muestran a continuación:



La reacción de combustión del nitrógeno se ha considerado despreciable debido a la elevada temperatura de operación del horno (1.500 °C [23]).

A partir de las reacciones anteriores, y fijando un exceso de aire del 5% (valor típico cuando se trabaja con combustibles gaseosos), se puede resolver el balance de materia en el horno fácilmente mediante cálculos estequiométricos.

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

En primer lugar, se va a plantear el balance en el horno (ecuación 3.33).

$$Q_{cble} + Q_{aire} = Q_{util} + Q_{gases} + Q_{vapor} + P_{tr} \quad (3.33)$$

Donde:

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

$$Q_{cble} = m_{cble} \cdot PCI \quad (3.34)$$

- $Q_{aire}$  es la potencia aportada por el aire, y se determina mediante la ecuación 3.35:

$$Q_{aire} = m_{aire} \cdot m_{cble} \cdot Cp_{aire} \cdot (T_{as} - 25) \quad (3.35)$$

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

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

$$Q_{util} = m_f \cdot (H_{sf} - H_{ef}) \quad (3.36)$$

- $Q_{gases}$  es la potencia de los gases secos en la chimenea del horno, antes de entrar en el precalentador. Se calcula con la ecuación 3.37:

$$Q_{gases} = m_{gases} \cdot m_{cble} \cdot Cp_{gases} \cdot (T_{sg1} - 25) \quad (3.37)$$

Donde  $T_{sg1}$  hace referencia a la temperatura de los gases antes de entrar en el precalentador.

- $Q_{vapor}$  es la potencia del vapor de agua formado en la combustión en la chimenea, y se obtiene de forma similar a la de los gases (ecuación 3.38).

$$Q_{vapor} = m_{vapor} \cdot m_{cble} \cdot Cp_{vapor} \cdot (Tsg_1 - 25) \quad (3.38)$$

- $P_{tr}$  son las pérdidas por transmisión de calor en el horno. En este caso se van a considerar como el 2% de la potencia aportada por el combustible. Este valor se ha impuesto en base a los valores típicos de un horno, donde las pérdidas suponen el 1,5-2,5% del calor aportado por el combustible [27].

Posteriormente, es necesario realizar el balance de energía en el precalentador de aire. Para ello, se utilizan las ecuaciones 3.39 y 3.40:

$$Q = (m_{gases} \cdot Cp_{gases} + m_{vapor} \cdot Cp_{vapor}) \cdot m_{cble} \cdot (Tsg_1 - Tsg_2) \quad (3.39)$$

$$Q = m_{aire} \cdot Cp_{aire} \cdot m_{cble} \cdot (Tae - Tas) \quad (3.40)$$

Donde:

- $Tsg_2$  es la temperatura a la que salen los gases de combustión del precalentador de aire.
- $Tae$  es la temperatura a la que el aire ambiente se alimenta al precalentador, se ha considerado que este término tendrá un valor de 25°C.

Para determinar el valor de  $Tas$  es necesario tener en cuenta los siguientes factores:

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

Como se puede observar, un aumento de  $Tas$  tiene efectos contrapuestos desde el punto de vista económico, ya que supone una disminución de los costes de operación, pero también un aumento de los costes de inversión.

Para obtener el valor óptimo de  $Tas$  es necesario determinar qué es más elevado: el coste de operación o el de inversión. Para ello, es necesario calcular una función objetivo (FO), y representarla gráficamente frente a  $Tas$ , de este modo se puede observar cual es el valor de  $Tas$  que maximiza la FO (Figura 3.2).

También es posible llevar a cabo este procedimiento utilizando la función min/max del *EES*, que proporciona directamente el valor de  $Tas$  que maximiza la FO. Aun así, en esta ocasión se ha realizado la representación gráfica, ya que en el caso de que la función tuviera más de un máximo el *EES* podría proporcionar un resultado que no es el deseado (correspondiente a un máximo relativo).

La función objetivo viene definida por la ecuación 3.41, y representa la diferencia entre los ingresos y los gastos de la planta

$$FO \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) = \text{Ahorro}_{cble} \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) - \frac{\text{Coste precalentador}}{\text{Vida planta}} \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) \quad (3.41)$$

Se ha considerado que la vida de la planta es de 20 años, y el ahorro de combustible se obtiene mediante la ecuación 3.42

$$\text{Ahorro}_{cble} = m_{cble}(\text{sin precalentador}) - m_{cble}(\text{con precalentador}) \quad (3.42)$$

En la Figura 3.2 se puede observar como la función objetivo aumenta conforme aumenta  $Tas$ . Esto significa que los ingresos producidos por el ahorro de combustible son más elevados que los costes de inversión del precalentador.

De esto se puede deducir que es rentable instalar el precalentador y aprovechar el calor sensible de los gases de combustión.

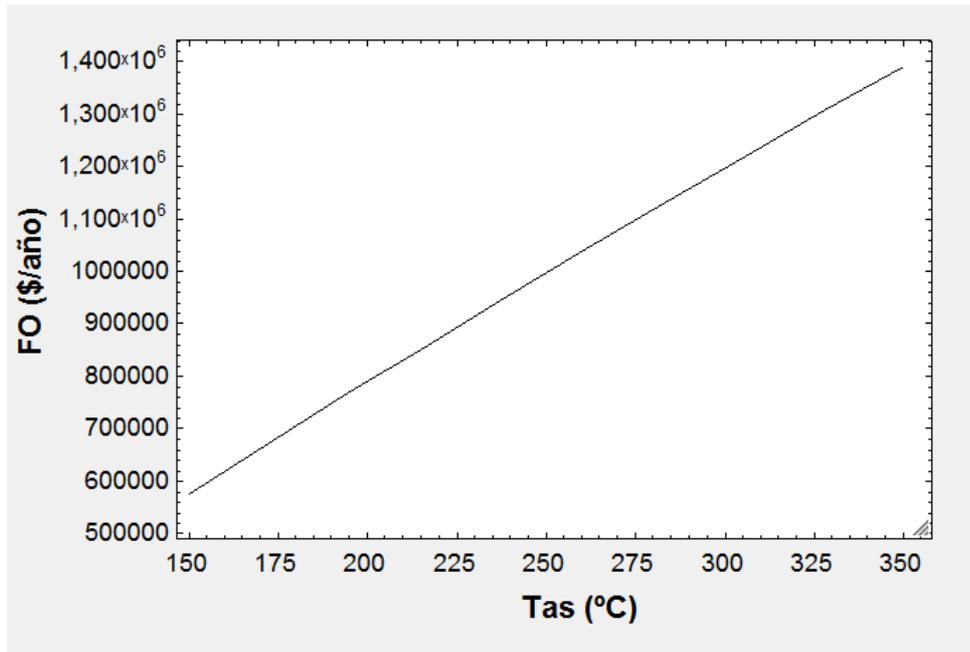


Figura 3.2. Función objetivo (\$/año) frente a temperatura de entrada del aire en el horno (°C).

Cabe destacar que las ecuaciones del precalentador de aire son las mismas que se explicaron anteriormente, en el apartado de intercambiadores.

Por último, se va a plantear el balance de energía global, que incluye al horno y al precalentador (ecuación 3.43).

$$Q_{cble} = Q_{util} + Q_{gases} + Q_{vapor} + P_{tr} \quad (3.43)$$

Hay que tener en cuenta que en este caso la potencia aportada por el aire es nula, ya que entra al precalentador a 25°C. Por otro lado, los términos  $Q_{gases}$  y  $Q_{vapor}$  se calculan con las ecuaciones 3.44 y 3.45. Mientras que el resto de términos de la ecuación 3.43 se obtienen del mismo modo que en el balance de energía del horno.

$$Q_{gases} = m_{gases} \cdot m_{cble} \cdot Cp_{gases} \cdot (Tsg_2 - 25) \quad (3.44)$$

$$Q_{vapor} = m_{vapor} \cdot m_{cble} \cdot Cp_{vapor} \cdot (Tsg_2 - 25) \quad (3.45)$$

Para terminar de cerrar el balance, es necesario fijar el rendimiento del horno. Normalmente, los hornos operan con un rendimiento del 80-90% [29], en base a estos datos, se ha impuesto un rendimiento del 85%. Este parámetro viene definido por la ecuación 3.46:

$$\eta = \frac{Q_{util}}{Q_{cble} + Q_{aire}} \quad (3.46)$$

Determinar el área de transferencia del horno es algo bastante complejo, ya que en este equipo el calor se transmite por radiación y por convección (en los intercambiadores solo por convección). Habitualmente, el 50-70% del calor se transfiere por radiación [29]. En este caso, para simplificar los cálculos, se ha supuesto que todo el calor se transmite por convección. De este modo, se puede calcular el área de transferencia con la ecuación 3.15, como si fuera un intercambiador de calor.

Se ha considerado que el coeficiente global de transferencia tendrá un valor de 40W/m<sup>2</sup>·K, y que la velocidad del fluido que circula por el interior de los tubos del horno será de 1,5 m/s (ambos datos se han elegido en base a valores típicos) [29].

### 3.3 Tanques

El volumen de los tanques se ha seleccionado para que estos equipos tengan una capacidad de almacenamiento de 30 días. Una vez conocido el volumen total, se ha utilizado la norma GNT-SSNP-M001-2005 de la compañía Pemex (Figura 3.3) para dimensionar los tanques.

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

Figura 3.3. Dimensiones tanques

Todos los tanques se encontrarán a presión atmosférica y temperatura ambiente (con excepción del de hidrógeno), por lo que será necesario enfriar las corrientes antes de introducir las en los tanques. Para ello, se emplearán intercambiadores carcasa y tubo, que utilizarán como fluido de refrigeración el R134a a una temperatura de -40 °C.

Es muy importante tener en cuenta que, tanto los hidrocarburos aromáticos como el metanol son fluidos muy peligrosos debido a su elevado punto de inflamación. El punto de inflamación es aquella temperatura a partir de la cual un líquido arde cuando se produce una chispa o cualquier fuente de ignición. En la Tabla 3.4 se pueden observar los puntos de inflamación de los compuestos mencionados anteriormente.

Tabla 3.4. Punto de inflamabilidad de tolueno, p-xileno y metanol [32, 33, 34].

Compuesto	Punto de inflamación (°C)	Peligrosidad
Tolueno	4	Altamente inflamable
P-xileno	24-27	Inflamable
Metanol	12	Altamente inflamable

Si el punto de inflamación de un componente es inferior o muy cercano a la temperatura de almacenamiento, es recomendable emplear tanques de techo flotante por motivos de seguridad. De modo que los tanques de almacenamiento de tolueno, xileno y metanol serán de techo flotante.

Por otra parte, el tanque de almacenamiento de agua será de techo fijo, ya que es un compuesto que carece de peligrosidad.

El tanque de hidrógeno se ha diseñado de forma diferente al resto. Para facilitar el transporte y el almacenamiento, este compuesto se almacenará a 300 bar, por lo que será necesario que el tanque cuente con un aislamiento de resina epoxy.

Además, se ha establecido un volumen capaz de soportar la capacidad de almacenamiento de 10 días de producción, no de 30. El motivo de esta decisión es que el almacenamiento de grandes cantidades de hidrógeno es bastante caro [21].

En la Tabla 3.5 se muestra el volumen de los diferentes tanques de la instalación

Tabla 3.5. Capacidad tanques de almacenamiento

Tanque	Fluido que almacena	Volumen (m <sup>3</sup> )
TK-101	Tolueno	12.720
TK-102	Metanol	8.745
TK-103	Hidrógeno	5.983
TK-104	P-xileno	12.720
TK-105	Agua	3.180

## 3.4. Reactor

### 3.4.1. Diseño del reactor

El reactor es uno de los equipos más importantes de la planta. En su interior el tolueno y el metanol reaccionan para formar p-xileno. Aunque hay que tener en cuenta que también se forman otros compuestos no deseados.

Para obtener los flujos molares a la salida del reactor se han empleado las ecuaciones de balance de un flujo piston, puesto que su comportamiento se asemeja al de un reactor tubular de lecho fijo. En las ecuaciones 3.47 y 3.48 se muestran las ecuaciones de balances de materia y energía.

$$\frac{dF_i}{dW} = \sum_{j=1}^{N_r} v_{ij} \cdot \eta_j \cdot r'_j \quad (3.47)$$

Donde:

- Los subíndices  $i$  y  $j$  hacen referencia al número de componentes y de reacciones, respectivamente ( $i=8$ ,  $j=5$ ).
- $F_i$  es el flujo molar de cada componente (kmol/h).
- $W$  la masa de catalizador del reactor (kg).
- $\nu_{ij}$  es el coeficiente estequiométrico de cada componente en cada reacción.
- $\eta_j$  es el factor de efectividad global de cada reacción, y se utiliza para tener en cuenta los efectos de difusión en el catalizador. Las reacciones 1, 3 y 4 son las que se dan dentro de los poros del catalizador, y los valores de sus factores de efectividad se muestran en la Tabla 3.6. Estos parámetros han sido obtenidos de manera empírica, de la misma referencia que la cinética de las reacciones. El reactor opera con el mismo catalizador, pero las condiciones de operación no son exactamente las mismas, aunque sí son parecidas. Aun así, se han tomado estos valores de los factores de efectividad, ya que pueden servir como una primera estimación, aunque hay que tener en cuenta que en la realidad pueden ser algo distintos.
- $r'_j$  es la velocidad de reacción intrínseca por unidad de masa de catalizador (kmol/kgcat·s).

$$\sum_{i=1}^{N_c} F_i \cdot C p_i \frac{dT}{dW} = \sum_{j=1}^{N_r} (-\Delta H_{R,T})_j \cdot \eta_j \cdot r'_j + \frac{4}{D_{tubo} \cdot (1 - \varepsilon_b) \cdot \rho_{cat}} \cdot U \cdot (T_{ref} - T) \quad (3.48)$$

Siendo

- $C p_i$  el calor específico de cada componente (kJ/kmol·K).
- $T$  la temperatura en cada punto del reactor (K).
- $\Delta H_{R,T}$  la entalpía de cada reacción a la temperatura a la que se encuentra el reactor en cada punto (kJ/kmol).
- $D_{tubo}$  es el diámetro del reactor (m).
- $\varepsilon_b$  es la porosidad del lecho, se ha supuesto un valor de 0,6.
- $\rho_{cat}$  es la densidad del catalizador: 1780 kg/m<sup>3</sup> [36].
- $U$  es el coeficiente global de transferencia (W/m<sup>2</sup>·K).
- $T_{ref}$  es la temperatura del refrigerante (K). Se ha elegido como refrigerante una sal fundida que cambia de fase a 421,4°C [22].

Como se explica en el apartado de los intercambiadores de calor, el coeficiente global de transferencia depende de los coeficientes de película interno y externo. En este caso el externo es el del refrigerante (sal fundida) y el interno el de los productos que se encuentran dentro del reactor (gases).

Por lo tanto, se puede decir que el valor de  $U$  dependerá, principalmente, del coeficiente de película interno, que tendrá un valor mucho menor que el externo. Esto se debe a que el coeficiente de película de las sales fundidas es del orden de 1500-2500 W/m<sup>2</sup>·K, mientras que el de los gases es del orden de 100 W/m<sup>2</sup>·K.

En consecuencia, se ha calculado el coeficiente de película interno, que tiene un valor de 134,8 W/m<sup>2</sup>·K, y a partir de este resultado se ha estimado un valor de  $U$  de 130 W/m<sup>2</sup>·K.

Tabla 3.6. Factores de efectividad global [19]

Factor de efectividad global	Valor
$\eta_1$	1
$\eta_3$	0,7781
$\eta_4$	2,977

Con el objetivo de determinar la potencia que deben ceder las bombas de alimentación, se ha calculado la pérdida de carga del fluido a lo largo del reactor. Para ello, se ha utilizado la ecuación 3.49. Cabe destacar que este proceso se ve favorecido por operar a presiones cercanas a la presión atmosférica, es recomendable que la presión de alimentación al reactor no exceda los 3 bares para que la selectividad hacia el p-xileno sea lo suficientemente alta.

$$\frac{dP}{dW} = -f_{ERGUN} \cdot \alpha \cdot \frac{\rho_{gas} \cdot u_{gas}^2}{dp} \quad (3.49)$$

Donde:

- $P$  representa la presión del fluido en cada punto del reactor (Pa).
- $u_{gas}$  hace referencia a la velocidad del gas (m/s).
- $dp$  es el diámetro de las partículas del catalizador (m). Se tomado un valor de 8 mm para que la pérdida de carga no sea muy elevada [19].
- $f_{ERGUN}$  y  $\alpha$  son parámetros que se obtienen mediante las ecuaciones 3.50 y 3.51

$$f_{ERGUN} = \left( 1,75 + \frac{150}{Re_p} \cdot (1 - \varepsilon_b) \right) \cdot \frac{1 - \varepsilon_b}{\varepsilon_b^3} \quad (3.50)$$

$$\alpha = \frac{1}{A_T \cdot N_{tubos} \cdot (1 - \varepsilon_b) \cdot \rho_{cat}} \quad (3.51)$$

Donde:

- $Re_p$  es el número adimensional de Reynolds de las partículas de catalizador
- $A_T$  el área de paso de uno de los tubos del reactor.
- $N_{tubos}$  es el número de tubos del reactor

Finalmente, el volumen del reactor se obtiene a partir de la ecuación 3.52.

$$dV = \frac{dW}{(1 - \varepsilon_b) \cdot \rho_{cat}} \quad (3.52)$$

A partir del volumen se pueden determinar el resto de dimensiones del reactor con ayuda de la ecuación 3.53.

$$V = N_{tubos} \cdot A_T \cdot L \quad (3.53)$$

Para emplear las ecuaciones descritas anteriormente, es necesario fijar algunos datos de partida, como la composición, la temperatura y la presión de alimentación al reactor. Estos valores se han impuesto es base a la conversión y selectividad deseadas.

En la Tabla 3.7 se muestran la composición, presión y temperatura de la corriente de alimentación al reactor, además de los valores típicos recomendados.

Tabla 3.7. Condiciones de operación reactor [3, 19, 20]

Parámetro	Valor recomendado	Valor elegido
Temperatura de alimentación (°C)	350-475	400
Relación tolueno/metanol	1-12 (habitualmente 4)	3
Relación tolueno/inerte	0,125-1 (habitualmente 0,5)	0,5
Presión de alimentación (bar)	1-3	3

Una vez fijados los parámetros expuestos en la Tabla 3.7 ya se puede determinar la masa de catalizador, además del resto de dimensiones del reactor (Tabla 3.8).

En primer lugar, se obtiene el volumen del reactor a partir de la ecuación 3.54. Posteriormente, es necesario fijar el valor dos parámetros (diámetro de tubos, longitud o número de tubos). En este caso, se ha impuesto un diámetro de tubos de 2 pulgadas (valor habitual) y una longitud de 5 metros (para que desmontar el reactor no sea un proceso muy aparatoso). A partir de ahí, el número de tubos se puede obtener fácilmente con la ecuación 3.55. En la Tabla 3.8 aparece un cuadro resumen en el que se muestran las dimensiones del reactor.

Tabla 3.8. Dimensiones del reactor.

Parámetro	Valor
Masa de catalizador (kg)	12.500
Volumen (m <sup>3</sup> )	17,56
Longitud (m)	5
Diámetro tubos (in)	2
Número de tubos	1.732

A continuación, se muestran algunas gráficas en las que se puede observar el comportamiento de distintas variables a lo largo del reactor.

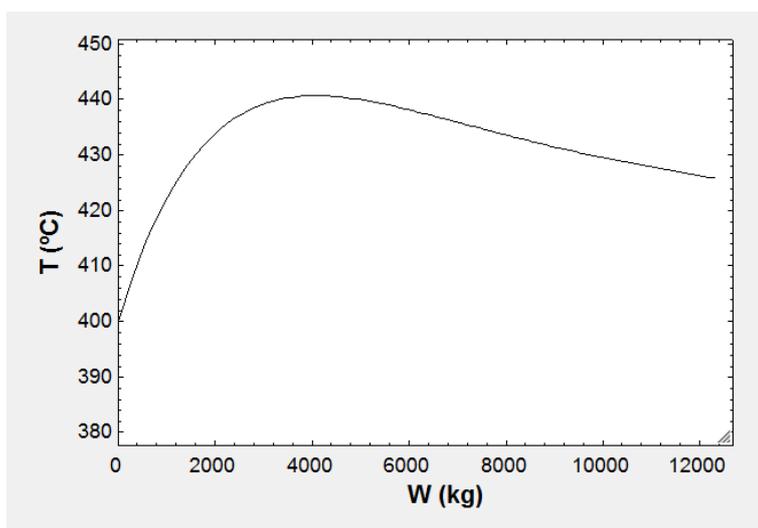


Figura 3.4. Evolución de la temperatura (°C) a lo largo del reactor.

En la Figura 3.4 se puede observar como afecta el uso de un refrigerante al reactor. Los reactivos se alimentan al reactor a 400°C, y al principio la temperatura sube de forma brusca debido a la exotermidad de las reacciones, pero luego el refrigerante hace que la temperatura vaya disminuyendo hasta alcanzar la temperatura de salida (425,6 °C).

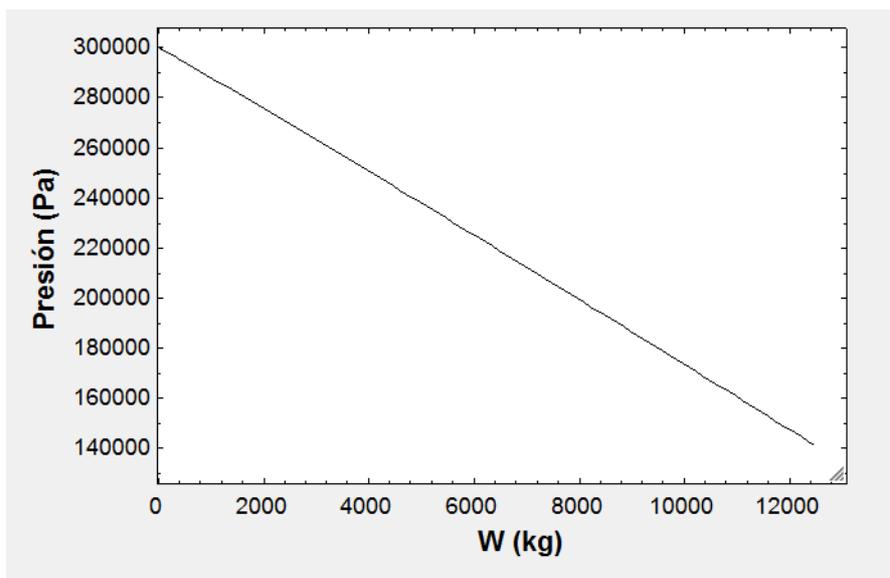


Figura 3.5. Evolución de la pérdida de carga (Pa) a lo largo del reactor.

Tal y como se muestra en la Figura 3.5, la presión disminuye de forma lineal a lo largo del reactor. La alimentación al reactor se introduce a 3 bares, de este modo el fluido conseguirá vencer la pérdida de carga del reactor y la de los dos intercambiadores que se encuentran a continuación. La pérdida de carga en el reactor es de 1,6 bares, por lo que el fluido tendrá una presión de 1,4 bares al abandonar el reactor.

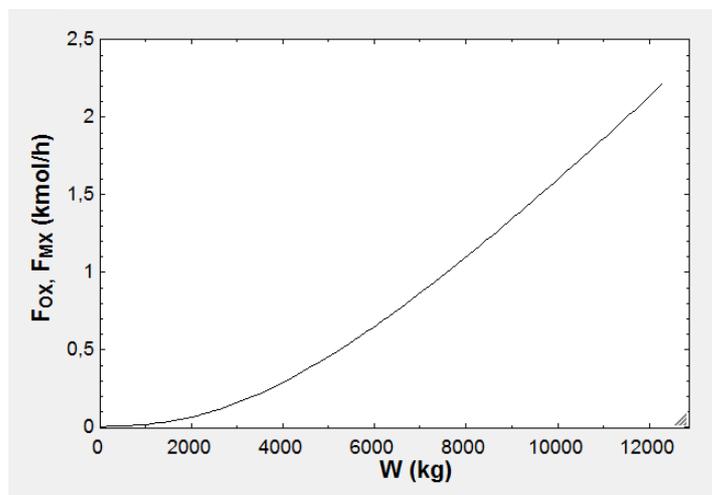


Figura 3.6. Caudal de m-xileno y o-xileno (kmol/h) a lo largo del reactor.

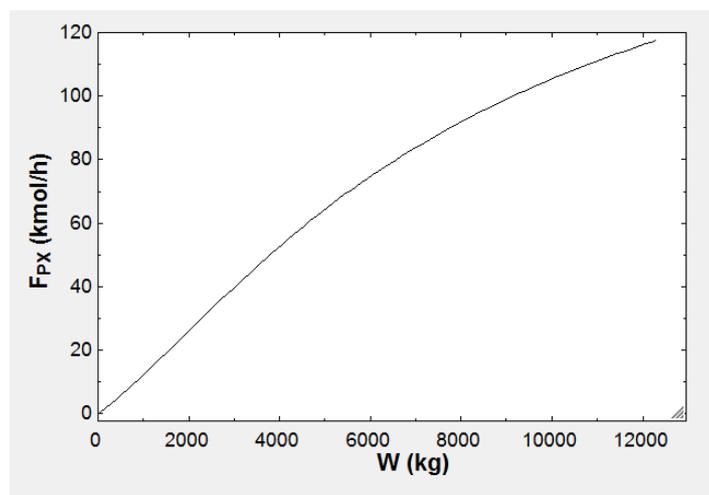


Figura 3.7. Caudal de p-xileno (kmol/h) a lo largo del reactor.

Analizando las Figuras 3.6 y 3.7 se puede ver que la producción de p-xileno es muy superior que la de los isómeros meta y orto. De modo que se ha conseguido el objetivo buscado, una selectividad elevada hacia el p-xileno (Figura 3.9).

Por otro lado, esto también implica que la conversión obtenida no será muy alta. Como se puede apreciar en la Figura 3.8, la conversión aumenta a lo largo del reactor, pero no llega a alcanzar un valor elevado.

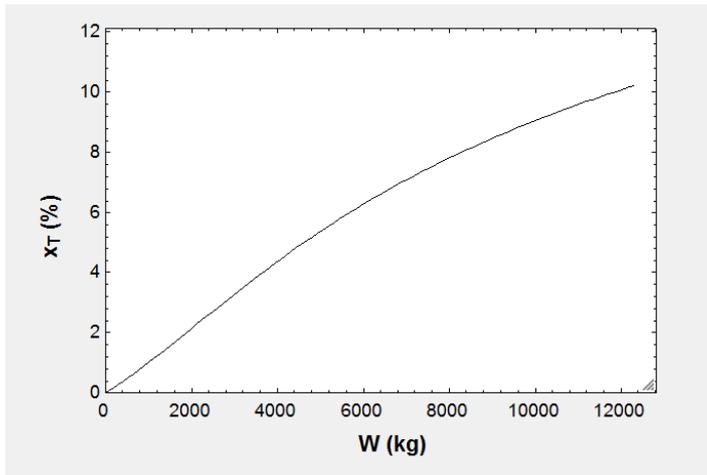


Figura 3.8. Evolución de la conversión de tolueno (%) a lo largo del reactor.

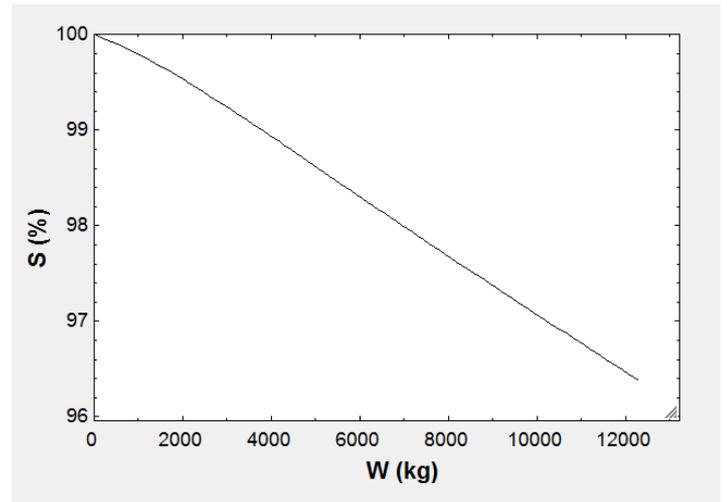


Figura 3.9. Evolución de la selectividad (%) a lo largo del reactor

En la Tabla 3.9 aparecen la selectividad y la conversión obtenida bajo estas condiciones de operación, además de la producción de xileno.

Tabla 3.9. Conversión y selectividad en el reactor.

Parámetro	Valor obtenido
Producción p-xileno (kmol/h)	118,4
Producción o-xileno (kmol/h)	2,268
Producción m-xileno (kmol/h)	2,268
Selectividad (%)	96,31
Conversión (%)	10,31

### 3.4.2. Análisis de sensibilidad

En las gráficas que se muestran a continuación se puede observar el comportamiento del reactor, y como varían la conversión y la selectividad con respecto a las características de la alimentación del reactor. Cuando se habla de selectividad se hace referencia a la selectividad del p-xileno con respecto al m-xileno y el o-xileno.

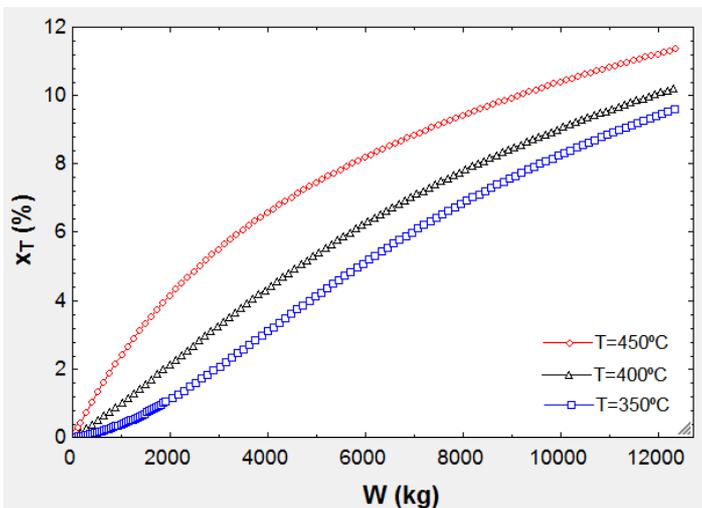


Figura 3.10. Conversión de tolueno (%) frente a masa de catalizador (kg) en función de la temperatura de alimentación.

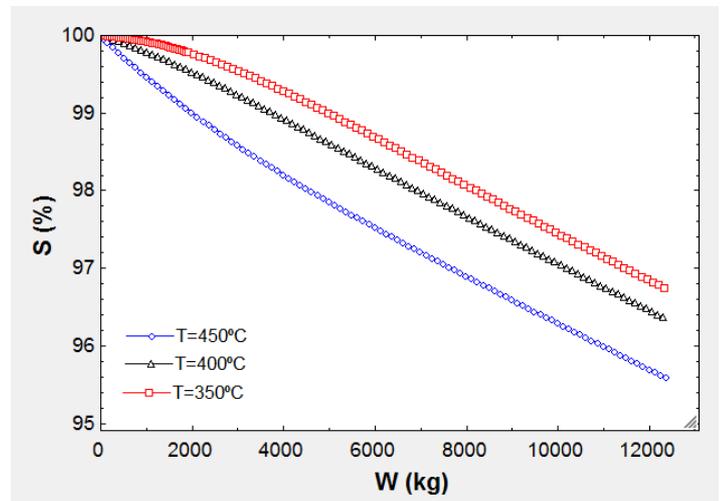


Figura 3.11. Selectividad hacia p-xileno (%) frente a masa de catalizador (kg) en función de la temperatura de alimentación.

En las Figuras 3.10 y 3.11 se muestra como varían la selectividad y la conversión con la temperatura de alimentación. Cuando aumenta la temperatura también aumenta la conversión (Figura 3.10), aunque la selectividad hacia el p-xileno disminuye (Figura 3.11).

Esta disminución de la selectividad se debe a que, la producción de o-xileno y m-xileno aumenta con la temperatura a mayor velocidad que la producción de p-xileno.

Pero no sólo es la selectividad del p-xileno hacia los isómeros meta y orto la que se ve perjudicada al aumentar la temperatura de alimentación. La reacción de desproporción de tolueno (se forma benceno) también se ve favorecida por las altas temperaturas [20].

De modo que al aumentar la temperatura de alimentación aumenta la producción de m-xileno, o-xileno y benceno, mientras que la de p-xileno también aumenta, pero de forma más lenta.

Este proceso requiere una selectividad muy elevada en el reactor (por encima del 96%). Esto se debe a que el p-xileno es demandado en el mercado con una pureza superior al 99%, y la separación de los distintos isómeros del xileno es un proceso muy complicado y caro.

De modo que es necesario que la alimentación al reactor no se encuentre a una temperatura muy alta para que la selectividad sea elevada. Pero la temperatura tampoco puede ser muy baja, ya que si la conversión disminuye demasiado también disminuirá la producción de p-xileno, y haría falta un reactor de gran tamaño (mucha cantidad de catalizador) para obtener la producción fijada.

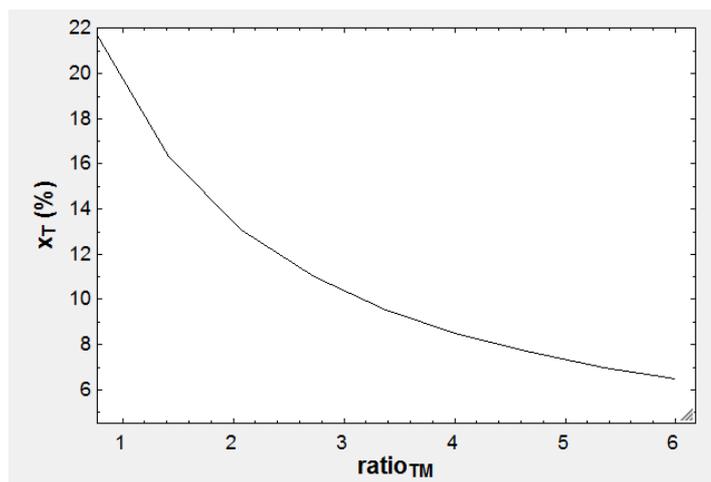


Figura 3.12. Conversión (%) frente a relación tolueno/metanol en la alimentación.

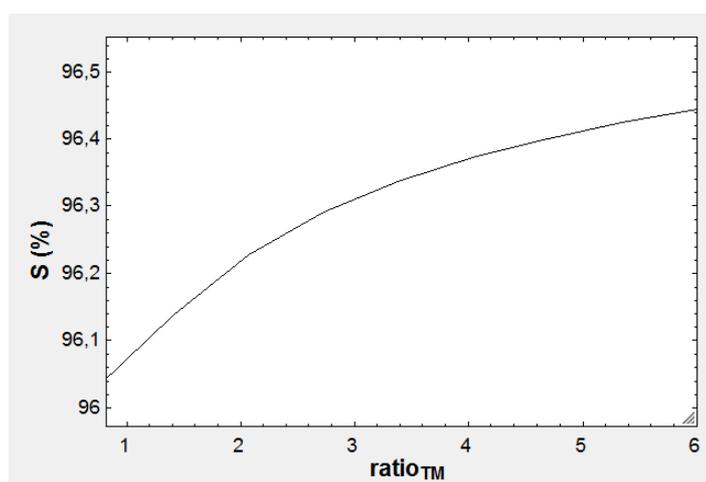


Figura 3.13. Selectividad (%) frente a relación tolueno/metanol en la alimentación.

En las Figuras 3.12 y 3.13 se puede advertir como varían la conversión y la selectividad con respecto a la relación tolueno/metanol en la alimentación al reactor. Como se puede observar, la conversión es más sensible que la selectividad a una variación en este parámetro. Al aumentar la relación tolueno/metanol la conversión sufre una gran disminución, mientras que la selectividad aumenta, pero no demasiado.

Aun así, no es recomendable operar a bajas relaciones de tolueno/metanol, debido a que esto provocaría una mayor pérdida de metanol en la reacción de deshidratación de metanol (una reacción lateral no deseada). Por ejemplo, si la relación tolueno/metanol fuese igual a la unidad (a una temperatura de 500°C), aproximadamente el 82% del metanol reaccionado sería consumido por reacciones secundarias [19].

Para obtener una selectividad alta, es necesario que el tiempo espacial sea bajo, aunque esto también supondrá que la conversión sea algo menor. Un tiempo espacial bajo implica un bajo tiempo de contacto de los reactivos en la superficie del catalizador, lo que disminuye las reacciones de isomerización no deseadas de p-xileno hacia m-xileno y o-xileno. Se puede conseguir un tiempo espacial bajo con un alto contenido de tolueno en la alimentación (una ratio tolueno/metanol elevado) [20].

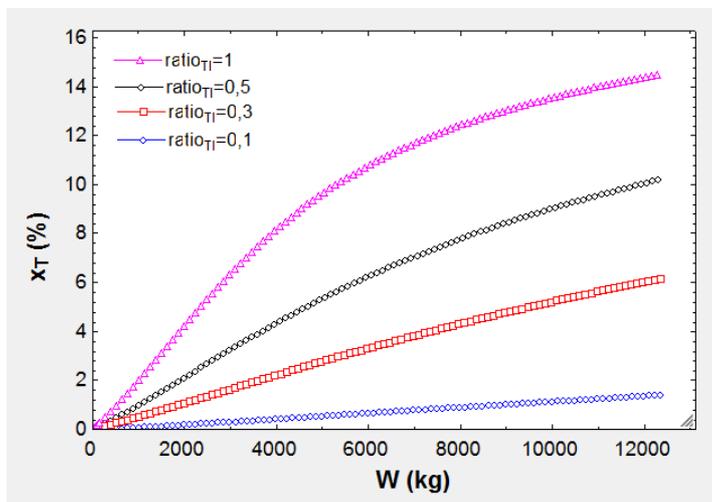


Figura 3.14. Selectividad hacia p-xileno (%) frente a masa de catalizador a lo largo del reactor (kg) en función de la ratio tolueno/inerte.

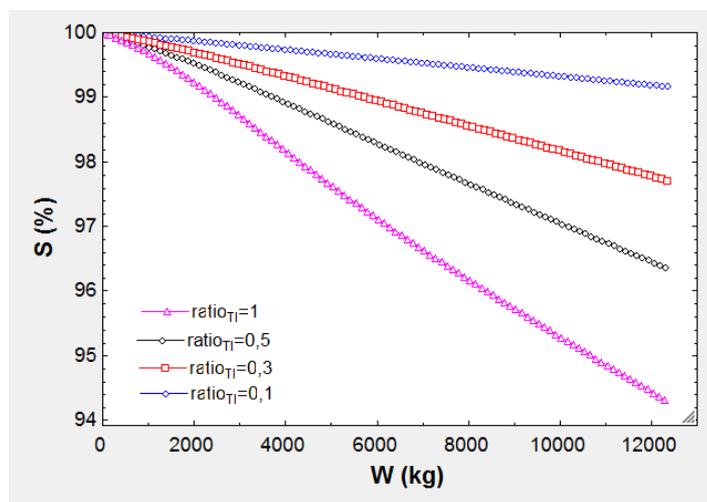


Figura 3.15. Conversión de tolueno (%) frente a masa de catalizador a lo largo del reactor (kg) en función de la ratio tolueno/inerte.

En las Figuras 3.14 y 3.15 se expone la influencia de la relación tolueno/inerte en el comportamiento del reactor. El inerte se añade con el objetivo de diluir la alimentación y poder controlar el tiempo de contacto [3,20].

Como se puede observar, tanto la conversión como la selectividad son muy sensibles frente a una variación de la relación tolueno/inerte. Cuando este parámetro aumenta, tiene lugar un incremento de la conversión, pero la selectividad disminuye. Además, también hay que tener en cuenta que la desactivación del catalizador por acumulación de coque se acelera conforme aumenta la ratio tolueno/inerte [20].

En muchos estudios, se recomienda que la ratio tolueno/inerte tenga un valor de 0,5. De este modo se obtendrá una buena selectividad sin que la conversión disminuya demasiado [3,20].

### 3.5. Equipos de separación

Como ya se ha dicho anteriormente, no forma parte del alcance de este proyecto el diseño riguroso de los equipos relacionados con la separación. Sin embargo, se va a llevar a cabo una estimación preliminar de sus dimensiones, con el objetivo de poder calcular en el siguiente apartado los costes de inversión de la instalación.

#### 3.5.1. Flash

Con las condiciones de operación mencionadas en el apartado anterior, se consiguen eliminar por cabeza del flash (V-101) el 85% de los hidrocarburos gaseosos y el 99% del hidrógeno de la corriente de alimentación [19].

En lo referido al dimensionamiento de este equipo, cabe destacar que su diámetro debe ser lo suficientemente grande como para disminuir la velocidad del gas por debajo de la velocidad a la cual las partículas se asentarán. Este diámetro es el mínimo permisible, y viene definido por la ecuación 3.54 [29].

$$D_v = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_g}{\pi \cdot u_t}} \quad (3.54)$$

Donde:

- $D_v$  es el diámetro mínimo del flash (m).
- $Q_g$  es el caudal volumétrico del gas ( $m^3/s$ ).
- $u_t$  es la velocidad de asentamiento de las gotas líquidas (m/s), y se calcula con la ecuación 3.55

$$u_t = 0,07 \cdot \left( \frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \quad (3.55)$$

Siendo  $\rho_L$  y  $\rho_g$  las densidades del líquido y el gas ( $kg/m^3$ ), respectivamente.

La altura del flash se divide en dos partes, la ocupada por el gas y la ocupada por el líquido. La altura ocupada por el gas debe ser lo suficientemente grande como para permitir el desacoplamiento de las gotas líquidas, y su valor solo depende del diámetro mínimo permisible, tal y como se muestra en la Figura 3.16.

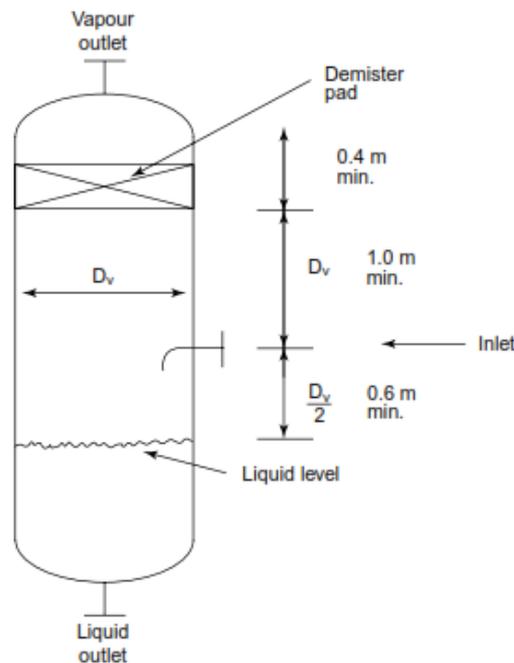


Figura 3.16. Esquema de las dimensiones de un separador flash [29].

Por otro lado, la altura ocupada por el líquido dependerá del tiempo de retención necesario, que habitualmente es de 10 minutos [29].

En la Tabla 3.10 se muestran los resultados obtenidos al estimar las dimensiones de este equipo.

Tabla 3.10. Dimensiones del flash V-101

$Q_g$ ( $m^3/s$ )	$Q_L$ ( $m^3/s$ )	$u_t$ (m/s)	Altura del gas (m)	Altura del líquido (m)	Diámetro (m)	Volumen ( $m^3$ )
15,37	0,041	1,77	5,38	2,82	3,32	71,03

### 3.5.2. Decantador

Los balances de materia se han realizado imponiendo rendimientos de separación, al igual que en el caso del flash. El agua resulta bastante fácil de eliminar de la corriente de aromáticos debido a que su densidad es bastante mayor (se separa el 99,71%). Por el contrario, sólo se consigue eliminar el 68% del metanol, ya que, a pesar de encontrarse disuelto en el agua, su densidad es menor [19].

Para calcular el volumen óptimo que debe tener este equipo, es necesario determinar el tiempo de residencia requerido por la mezcla para separarse (ecuación 3.56 [3]).

$$t = 100 \cdot \frac{\mu_a}{\rho_a - \rho_o} \quad (3.56)$$

Donde:

- $t$  es el tiempo necesario de separación (h).
- $\mu_a$  es la viscosidad de la fase acuosa (kg/m·s).
- $\rho_a$  y  $\rho_o$  son las densidades de la fase acuosa y la fase orgánica, respectivamente (kg/m<sup>3</sup>).

Conociendo el tiempo de separación resulta bastante sencillo calcular el volumen (ecuación 3.57 [3]).

$$V = Q \cdot t \quad (3.57)$$

Siendo  $V$  el volumen del decantador (m<sup>3</sup>), y  $Q$  el caudal volumétrico que se alimenta a este equipo (m<sup>3</sup>/h).

En la Tabla 3.11 se muestran los resultados obtenidos:

Tabla 3.11. Dimensiones del decantador V-102

Caudal (m <sup>3</sup> /min)	Tiempo (min)	Volumen (m <sup>3</sup> )
2,418	4,621	11,17

### 3.5.3. Columnas de destilación

El diseño riguroso de una columna de destilación es muy complejo, ya que habría que tener en cuenta la transferencia de materia y de calor en cada etapa. Para simplificar los cálculos, se ha determinado el número de etapas ideales con la Ecuación de Fenske (ecuación 3.58 [36]), y posteriormente se ha impuesto un rendimiento del 70% en cada etapa (ecuación 3.59).

Es importante tener en cuenta que estos cálculos no son más que una aproximación, y se realizan con el único objetivo de disponer de algún dato para poder estimar, en el siguiente apartado, los costes de inversión de la instalación. Para realizar un diseño más fiable sería necesario emplear un software más complejo, como por ejemplo *Aspen Plus*.

$$N_{min} = \frac{\log_{10} \left( \frac{x_D}{x_B} \cdot \left( \frac{1-x_B}{1-x_D} \right) \right)}{\log_{10} \alpha} \quad (3.58)$$

$$N_{real} = \frac{N_{min}}{\eta} \quad (3.59)$$

Donde:

- $N_{min}$  es el número de etapas ideales.
- $N_{real}$  es el número de etapas reales.
- $\eta$  es el rendimiento de cada etapa (70%).
- $x_D$  es la fracción másica del componente más volátil en la cabeza de la torre.
- $x_B$  es la fracción másica del componente más volátil en el fondo de la torre.
- $\alpha$  es la volatilidad relativa de los dos componentes que se quieren separar.

Para dimensionar la torre se han utilizado las ecuaciones 3.60 y 3.61 [29].

$$H = N_{real} \cdot L_t \quad (3.60)$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_w}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}} \quad (3.61)$$

Donde:

- $H$  y  $D$  son la altura y el diámetro de la torre (m).
- $L_t$  es la distancia entre los platos de la torre, se le ha asignado un valor de 0,5 metros [29].
- $V_w$  es el caudal de vapor (kg/s).
- $\rho_v$  es la densidad del vapor (kg/m<sup>3</sup>).
- $u_v$  es la velocidad del vapor, se ha tomado un valor típico de 2m/s [29].

En la Tabla 3.12 se muestran las dimensiones obtenidas por medio de las ecuaciones anteriores.

Tabla 3.12. Dimensiones columnas de destilación

Torre	Volatilidad relativa	n° etapas ideales	n° etapas reales	Diámetro (m)	Altura (m)	Volumen (m <sup>3</sup> )
T-101	2,03	14	19	0,7	9,5	3,7
T-102	2,08	24	33	3,0	16,5	116,6
T-103	2,99	9	13	0,9	6,2	4,1
T-104	1,17	34	48	1,5	23,8	38,4

El volumen de la torre T-105 se ha considerado despreciable con respecto al resto. Debido a la elevada volatilidad relativa existente entre el benceno y el p-xileno, se requieren muy pocas etapas para realizar la separación de estos dos compuestos. De modo que las dimensiones de este equipo pueden considerarse despreciables a la hora de estimar los costes de inversión.

# 4. MEDICIONES Y PRESUPUESTOS

Con el objetivo de estimar la inversión inicial requerida en la planta, se va a determinar el coste de los equipos que la forman. Además, también se deberán en cuenta otros costes fijos como la instalación, el terreno, la instrumentación...

## 4.1. Coste de equipos

### 4.1.1. Correlaciones de costes

El coste de los equipos se ha estimado por medio de correlaciones. Para calcular el coste de un equipo a través de su capacidad, se utiliza la correlación mostrada en la ecuación 4.1 [37].

$$\log_{10}(C_{\text{equipo}}) = K_1 + K_2 \cdot \log_{10}(A) + K_3 \cdot (\log_{10}(A))^2 \quad (4.1)$$

Donde:

- $C_{\text{equipo}}$  es el coste de un equipo a presión atmosférica, temperatura ambiente y construido con acero al carbono.
- $A$  es la capacidad o tamaño del equipo. Este parámetro depende cada equipo, por ejemplo, en un intercambiador de calor es el área, mientras que en una bomba es la potencia consumida. En la Tabla 4.1 se muestra cual es la capacidad o tamaño de cada equipo.
- $K_i$  son parámetros característicos de cada equipo, y se muestran en la Tabla 4.2.

En el caso de que la presión de operación del equipo sea distinta a la atmosférica, el valor del coste del equipo se debe corregir aplicando en un factor de corrección por presión [37].

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

Donde:

- $F_P$  es el factor de corrección (bar), que depende de la presión de operación del equipo.
- $P$  es la presión de operación del equipo en bares.
- $C_i$  son parámetros característicos del equipo, cuyos valores se muestran en la Tabla 4.3.

En el caso de que el material de construcción del equipo sea distinto al acero al carbono, el valor del coste del equipo se debe corregir aplicando un factor de corrección por material ( $F_M$ ). No se será necesario llevar a cabo dicha corrección en este proceso, ya que los fluidos empleados no son corrosivos ni peligrosos. De modo que todos los equipos estarán construidos con acero al carbono ( $F_M = 1$ ).

Una vez conocidos Los factores  $F_M$  y  $F_P$ , la correlación de coste dependerá del tipo de equipo (Tabla 4.5).

### 4.1.2. Correlaciones de BOEHM

Las correlaciones empleadas para obtener el coste de los equipos requieren que la capacidad o tamaño de los estos se encuentre dentro de un rango determinado. En el caso de los intercambiadores de calor, ocurre que su capacidad (área) calculada es mucho mayor a la comprendida en el rango de las correlaciones anteriores.

En consecuencia, el coste de los intercambiadores de calor se va a estimar por medio de las correlaciones de BOEHM, que se rigen po la ecuación 4.3 [38].

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

Donde:

- $A_{ref}$  es el tamaño de referencia, para el caso de los intercambiadores de calor tiene un valor de 100 m<sup>2</sup>.
- $C_{ref}$  es el coste de un equipo cuyo tamaño es igual al de referencia, para el caso de los intercambiadores de calor tiene un valor de 21.000 \$
- $\alpha$  es un parámetro que también viene definido por las correlaciones, tiene un valor de 0,71 en los intercambiadores de calor.

#### 4.1.3. Parámetros característicos y resultados

Tabla 4.1. Capacidad o tamaño de cada equipo [37].

Equipo	Capacidad o tamaño
Compresor	Potencia (kW)
Intercambiador de calor	Área de transferencia (m <sup>2</sup> )
Horno	Calor transferido (kW)
Bomba	Potencia (kW)
Tanque	Volumen (m <sup>3</sup> )
Vasija vertical (flash, reactor y columnas)	Volumen (m <sup>3</sup> )
Vasija horizontal (decantador)	Volumen (m <sup>3</sup> )

Tabla 4.2. Parámetros característicos de cada equipo,  $K_i$  [37].

Equipo	$K_1$	$K_2$	$K_3$
Compresor	2,2891	1,3603	-0,1027
Horno	7,3488	-1,1666	0,208
Bomba	3,3892	0,0536	0,1538
Tanque de techo fijo	4,8509	-0,3973	0,1445
Tanque de techo flotante	5,9567	-0,7585	0,1749
Vasija vertical	3,4974	0,4485	0,1074
Vasija horizontal	3,5565	0,3776	0,0905

Tabla 4.3. Parámetros característicos de cada equipo,  $C_i$  [37].

Equipo	$C_1$	$C_2$	$C_3$
Horno	0,1347	-0,2368	0,1021
Bomba	-0,3935	0,3957	-0,00226

El factor de corrección por presión en las vasijas se determina de acuerdo a los datos mostrados en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4. Factor de corrección por presión en vasijas [37].

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

Tabla 4.5. Correlación de coste empleada para cada equipo [37].

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

Siendo  $B_i$  parámetros característicos de cada equipo, sus valores se muestran en la Tabla 4.6.

Tabla 4.6. Parámetros característicos de cada equipo,  $B_i$  [37].

Equipo	$B_1$	$B_2$
Bomba	1,89	1,35
Tanque	1,10	0,00
Reactor	2,25	1,82
Vasija vertical	2,25	1,82
Vasija horizontal	1,49	1,52

En la Tabla 4.7 se muestra el coste de cada equipo calculado en base a las ecuaciones anteriores.

Tabla 4.7. Coste equipos

<b>Equipo</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Tamaño</b>	<b>Coste (\$)</b>
Tanque TK-101	1	12.720 m <sup>3</sup>	640.728
Tanque TK-102	1	8.745 m <sup>3</sup>	509.384
Tanque TK-103	1	5.983 m <sup>3</sup>	424.894
Tanque TK-104	1	12.720 m <sup>3</sup>	599.567
Tanque TK-105	1	3.180 m <sup>3</sup>	167.333
Bomba P-101	2	3 kW	16.489
Bomba P-102	2	3 kW	16.489
Bomba P-103	3	3 kW	15.762
Bomba P-104	2	15 kW	31.097
Bomba P-105	2	10 kW	49.714
Bomba P-106	2	40,5 kW	23.122
Bomba P-107	2	2,2 kW	15.638
Compresor C-101	3	2,670 kW	546.894
Intercambiador E-101	4	596,5 m <sup>2</sup>	298.523
Intercambiador E-102	2	600 m <sup>2</sup>	245.598
Intercambiador E-103	1	249 m <sup>2</sup>	40.144
Intercambiador E-104	1	27,19 m <sup>2</sup>	8.331
Intercambiador E-105	1	269,4 m <sup>2</sup>	42.438
Intercambiador E-106	1	595 m <sup>2</sup>	74.473
Intercambiador E-107	1	528,3 m <sup>2</sup>	68.467
Horno H-101	1	2073 m <sup>2</sup>	867.935
Reactor R-101	1	17,56 m <sup>3</sup>	67.833
Flash V-101	1	71,03 m <sup>3</sup>	202.007
Decantador V-102	1	11,17 m <sup>3</sup>	33.305
Columna T-101	1	4,07 m <sup>3</sup>	26.906
Columna T-102	1	3,70 m <sup>3</sup>	26.578
Columna T-103	1	116,6 m <sup>3</sup>	310.812
Columna T-104	1	38,42 m <sup>3</sup>	17.682
<b>Coste total equipos (\$)</b>	<b>5.489.200</b>		

## 4.2. Coste total planta

Una vez conocido el coste de adquisición de todos los equipos, se procede a calcular el coste total de inversión de la planta. Para ello, se va a utilizar el método de Chilton, donde el coste de los equipos se pondera por unos factores medios para obtener el resto de costes.

En la Tabla 4.8 aparecen los costes de cada concepto, además del coste total de inversión para construir la planta. Cada concepto se ha multiplicado por el valor medio de cada factor.

Tabla 4.8. Factores Método de Chilton [37].

Concepto	Factor	Concepto	Coste (\$)
1. Coste equipos principales	1	1	5.489.200
2. Coste equipos instalados	1,40-2,20	1	9.880.560
3. Tuberías (Planta de fluidos)	0,30-0,60	2	4.446.252
4. Instrumentación (Completa automatización)	0,10-0,15	2	1.235.070
5. Edificios y preparación del terreno (Planta interna)	0,60-1,00	2	7.904.448
6. Auxiliares (Nueva extensión)	0,25-1,00	2	6.175.350
7. Líneas exteriores (Unidad integrada)	0,00-0,05	2	247.014
8. Coste directo total	Suma 2-7		29.888.694
9. Ingeniería y construcción (complejidad complicada)	0,35-0,50	8	12.702.695
10. Contingencia y beneficio contratista (Proceso completado)	0,10-0,20	8	4.483.304
11. Factor del tamaño (Grande)	0,00-0,15	8	2.241.652
12. Coste indirecto total	Suma 9-11		19.427.651
<b>13. Coste total</b>	<b>Suma 8+11</b>		<b>49.316.345</b>

## 5. HOJAS DE ESPECIFICACIONES

<b>TANQUE 1</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> TK-101
<b>Número de línea:</b> 1	<b>Cantidad:</b> 1
<b>Material:</b> Acero al carbono	
<b>Descripción:</b> Tanque atmosférico de almacenamiento de tolueno	
<b>DIMENSIONES</b>	
Tipo	Cilíndrico
Tipo de techo	Flotante
Posición	Vertical
Volumen (m <sup>3</sup> )	12.720
Altura (m)	12,192
Diámetro (m)	36,576
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Tolueno
Estado	Líquido
Temperatura	25
Presión (bar)	1
Aislamiento	No
Fluido corrosivo	No
Punto de inflamación (°C)	4
Temperatura de autoignición (°C)	480
Peligrosidad	Altamente inflamable
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	862,2
Viscosidad (Pa·s)	5,48·10 <sup>-4</sup>

<b>TANQUE 2</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> TK-102
<b>Número de línea:</b> 3	<b>Cantidad:</b> 1
<b>Material:</b> Acero al carbono	
<b>Descripción:</b> Tanque atmosférico de almacenamiento de metanol	
<b>DIMENSIONES</b>	
Tipo	Cilíndrico
Tipo de techo	Flotante
Posición	Vertical
Volumen (m <sup>3</sup> )	8.745
Altura (m)	12,192
Diámetro (m)	30,480
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Metanol
Estado	Líquido
Temperatura	25
Presión (bar)	1
Aislamiento	No
Fluido corrosivo	No
Punto de inflamabilidad (°C)	12
Temperatura de autoignición (°C)	464
Peligrosidad	Altamente inflamable
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	786,3
Viscosidad (Pa·s)	5,45·10 <sup>-4</sup>

<b>TANQUE 3</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> TK-102
<b>Número de línea:</b> 8	<b>Cantidad:</b> 1
<b>Material:</b> Acero al carbono	
<b>Descripción:</b> Tanque atmosférico de almacenamiento de hidrógeno	
<b>DIMENSIONES</b>	
Tipo	Cilíndrico
Posición	Vertical
Volumen (m <sup>3</sup> )	1.730
Altura (m)	-
Diámetro (m)	-
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Hidrógeno
Estado	Gas
Temperatura	
Presión (bar)	
Aislamiento	
Temperatura de autoignición (°C)	500-571
Peligrosidad	Altamente inflamable
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	71,04
Viscosidad (Pa·s)	1,26·10 <sup>-5</sup>

<b>TANQUE 4</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> TK-103
<b>Número de línea:</b> 33	<b>Cantidad:</b> 1
<b>Material:</b> Acero al carbono	
<b>Descripción:</b> Tanque atmosférico de almacenamiento de p-xileno	
<b>DIMENSIONES</b>	
Tipo	Cilíndrico
Tipo de techo	Flotante
Posición	Vertical
Volumen (m <sup>3</sup> )	12.720
Altura (m)	12,192
Diámetro (m)	36,576
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	p-xileno
Estado	Líquido
Temperatura	25
Presión (bar)	1
Aislamiento	No
Fluido corrosivo	No
Punto de inflamabilidad (°C)	24-27
Peligrosidad	Inflamable
Temperatura de autoignición (°C)	464
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	856,7
Viscosidad (Pa·s)	6,16·10 <sup>-4</sup>

<b>TANQUE 5</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> TK-104
<b>Número de línea:</b> 42	<b>Cantidad:</b> 1
<b>Material:</b> Acero al carbono	
<b>Descripción:</b> Tamque atmosférico de almacenamiento de agua	
<b>DIMENSIONES</b>	
Tipo	Cilíndrico
Tipo de techo	Fijo
Posición	Vertical
Volumen (m <sup>3</sup> )	3.180
Altura (m)	12,192
Diámetro (m)	18,288
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Agua
Estado	Líquido
Temperatura	25
Presión (bar)	1
Aislamiento	No
Fluido corrosivo	No
Fluido peligroso	No
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1000
Viscosidad (Pa·s)	8,9·10 <sup>-4</sup>

<b>BOMBA 1</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> P-101 A/B
<b>Número de línea:</b> 1/2	<b>Cantidad:</b> 2
<b>Modelo:</b> NPK-G 32-125-142-3AA	<b>Material:</b> Acero al carbono
<b>Descripción:</b> Bomba centrífuga de alimentación de tolueno	
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Tolueno
Caudal (kg/h)	13.996
Caudal (m <sup>3</sup> /h)	18
Diámetro interno (m)	0,054
Temperatura de trabajo (°C)	25
Temperatura de diseño (°C)	45
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	862,3
Viscosidad (kg/m·s)	5,48·10 <sup>-4</sup>
Altura desarrollada (m)	26,5
Presión de aspiración (bar)	1
Presión de impulsión (bar)	3,1
Presión de vapor (bar)	0,038
Presión de diseño (bar)	5,1
NPSH requerido (m)	9,5
Rendimiento (%)	-
Potencia consumida (kW)	3
Velocidad de giro del motor (rpm)	2.900

<b>BOMBA 2</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> P-102 A/B
<b>Número de línea:</b> 3/4	<b>Cantidad:</b> 2
<b>Modelo:</b> NPK-G 32-160.1-166-3AA	<b>Material:</b> Acero al carbono
<b>Descripción:</b> Bomba centrífuga de alimentación de metanol	
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Metanol
Caudal (kg/h)	8.904
Caudal (m <sup>3</sup> /h)	12
Diámetro interno (m)	0,044
Temperatura de trabajo (°C)	25
Temperatura de diseño (°C)	45
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )	786,4
Viscosidad (kg/m·s)	5,46·10 <sup>-4</sup>
Altura (m)	33
Presión de aspiración (bar)	1
Presión de impulsión (bar)	3,1
Presión de vapor (bar)	0,17
Presión de diseño (bar)	5,1
NPSH requerido	10,4
Rendimiento (%)	-
Potencia consumida (kW)	3
Velocidad de giro del motor (rpm)	2.900

<b>BOMBA 3</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> P-103 A/B/C
<b>Número de línea:</b> 15/16	<b>Cantidad:</b> 3
<b>Modelo:</b> HS 125-100-305/177.8	<b>Material:</b> Acero al carbono
<b>Descripción:</b> Bomba centrífuga de alimentación al flash	
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Composición de salida del reactor
Caudal (kg/h)	195.059
Caudal (m <sup>3</sup> /h)	185
Diámetro interno (m)	0,18
Temperatura de trabajo (°C)	50
Temperatura de diseño (°C)	70
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )	528,8
Viscosidad (kg/m·s)	$2,76 \cdot 10^{-4}$
Altura (m)	17
Presión de aspiración (bar)	0,38
Presión de impulsión (bar)	1,25
Presión de vapor (bar)	0,123
Presión de diseño (bar)	3,25
NPSH requerido (m)	4,2
Rendimiento (%)	70
Potencia consumida (kW)	3
Frecuencia de giro del motor (Hz)	50

<b>BOMBA 4</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> P-104 A/B
<b>Número de línea:</b> 37/38	<b>Cantidad:</b> 2
<b>Modelo:</b> MSVB-4/15	<b>Material:</b> Acero al carbono
<b>Descripción:</b> Bomba centrífuga de agua y metanol	
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Agua y metanol
Caudal (kg/h)	9.357
Caudal (m <sup>3</sup> /h)	12
Diámetro interno (m)	0,043
Temperatura de trabajo (°C)	49
Temperatura de diseño (°C)	69
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )	841,5
Viscosidad (kg/m·s)	4,56·10 <sup>-4</sup>
Altura (m)	146,5
Presión de aspiración (bar)	1,25
Presión de impulsión (bar)	10,5
Presión de vapor (bar)	0,118
Presión de diseño (bar)	13,2
NPSH requerido (m)	11,44
Rendimiento (%)	-
Potencia consumida (kW)	15
Velocidad de giro del motor (rpm)	-

<b>BOMBA 5</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> P-105 A/B
<b>Número de línea:</b> 34/35	<b>Cantidad:</b> 2
<b>Modelo:</b> HS 125-100-280/165.1	<b>Material:</b> Acero al carbono
<b>Descripción:</b> Bomba centrífuga del reciclo de tolueno	
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Tolueno
Caudal (kg/h)	104.972
Caudal (m <sup>3</sup> /h)	115
Diámetro interno (m)	0,15
Temperatura de trabajo (°C)	45
Temperatura de diseño (°C)	65
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )	843,6
Viscosidad (kg/m·s)	4,44·10 <sup>-4</sup>
Altura (m)	22,5
Presión de aspiración (bar)	1,25
Presión de impulsión (bar)	3,1
Presión de vapor (bar)	0,099
Presión de diseño (bar)	5,1
NPSH requerido (m)	11,6
Rendimiento (%)	62
Potencia consumida (kW)	10
Frecuencia de giro del motor (Hz)	50

<b>BOMBA 6</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> P-106 A/B
<b>Número de línea:</b> 18/19	<b>Cantidad:</b> 2
<b>Modelo:</b> HS 125-100-280/279.4	<b>Material:</b> Acero al carbono
<b>Descripción:</b> Bomba centrífuga	
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Hidrocarburos aromáticos (BTX)
Caudal (kg/h)	113.539
Caudal (m <sup>3</sup> /h)	135
Diámetro interno (m)	0,161
Temperatura de trabajo (°C)	45
Temperatura de diseño (°C)	65
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )	837,9
Viscosidad (kg/m·s)	4,44·10 <sup>-4</sup>
Altura (m)	88,5
Presión de aspiración (bar)	1,25
Presión de impulsión (bar)	8,5
Presión de vapor (bar)	0,099
Presión de diseño (bar)	10,6
NPSH requerido	11,68
Rendimiento (%)	73
Potencia consumida (kW)	40,5
Frecuencia de giro del motor (Hz)	50

<b>BOMBA 7</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> P-107 A/B
<b>Número de línea:</b> 26/27	<b>Cantidad:</b> 2
<b>Modelo:</b> NKP-G 32-125-130-2.2AA	<b>Material:</b> Acero al carbono
<b>Descripción:</b> Bomba centrífuga	
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	P-xileno
Caudal (kg/h)	12.474
Caudal (m <sup>3</sup> /h)	18
Diámetro interno (m)	0,055
Temperatura de trabajo (°C)	164,5
Temperatura de diseño (°C)	164,5
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )	726,4
Viscosidad (kg/m·s)	1,92·10 <sup>-4</sup>
Altura (m)	21,8
Presión de aspiración (bar)	2,2
Presión de impulsión (bar)	3,2
Presión de vapor (bar)	1,94
Presión de diseño (bar)	5,2
NPSH requerido (m)	3
Rendimiento (%)	-
Potencia consumida (kW)	2,2
Velocidad de giro del motor (rpm)	2.900

<b>COMPRESOR 1</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> C-101 A/B/C
<b>Número de línea:</b> 45/46	<b>Cantidad:</b> 3
<b>Material:</b> Acero al carbono	
<b>Descripción:</b> Compresor de reciclo de gases	
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Hidrógeno (principalmente)
Caudal (m <sup>3</sup> /h)	20.883
Temperatura de entrada (°C)	50
Temperatura de salida (°C)	287,6
Temperatura de diseño	307,6
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )	0,056
Presión de aspiración (bar)	1,25
Presión de impulsión (bar)	3
Relación de compresión	2,4
Presión de diseño (bar)	5
Rendimiento isentrópico (%)	80
Potencia (kW)	2.607

<b>INTERCAMBIADOR 1</b>							
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno		<b>Nomenclatura:</b> E-101 A/B/C/D		<b>Material:</b> Acero al carbono			
<b>Número de línea carcasa:</b> 6/7		<b>Número de línea tubos:</b> 13/14		<b>Cantidad:</b> 4			
<b>Descripción:</b> Intercambiador carcasa y tubo tipo E con tubos en U							
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		<b>CARCASA</b>		<b>TUBOS</b>			
Caudal total (kg/h)		132.949		142.846			
Fluido		Tolueno y metanol (principalmente)		Composición de salida del reactor			
Disposición fluidos		Frío		Caliente			
Temperatura de entrada (°C)		79		425,6			
Temperatura de salida (°C)		230		188			
Presión de entrada (bar)		3,1		1,4			
Pérdida de carga (Pa)		6.331		4.062			
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )		5,92		0,0235			
Viscosidad (Pa·s)		1,46·10 <sup>-4</sup>		2,23·10 <sup>-5</sup>			
Conductividad térmica (W/ m <sup>2</sup> ·°C)		0,082		0,047			
Velocidad del fluido (m/s)		0,569		76,74			
Factor de ensuciamiento (m <sup>2</sup> ·K/W)		2·10 <sup>-4</sup>		2·10 <sup>-4</sup>			
Coeficiente de película (W/ m <sup>2</sup> ·K)		416,7		91,51			
Temperatura media de masa (°C)		154,5		306,8			
<b>DIMENSIONES</b>			<b>ÁREA Y CALOR TRANSFERIDO</b>				
Número de tubos		1126		Temperatura de diseño (°C)		445,6	
Pitch (m)		0,03705		Presión de diseño (bar)		5,1	
Disposición de los tubos		Triangular		Calor intercambiado (MW)		6,44	
Diámetro interno tubo (in)		3/4		Coeficiente global, U (W/ m <sup>2</sup> ·K)		72,85	
BWG		10		Área de intercambio (m <sup>2</sup> )		596,5	
Diámetro de la carcasa (in)		37		Área tubo (m <sup>2</sup> )		0,53	
Distancia entre baffles (m)		0,188		DTLM		148,1	
Longitud (m)		5,7					

<b>INTERCAMBIADOR 2</b>			
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno		<b>Nomenclatura:</b> E-102 A/B	
<b>Número de línea:</b> 14/15		<b>Cantidad:</b> 2	
<b>Descripción:</b> Intercambiador carcasa y tubo tipo E con tubos en U			
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		<b>CARCASA</b>	
<b>TUBOS</b>			
Caudal total (kg/h)	146.265	71.423	
Fluido	Agua de refrigeración	Composición de salida del reactor	
Disposición fluidos	Frío	Caliente	
Temperatura de entrada (°C)	20	188	
Temperatura de salida (°C)	100	50	
Presión de entrada (bar)	1	1,36	
Pérdida de carga (Pa)	-	92.000	
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )	983,2	48,05	
Viscosidad (Pa·s)	4,67·10 <sup>-4</sup>	2,72·10 <sup>-5</sup>	
Conductividad térmica (W/ m <sup>2</sup> ·°C)	0,641	0,0313	
Velocidad del fluido (m/s)	1,17	3,55	
Factor de ensuciamiento (m <sup>2</sup> ·K/W)	1·10 <sup>-4</sup>	2·10 <sup>-4</sup>	
Coefficiente de película (W/ m <sup>2</sup> ·K)	3.221	393,6	
Temperatura media de masa (°C)	60	119	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>ÁREA Y CALOR TRANSFERIDO</b>	
Número de tubos	1126	Temperatura de diseño (°C)	308
Pitch (m)	0,03705	Presión de diseño (bar)	3,36
Disposición de los tubos	Triangular	Calor intercambiado (MW)	13,59
Diámetro interno tubo (in)	3/4	Coefficiente global, U (W/ m <sup>2</sup> ·K)	350,8
BWG	10	Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	718,7
Diámetro de la carcasa (in)	37	Área tubo (m <sup>2</sup> )	0,67
Distancia entre baffles (m)	0,188	DTLM	53,9
Longitud (m)	6		

<b>INTERCAMBIADOR 3</b>			
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno		<b>Nomenclatura:</b> E-103	
<b>Número de línea:</b> 23/24		<b>Cantidad:</b> 1	
<b>Descripción:</b> Intercambiador carcasa y tubo con tubos en U			
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		<b>CARCASA</b>	
<b>TUBOS</b>			
Caudal total (kg/h)	181.495	54.658	
Fluido	Agua de refrigeración	Tolueno y xileno	
Disposición fluidos	Frío	Caliente	
Temperatura de entrada (°C)	20	212	
Temperatura de salida (°C)	100	93,4	
Presión de entrada (bar)	1	3,5	
Pérdida de carga (Pa)	-	213.959	
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )	983,2	82,16	
Viscosidad (Pa·s)	4,67·10 <sup>-4</sup>	3,08·10 <sup>-5</sup>	
Conductividad térmica (W/ m <sup>2</sup> · °C)	0,641	0,031	
Velocidad del fluido (m/s)	2,36	4,58	
Factor de ensuciamiento (m <sup>2</sup> ·K/W)	1·10 <sup>-4</sup>	2·10 <sup>-4</sup>	
Coefficiente de película (W/ m <sup>2</sup> ·K)	19.216	770,7	
Temperatura media de masa (°C)	60	152,7	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>ÁREA Y CALOR TRANSFERIDO</b>	
Número de tubos	566	Temperatura de diseño (°C)	232
Pitch (m)	0,03705	Presión de diseño (bar)	5,5
Disposición de los tubos	Triangular	Calor intercambiado (MW)	16,86
Diámetro interno tubo (in)	3/4	Coefficiente global, U (W/ m <sup>2</sup> ·K)	741
BWG	10	Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	249
Diámetro de la carcasa (in)	29	Área tubo (m <sup>2</sup> )	0,44
Distancia entre baffles (m)	0,147	DTLM	91,34
Longitud (m)	4,8		

<b>INTERCAMBIADOR 4</b>			
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno		<b>Nomenclatura:</b> E-104	
<b>Número de línea:</b> 41/42		<b>Cantidad:</b> 1	
<b>Descripción:</b> Intercambiador carcasa y tubo con tubos en U			
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		<b>CARCASA</b>	
<b>TUBOS</b>			
Caudal total (kg/h)		4.627	4.146
Fluido		R134a	Agua
Disposición fluidos		Frío	Caliente
Temperatura de entrada (°C)		-40	145
Temperatura de salida (°C)		-40	25
Presión de entrada (bar)		0,52	4,2
Pérdida de carga (Pa)		-	-
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )		1.418	95,88
Viscosidad (Pa·s)		4,65·10 <sup>-4</sup>	4,77·10 <sup>-5</sup>
Conductividad térmica (W/ m <sup>2</sup> · °C)		0,11	0,035
Velocidad del fluido (m/s)		0,15	0,84
Factor de ensuciamiento (m <sup>2</sup> ·K/W)		1·10 <sup>-4</sup>	1·10 <sup>-4</sup>
Coefficiente de película (W/ m <sup>2</sup> ·K)		553,2	109,2
Temperatura media de masa (°C)		-40	85
<b>DIMENSIONES</b>		<b>ÁREA Y CALOR TRANSFERIDO</b>	
Número de tubos	100	Temperatura de diseño (°C)	165
Pitch (m)	0,03705	Presión de diseño (bar)	6,2
Disposición de los tubos	Triangular	Calor intercambiado (MW)	0,28
Diámetro interno tubo (in)	3/4	Coefficiente global, U (W/ m <sup>2</sup> ·K)	455,5
BWG	10	Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	27,19
Diámetro de la carcasa (in)	15 ¼	Área tubo (m <sup>2</sup> )	0,27
Distancia entre baffles (m)	0,077	DTLM	114,8
Longitud (m)	3		

<b>INTERCAMBIADOR 5</b>			
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno		<b>Nomenclatura:</b> E-105	
<b>Número de línea:</b> 25/26		<b>Cantidad:</b> 1	
<b>Descripción:</b> Intercambiador carcasa y tubo con tubos en U			
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		<b>CARCASA</b>	
<b>TUBOS</b>			
Caudal total (kg/h)	183.388	54.658	
Fluido	Xileno	Dowtherm G	
Disposición fluidos	Frío	Caliente	
Temperatura de entrada (°C)	164,5	300	
Temperatura de salida (°C)	187,4	200	
Presión de entrada (bar)	2	1	
Pérdida de carga (Pa)	13.240	-	
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )	868,7	6,1	
Viscosidad (Pa·s)	4,05·10 <sup>-4</sup>	9,43·10 <sup>-6</sup>	
Conductividad térmica (W/ m <sup>2</sup> · °C)	0,1	0,025	
Velocidad del fluido (m/s)	0,315	6,91	
Factor de ensuciamiento (m <sup>2</sup> ·K/W)	1·10 <sup>-4</sup>	1·10 <sup>-4</sup>	
Coefficiente de película (W/ m <sup>2</sup> ·K)	14.341	470,5	
Temperatura media de masa (°C)	501,4	77,63	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>ÁREA Y CALOR TRANSFERIDO</b>	
Número de tubos	558	Temperatura de diseño (°C)	320
Pitch (m)	0,03705	Presión de diseño (bar)	4
Disposición de los tubos	Triangular	Calor intercambiado (MW)	1,21
Diámetro interno tubo (in)	3/4	Coefficiente global, U (W/ m <sup>2</sup> ·K)	67,22
BWG	10	Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	270
Diámetro de la carcasa (in)	27	Área tubo (m <sup>2</sup> )	0,48
Distancia entre baffles (m)	0,137	DTLM	66,8
Longitud (m)	5,2		

<b>INTERCAMBIADOR 6</b>			
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno		<b>Nomenclatura:</b> E-106	
<b>Número de línea:</b> 32/33		<b>Cantidad:</b> 1	
<b>Descripción:</b> Intercambiador carcasa y tubo con tubos en U			
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		<b>CARCASA</b>	
<b>TUBOS</b>			
Caudal total (kg/h)	26.022	11.147	
Fluido	R134a	P-xileno	
Disposición fluidos	Frío	Caliente	
Temperatura de entrada (°C)	-40	114	
Temperatura de salida (°C)	-40	25	
Presión de entrada (bar)	1	0,5	
Pérdida de carga (Pa)	-	-	
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )	1,418	817,7	
Viscosidad (Pa·s)	4,65·10 <sup>-4</sup>	3,66·10 <sup>-4</sup>	
Conductividad térmica (W/ m <sup>2</sup> · °C)	0,11	0,12	
Velocidad del fluido (m/s)	0,144	0,024	
Factor de ensuciamiento (m <sup>2</sup> ·K/W)	1·10 <sup>-4</sup>	2·10 <sup>-4</sup>	
Coefficiente de película (W/ m <sup>2</sup> ·K)	559,2	27,37	
Temperatura media de masa (°C)	-40	69,47	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>ÁREA Y CALOR TRANSFERIDO</b>	
Número de tubos	1126	Temperatura de diseño (°C)	134
Pitch (m)	0,03705	Presión de diseño (bar)	3
Disposición de los tubos	Triangular	Calor intercambiado (MW)	1,6
Diámetro interno tubo (in)	3/4	Coefficiente global, U (W/ m <sup>2</sup> ·K)	26,09
BWG	10	Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	595
Diámetro de la carcasa (in)	37	Área tubo (m <sup>2</sup> )	0,53
Distancia entre baffles (m)	0,188	DTLM	103,2
Longitud (m)	5,7		

<b>REACTOR</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> R-101
<b>Número de línea:</b> 12/13	<b>Cantidad:</b> 1
<b>Material:</b> Acero al carbono	
<b>Descripción:</b> Reactor tubular de lecho fijo	
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Caudal másico (kg/h)	142.846
Caudal molar de alimentación (kmol/h)	4.398
Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /s)	49,66
Temperatura entrada (°C)	400
Temperatura salida (°C)	425,6
Presión entrada (bar)	3
Pérdida de carga (bar)	1,6
<b>DIMENSIONES</b>	
Masa de catalizador (kg)	12.500
Volumen (m <sup>3</sup> )	17,56
Diámetro (in)	2
Longitud (m)	5
<b>REFRIGERACIÓN</b>	
Fluido refrigerante	Sal fundida en cambio de fase
Temperatura refrigerante (°C)	421,4
Coefficiente global, U(W/m <sup>2</sup> ·K)	130
<b>CATALIZADOR</b>	
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1780
Superficie específica (m <sup>2</sup> /g)	300-800
Porosidad	0,6
Diámetro de partícula (mm)	8

<b>HORNO</b>	
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno	<b>Nomenclatura:</b> H-101
<b>Número de línea:</b> 11/12	<b>Cantidad:</b> 1
<b>Material:</b> Acero al carbono	
<b>Descripción:</b> Horno de procesos que calienta la alimentación del reactor	
<b>PROPIEDADES FLUIDO</b>	
Temperatura entrada (°C)	233,3
Temperatura salida (°C)	400
Presión entrada (bar)	3
Pérdida de carga (Pa)	175,9
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )	6,94
Viscosidad (Pa·s)	2,62·10 <sup>-4</sup>
Velocidad (m/s)	1,5
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>	
Calor útil transferido al fluido (MW)	10,58
Calor aportado por el combustible (MW)	11,38
Calor aportado por el aire (MW)	1,07
Masa de combustible (kg/h)	871,9
Exceso de aire (%)	5
Rendimiento (%)	85
Calor gases chimenea (MW)	1,64
Pérdidas por transmisión de calor (MW)	0,227
Coefficiente global, U (W/ m <sup>2</sup> ·K)	40
Área de transferencia (m <sup>2</sup> )	2073
<b>COMBUSTIBLE</b>	
Tipo	Gas natural
PCI (kJ/kg)	45.000
Composición (% volumen)	
Nitrógeno	3,0
Metano	86,0
Etano	7,6
Propano	2,4
Butano	1,0

<b>INTERCAMBIADOR 7 (PRECALENTADOR HORNO)</b>							
<b>Planta:</b> Producción de p-xileno		<b>Nomenclatura:</b> E-107		<b>Material:</b> Acero al carbono			
<b>Número de línea carcasa:</b> 49		<b>Número de línea tubos:</b> 47/48		<b>Cantidad:</b> 1			
<b>Descripción:</b> Intercambiador de flujo cruzado que calienta el aire alimentado al horno							
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		<b>CARCASA</b>		<b>TUBOS</b>			
Caudal total (kg/h)		12.495		12.643			
Fluido (kg/h)		Nitrógeno (principalmente)		Aire			
Disposición fluidos		Caliente		Frío			
Temperatura de entrada (°C)		409,3		25			
Temperatura de salida (°C)		160		305,3			
Presión de entrada (bar)		1		1			
Pérdida de carga (bar)		-		-			
Densidad (kg/ m <sup>3</sup> )		0,59		1,23			
Viscosidad (Pa·s)		2,80·10 <sup>-5</sup>		2,45·10 <sup>-5</sup>			
Conductividad térmica (W/ m <sup>2</sup> · °C)		0,043		0,035			
Velocidad del fluido (m/s)		0,20		21,18			
Factor de ensuciamiento (m <sup>2</sup> ·K/W)		1·10 <sup>-4</sup>		1·10 <sup>-4</sup>			
Coeficiente de película (W/ m <sup>2</sup> ·K)		213		104,1			
Temperatura media de masa (°C)		285		165			
<b>DIMENSIONES</b>			<b>ÁREA Y CALOR TRANSFERIDO</b>				
Número de tubos		950		Temperatura de diseño (°C)		435	
Pitch (m)		0,01612		Presión de diseño (bar)		3	
Disposición de los tubos		Triangular		Calor intercambiado (kW)		4,39	
Diámetro interno tubo (in)		3/8		Coeficiente global, U (W/ m <sup>2</sup> ·K)		69,95	
BWG		18		Área de intercambio (m <sup>2</sup> )		528,3	
Diámetro de la carcasa (m)		0,57		Área tubo (m <sup>2</sup> )		0,56	
Distancia entre baffles (m)		0,1135		DTLM		118,8	
Longitud (m)		6					

## 6. RESUMEN Y CONCLUSIONES

---

Para concluir, cabe decir que dos de los aspectos más importantes a la hora de diseñar una planta de producción de p-xileno son el reactor y la zona de separación de los productos, especialmente los equipos correspondientes a la separación de los isómeros del xileno, debido a la dificultad que presenta esta operación. Si se consigue obtener una buena selectividad hacia el p-xileno en el reactor, los equipos de separación serán mucho menos costosos, puesto que habrá que eliminar menor cantidad de los compuestos no deseados.

Otro aspecto a observar es que el p-xileno es un producto intermedio, por lo que la mayoría de las plantas de este tipo se sitúan junto a otras plantas con la finalidad de producir otros compuestos, especialmente PET. Teniendo en cuenta que se prevee que el mercado de p-xileno continúe creciendo gracias al aumento en la demanda de PET, se puede concluir que sería interesante la realización de una ingeniería de detalle con el objetivo de llevar a cabo la construcción de esta planta.

# 7. ANEXOS

## 7.1. Anexo I. Intercambiadores carcasa y tubo.

O.D. of Tubing	E.W.G. Gauge	Thick-ness Inches	Internal Area Sq. Inch	Sq. Ft. External Surface Per Foot Length	Sq. Ft. Internal Surface Per Foot Length	Weight Per Ft. Length Steel Lbs.*	I. D. Tubing Inches	Moment of Inertia Inches <sup>4</sup>	Section Modulus Inches <sup>3</sup>	Radius of Gyration Inches	Constant C**	O. D. I. D.	Metal Area (Transverse Metal Area) Sq. Inch
1/4	22	.028	.0295	.0655	.0508	.066	.194	.00012	.00098	.0792	46	1.289	.0195
1/4	24	.022	.0323	.0655	.0539	.054	.206	.00011	.00083	.0810	52	1.214	.0159
1/4	26	.018	.0360	.0655	.0560	.045	.214	.00009	.00071	.0824	58	1.168	.0131
3/8	18	.049	.0603	.0982	.0725	.171	.277	.00068	.0036	.1164	94	1.354	.0502
3/8	20	.035	.0731	.0982	.0798	.127	.305	.00055	.0029	.1213	114	1.233	.0374
3/8	22	.028	.0799	.0982	.0835	.104	.319	.00046	.0025	.1227	125	1.176	.0305
3/8	24	.022	.0860	.0982	.0867	.083	.331	.00038	.0020	.1248	134	1.133	.0244
1/2	16	.065	.1075	.1309	.0969	.302	.370	.0022	.0086	.1556	168	1.351	.0888
1/2	18	.049	.1269	.1309	.1052	.236	.402	.0018	.0072	.1606	198	1.244	.0694
1/2	20	.035	.1452	.1309	.1126	.174	.430	.0014	.0056	.1649	227	1.163	.0511
1/2	22	.028	.1548	.1309	.1162	.141	.444	.0012	.0046	.1671	241	1.126	.0415
5/8	12	.109	.1301	.1636	.1066	.602	.407	.0061	.0197	.1864	203	1.536	.177
5/8	13	.095	.1486	.1636	.1139	.537	.435	.0057	.0183	.1903	232	1.437	.158
5/8	14	.083	.1655	.1636	.1202	.479	.459	.0053	.0170	.1938	258	1.362	.141
5/8	15	.072	.1817	.1636	.1259	.425	.481	.0049	.0156	.1971	283	1.299	.125
5/8	16	.065	.1924	.1636	.1296	.388	.495	.0045	.0145	.1993	300	1.263	.114
5/8	17	.058	.2035	.1636	.1333	.350	.509	.0042	.0134	.2016	317	1.228	.103
5/8	18	.049	.2191	.1636	.1380	.303	.527	.0037	.0118	.2043	340	1.186	.089
5/8	19	.042	.2296	.1636	.1416	.262	.541	.0033	.0105	.2068	358	1.155	.077
5/8	20	.035	.2419	.1636	.1453	.221	.555	.0028	.0091	.2089	377	1.126	.065
3/4	10	.154	.1825	.1963	.1262	.884	.482	.0129	.0344	.2229	285	1.556	.260
3/4	11	.120	.2043	.1963	.1335	.809	.510	.0122	.0326	.2267	319	1.471	.238
3/4	12	.109	.2221	.1963	.1393	.748	.532	.0116	.0309	.2299	347	1.410	.220
3/4	13	.095	.2463	.1963	.1466	.666	.560	.0107	.0285	.2340	384	1.339	.196
3/4	14	.083	.2675	.1963	.1529	.592	.584	.0098	.0262	.2376	418	1.284	.174
3/4	15	.072	.2884	.1963	.1587	.520	.606	.0090	.0238	.2410	450	1.238	.153
3/4	16	.065	.3019	.1963	.1623	.476	.620	.0083	.0221	.2433	471	1.210	.140
3/4	17	.058	.3157	.1963	.1660	.426	.634	.0076	.0203	.2455	492	1.183	.126
3/4	18	.049	.3339	.1963	.1707	.367	.652	.0067	.0178	.2484	521	1.150	.108
3/4	20	.035	.3632	.1963	.1760	.269	.660	.0050	.0134	.2532	567	1.103	.079
7/8	10	.134	.2892	.2291	.1589	1.061	.607	.0221	.0505	.2662	451	1.441	.312
7/8	11	.120	.3166	.2291	.1662	.969	.635	.0208	.0475	.2703	494	1.378	.285
7/8	12	.109	.3390	.2291	.1720	.891	.657	.0196	.0449	.2736	529	1.332	.262
7/8	13	.095	.3585	.2291	.1793	.792	.685	.0180	.0411	.2778	575	1.277	.233
7/8	14	.083	.3948	.2291	.1856	.704	.709	.0164	.0374	.2815	616	1.234	.207
7/8	15	.072	.4159	.2291	.1950	.631	.745	.0137	.0312	.2873	680	1.174	.165
7/8	16	.065	.4342	.2291	.2034	.432	.777	.0109	.0249	.2925	740	1.126	.127
7/8	18	.049	.4742	.2291	.2107	.313	.805	.0082	.0187	.2972	794	1.087	.092
1	8	.165	.3526	.2618	.1754	1.462	.670	.0292	.0784	.3009	550	1.493	.430
1	10	.134	.4208	.2618	.1916	1.237	.732	.0250	.0700	.3098	656	1.366	.364
1	11	.120	.4536	.2618	.1990	1.129	.760	.0227	.0654	.3140	708	1.316	.332
1	12	.109	.4803	.2618	.2047	1.037	.782	.0207	.0615	.3174	749	1.279	.305
1	13	.095	.5153	.2618	.2121	.918	.810	.0200	.0559	.3217	804	1.235	.270
1	14	.083	.5463	.2618	.2183	.813	.834	.0253	.0507	.3255	852	1.199	.239
1	15	.072	.5755	.2618	.2241	.714	.856	.0227	.0455	.3291	898	1.167	.210
1	16	.065	.5945	.2618	.2278	.649	.870	.0210	.0419	.3314	927	1.149	.191
1	18	.049	.6390	.2618	.2361	.496	.902	.0166	.0332	.3366	997	1.109	.146
1	20	.035	.6793	.2618	.2435	.360	.930	.0124	.0247	.3414	1060	1.075	.106
1-1/4	7	.180	.4221	.3272	.2330	2.057	.890	.0890	.1425	.3836	970	1.404	.605
1-1/4	8	.165	.4640	.3272	.2409	1.921	.920	.0847	.1355	.3880	1037	1.359	.565
1-1/4	10	.134	.5754	.3272	.2571	1.598	.982	.0741	.1186	.3974	1182	1.273	.470
1-1/4	11	.120	.6012	.3272	.2644	1.448	1.010	.0688	.1100	.4018	1250	1.238	.426
1-1/4	12	.109	.6365	.3272	.2702	1.329	1.032	.0642	.1027	.4052	1305	1.211	.391
1-1/4	13	.095	.6825	.3272	.2775	1.173	1.060	.0579	.0926	.4097	1377	1.179	.345
1-1/4	14	.083	.7229	.3272	.2838	1.033	1.084	.0521	.0833	.4136	1440	1.153	.304
1-1/4	15	.072	.7652	.3272	.2932	.823	1.120	.0426	.0682	.4196	1537	1.116	.242
1-1/4	16	.065	.8042	.3272	.3016	.629	1.152	.0334	.0534	.4250	1626	1.085	.185
1-1/4	18	.049	.8522	.3272	.3089	.456	1.180	.0247	.0395	.4297	1707	1.059	.134
1-1/4	20	.035	1.094	.3272	.3089	.456	1.180	.0247	.0395	.4297	1707	1.059	.134
1-1/2	10	.134	1.192	.3927	.3225	1.955	1.232	.1354	.1806	.4853	1860	1.218	.575
1-1/2	12	.109	1.291	.3927	.3356	1.618	1.282	.1159	.1546	.4933	2014	1.170	.476
1-1/2	14	.083	1.398	.3927	.3492	1.258	1.334	.0931	.1241	.5018	2181	1.124	.370
1-1/2	16	.065	1.474	.3927	.3587	.996	1.370	.0756	.1008	.5079	2299	1.095	.293
2	11	.120	2.433	.5236	.4608	2.410	1.760	.3144	.3144	.6660	3795	1.136	.709
2	13	.095	2.573	.5236	.4739	1.934	1.810	.2586	.2586	.6744	4014	1.105	.569
2-1/2	9	.140	3.915	.6540	.5770	3.719	2.204	.7592	.6074	.8332	5951	1.134	1.094

Figura 7.1. Intercambiadores carcasa y tubo: características de los tubos [28]

37	35	33	31	29	27	25	23¼	21¼	19¼	17¼	15¼	13¼	12	10	8	I.D. of Shell (in.)			
1269	1143	1019	881	763	663	553	481	391	307	247	193	135	105	60	33	¾" on 1½" Δ	Fixed Tubes	One-Pass	
1127	1007	889	765	667	577	493	423	343	277	217	157	117	91	57	¾" on 1" Δ				
965	865	765	665	587	495	419	355	287	235	183	139	101	85	53	¾" on 1" □				
699	633	551	481	427	361	307	247	205	163	133	103	73	57	33	1" on 1¼" Δ				
595	545	477	413	359	303	255	215	179	139	111	83	65	45	33	1" on 1¼" □				
1242	1088	964	846	734	626	528	452	370	300	228	166	124	94	58	32	¾" on 1½" Δ	Fixed Tubes	Two-Pass	
1088	972	858	746	646	556	468	398	326	264	208	154	110	90	56	28	¾" on 1" Δ			
940	840	746	644	560	486	408	346	280	222	172	126	94	78	48	26	¾" on 1" □			
688	608	530	462	410	346	292	244	204	162	126	92	62	52	32	16	1" on 1¼" Δ			
584	522	460	402	348	298	248	218	172	136	106	76	56	40	26	12	1" on 1¼" □			
1126	1008	882	768	648	558	460	398	304	234	180	134	94	64	34	8	¾" on 1½" Δ	U Tubes?	Two-Pass	
1000	882	772	674	566	464	406	336	270	212	158	108	72	60	26	8	¾" on 1" Δ			
884	778	688	586	506	436	362	304	242	188	142	100	72	52	30	12	¾" on 1" □			
610	532	466	396	340	284	234	192	154	120	84	58	42	26	8	XX	1" on 1¼" Δ			
526	464	406	356	304	256	214	180	134	100	76	58	38	22	12	XX	1" on 1¼" □			
1172	1024	904	788	680	576	484	412	332	266	196	154	108	84	48	XX	¾" on 1½" Δ	Fixed Tubes	Four-Pass	
1024	912	802	692	596	508	424	360	292	232	180	134	96	72	44	XX	¾" on 1" Δ			
880	778	688	590	510	440	366	308	242	192	142	126	88	72	48	XX	¾" on 1" □			
638	560	486	422	368	308	258	212	176	138	104	78	60	44	24	XX	1" on 1¼" Δ			
534	476	414	360	310	260	214	188	142	110	84	74	48	40	24	XX	1" on 1¼" □			
1092	976	852	740	622	534	438	378	286	218	166	122	84	56	28	XX	¾" on 1½" Δ	U Tubes?	Four-Pass	
968	852	744	648	542	462	386	318	254	198	146	98	64	52	20	XX	¾" on 1" Δ			
852	748	660	560	482	414	342	286	226	174	130	90	64	44	24	XX	¾" on 1" □			
584	508	444	376	322	260	218	178	142	110	74	50	36	20	XX	XX	1" on 1¼" Δ			
500	440	384	336	286	238	198	166	122	90	66	50	32	16	XX	XX	1" on 1¼" □			
1106	964	844	732	632	532	440	372	294	230	174	116	80	XX	XX	XX	¾" on 1½" Δ	Fixed Tubes	Six-Pass	
964	852	744	640	548	464	388	322	258	202	156	104	66	XX	XX	XX	¾" on 1" Δ			
818	724	634	536	460	394	324	266	212	158	116	78	54	XX	XX	XX	¾" on 1" □			
586	514	442	382	338	274	226	182	150	112	82	56	34	XX	XX	XX	1" on 1¼" Δ			
484	430	368	318	268	226	184	154	116	88	66	44	XX	XX	XX	XX	1" on 1¼" □			
1058	944	826	716	596	510	416	358	272	206	156	110	74	XX	XX	XX	¾" on 1½" Δ	U Tubes?	Six-Pass	
940	826	720	626	518	440	366	300	238	184	134	88	56	XX	XX	XX	¾" on 1" Δ			
820	718	632	534	458	392	322	268	210	160	118	80	56	XX	XX	XX	¾" on 1" □			
562	488	426	356	304	252	206	168	130	100	68	42	30	XX	XX	XX	1" on 1¼" Δ			
478	420	362	316	268	224	182	152	110	80	60	42	XX	XX	XX	XX	1" on 1¼" □			
1040	902	790	682	576	484	398	332	258	198	140	94	XX	XX	XX	XX	¾" on 1½" Δ	Fixed Tubes	Eight-Pass	
902	798	694	588	496	422	344	286	224	170	124	82	XX	XX	XX	XX	¾" on 1" Δ			
760	662	576	490	414	352	286	228	174	132	94	XX	XX	XX	XX	XX	¾" on 1" □			
542	466	400	342	298	240	190	154	120	90	66	XX	XX	XX	XX	XX	1" on 1¼" Δ			
438	388	334	280	230	192	150	128	94	74	XX	XX	XX	XX	XX	XX	1" on 1¼" □			
1032	916	796	688	578	490	398	342	254	190	142	102	68	XX	XX	XX	¾" on 1½" Δ	U Tubes?	Eight-Pass	
908	796	692	600	498	422	350	286	226	170	122	82	52	XX	XX	XX	¾" on 1" Δ			
792	692	608	512	438	374	306	254	194	146	106	70	48	XX	XX	XX	¾" on 1" □			
540	464	404	340	290	238	190	154	118	90	53	38	24	XX	XX	XX	1" on 1¼" Δ			
456	396	344	300	254	206	170	142	98	70	50	34	XX	XX	XX	XX	1" on 1¼" □			
37	35	33	31	29	27	25	23¼	21¼	19¼	17¼	15¼	13¼	12	10	8	I.D. of Shell (in.)			

Figura 7.2. Intercambiadores carcasa y tubo: diámetro de la carcasa y número de tubos en intercambiadores de placas tubulares fijas y de tubos en U [28].

## 7.2. Anexo II. Catálogos de bombas

Modelo	Potencia		Potencia (P1)	Amperios trifásico 380V	Caudal m <sup>3</sup> / hora																		
	CV	kW			Altura en metros																		
					0	6	9	12	18	21	24	30	33	36	39	48	54	60	66	72	90	93	
MSVA -3/5,5	7,5	5,5	6,8	11,8	91	84,9	81,4	76,5	64,2	54,1	44,7	20,7											
	10	7,5	8,6	14,7	120,3	111,6	107,7	101	83,8	73,2	62,1	32,5											
	12,5	9,2	10,5	18,2	154,5	143	137	129,4	108,5	97,3	83,8	50,5											
MSHA -6/11	15	11	12,9	22,2	179	167,2	159,5	150	123,2	107,6	87,4												
	20	15	17,2	28,8	240,4	227,2	219,2	206,5	171,7	147	118,4												
MSVB -2/7,5	10	7,5	9	15,4	76,8		73,8	72,9	68,7	66,2	63	54,1	49,5	44,5	38,9								
	12,5	9,2	10,9	18,7	103,5		103	102	95,5	92	85,4	70,7	62,1	53,6	44,5								
	15	11	12,8	22,2	116,6		113,1	111,6	106	101,5	96	83,8	76	67,7	57,8								
MSHB -4/15	20	15	16,4	27,6	155,5		149,5	146,5	137,5	133	125,8	110	100,5	91	84,8								
	25	18,5	21,7	35,7	195,5		185,4	181	170,8	163,7	155,5	137,7	126,3	114,1	102								
MSVC -3/18,5	30	22	24,7	41,8	226,2		218,6	214,6	203	195,2	185,3	162,6	149,5	135,3	120,2								
	15	11	13	22,5	80,2					78,8	76,8	73,2	71	68,6	65,6	55,2	46,4	34,4					
MSHC -4/30	20	15	18,3	31	113,2					111,3	109	102,8	98,5	94,1	89,9	72,8	59,3	42,4					
	25	18,5	21,5	35,3	131,3					128,8	126	119,2	115,6	111,3	107	90,9	79,7	63,8	54,5				
MSHD -5/37	30	22	25,5	43,3	162,2					160,7	157,5	150,3	145,3	139,7	134,1	119,4	98,9	79,3	66,6				
	40	30	35,7	59,4	219					212,5	208,5	200	194,5	188,4	181,3	155,5	135,8	111,3	96,6				
MSVD -2/15	50	37	43,9	72,4	261,5					256,7	252	239,4	233	225	217	189,6	165,5	134,8	118,2				
	20	15	17,9	29,8	79,8									79	78	77	73,4	69,9	66	61,6	56,7	38,4	34,3
MSHB -3/18,5	25	18,5	22,4	37,2	104									103,2	101,5	99,5	93,2	88,4	82,8	76,7	69,7	44,7	39,9
	30	22	24,9	42,4	119,2									118	116	114	107,4	102,2	95,6	88,9	81,2	56,1	51,5
MSHD -4/30	40	30	33,7	55,8	155,5									154,7	152,7	150,5	141,4	134,3	126,3	116,7	107	73,2	65,8
	50	37	41,9	69,6	197,5									191,4	188	185	173,8	164,4	154	143,4	132	90,9	82,6

Figura 7.3. Catálogo bombas. AGP bombas: serie SM.

MODELO MODEL	P2 NOMINAL HP KW		Q m <sup>3</sup> /h l/min	0	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60
	0	100		200	300	400	500	600	700	800	900	1000		
NKP-G 32-125.1 - 102 - 0.75 A A	1	0,75		13	12,5	11	8							
NKP-G 32-125.1 - 115 - 1.1 A A	1,5	1,1		17,2	17	15	12,5							
NKP-G 32-125.1 - 125 - 1.5 A A	2	1,5		21	20,8	19	16,8							
NKP-G 32-125.1 - 140 - 2.2 A A	3	2,2		27	26,9	25,9	23	19,5						
NKP-G 32-125 - 110 - 1.1 A A	1,5	1,1		15,8	15,4	14,5	12,9	9,9						
NKP-G 32-125 - 120 - 1.5 A A	2	1,5		19,4	19	18,2	16,8	14,5						
NKP-G 32-125 - 130 - 2.2 A A	3	2,2		23,7	23,4	23	21,8	19,8	16,8					
NKP-G 32-125 - 142 - 3 A A	4	3		28,6	28,2	27,6	26,5	24,6	21,8	17,9				
NKP-G 32-160.1 - 155 - 2.2 A A	3	2,2		32	31	27	22							
NKP-G 32-160.1 - 166 - 3 A A	4	3		38	36	33	28							
NKP-G 32-160 - 151 - 3 A A	4	3		30,5	30	29	27	24	19,5					
NKP-G 32-160 - 163 - 4 A A	5,5	4		36	36	35	33,5	30,5	27	22				
NKP-G 32-160 - 177 - 5.5 A A	7,5	5,5		43,5	43,2	42,6	41,5	39	36	31,5	25,5			
NKP-G 32-200.1 - 188 - 4 A A	5,5	4		51	48	44	37							
NKP-G 32-200.1 - 205 - 5.5 A A	7,5	5,5		57	56	52	46	35						
NKP-G 32-200 - 190 - 5.5 A A	7,5	5,5		47	46,5	45	43	40	35	29				
NKP-G 32-200 - 210 - 7.5 A A	10	7,5		58,5	58	57	56	53	49	44				

Figura 7.4. Catálogo bombas. Saca pumps: Serie NKP-G.

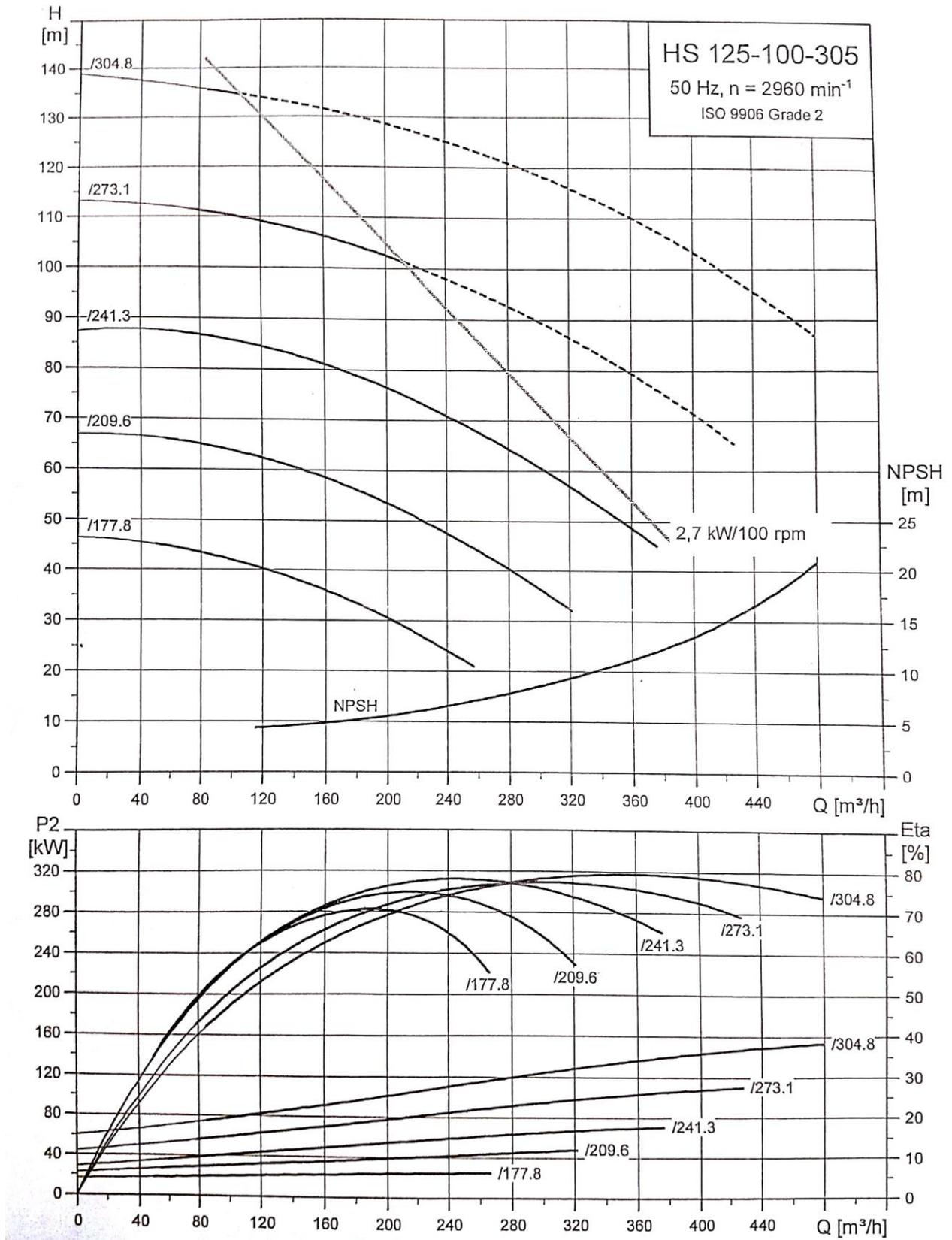


Figura 7.5. Curvas características bomba HS 125-100-305.

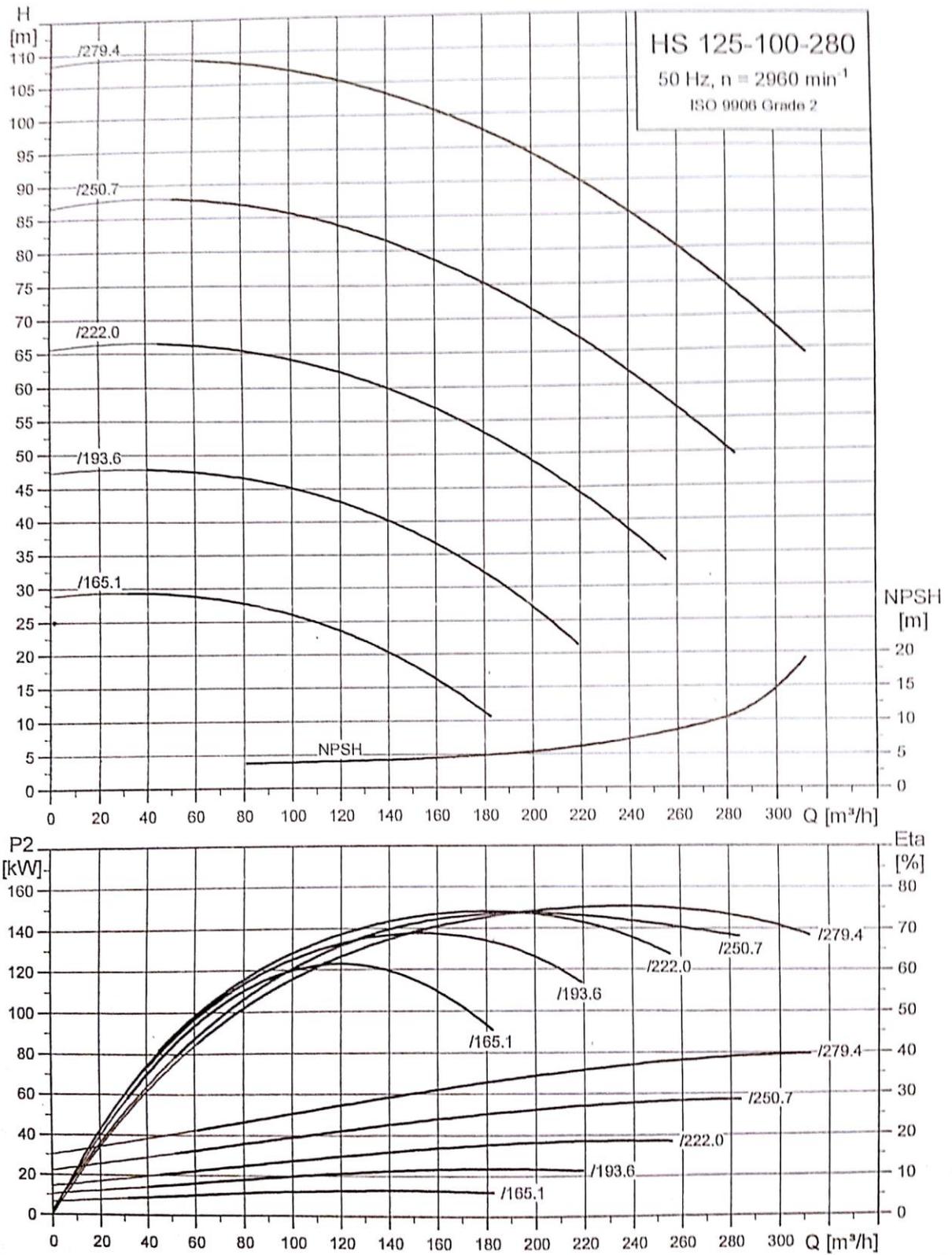


Figura 7.6. Curvas características bomba HS 125-100-280.

### 7.3. Anexo III. Diagrama de flujo del proceso completo, PFD.

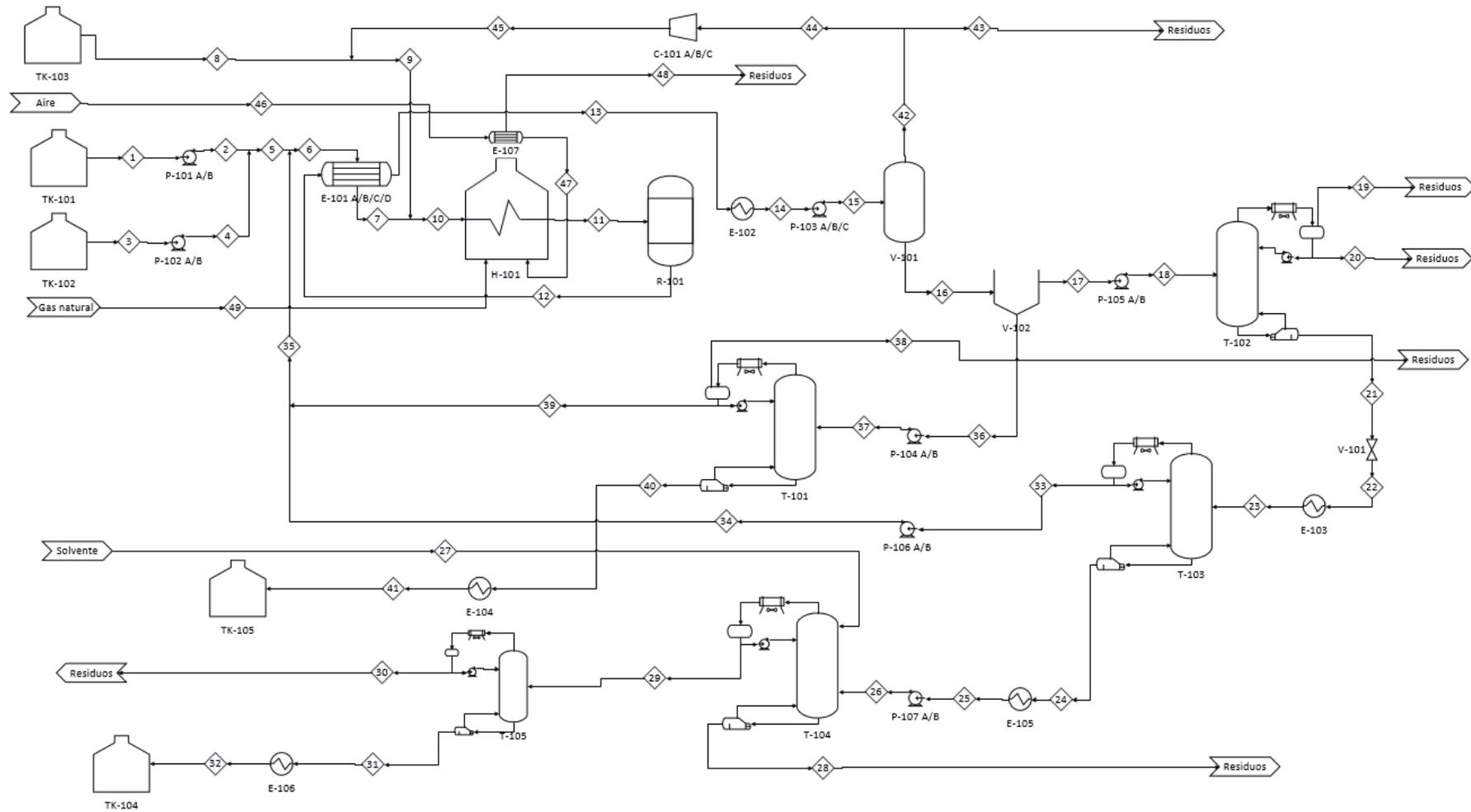


Figura 7.7. Diagrama de flujo del proceso completo, PFD

## 7.4. Anexo IV. Balances de materia y energía

Tabla 7.1. Balances de materia y energía corrientes 1-10

Corriente		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Caudal molar	kmol/h	151,90	151,9	277,9	277,9	429,8	1727,2	1727,2	256,0	2670,8	4398,0
Caudal másico	kg/h	13996	13996	8904	8904	22900	132949	132949	512	9946	142895
Temperatura	°C	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	79,02	230,00	25,00	265,5	233,33
Presión	bar	1,00	3,10	1,00	3,10	3,10	3,10	3,05	300,00	3,05	3,05
Tolueno	kmol/h	151,90	151,90	0,00	0,00	151,90	1293,00	1293,00	-	7,35	1300,35
Metanol	kmol/h	-	-	277,90	277,90	277,90	425,60	425,60	-	7,74	433,34
P-xileno	kmol/h	-	-	-	-	-	0,01	0,01	-	0,29	0,30
O-xileno	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	0,01	0,01
M-xileno	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	0,01	0,01
Benceno	kmol/h	-	-	-	-	-	0,34	0,34	-	0,21	0,56
Hidrocarburos ligeros	kmol/h	-	-	-	-	-	0,00	0,00	-	136,40	136,40
Agua	kmol/h	-	-	-	-	-	8,20	8,20	-	6,83	15,04
Nitrógeno	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	256,00	2512,00	2512,00
TBB	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
DTBB	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TBMX	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla 7.2. Balances de materia y energía corrientes 11-20

<b>Corriente</b>		<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>	<b>16</b>	<b>17</b>	<b>18</b>	<b>19</b>	<b>20</b>
Caudal molar	kmol/h	4398,0	4439,4	4439,4	4439,4	4439,4	1756,4	1381,4	1381,4	21,9	96,5
Caudal másico	kg/h	142895	142846	142846	142846	142846	132380	122922	122922	563	4274
Temperatura	°C	400,00	425,60	188,00	50,00	50,00	50,00	45,00	45,00	74,25	74,25
Presión	bar	3,00	1,40	1,36	0,38	1,25	1,25	1,25	8,50	8,00	8,00
Tolueno	kmol/h	1300,35	1166,00	1166,00	1166,00	1166,00	1158,00	1152,00	1152,00	-	11,29
Metanol	kmol/h	433,34	238,10	238,10	238,10	238,10	229,50	73,44	73,44	-	73,44
P-xileno	kmol/h	0,30	118,40	118,40	118,40	118,40	118,10	117,50	117,50	-	-
O-xileno	kmol/h	0,01	2,27	2,27	2,27	2,27	2,26	2,25	2,25	-	-
M-xileno	kmol/h	0,01	2,27	2,27	2,27	2,27	2,26	2,25	2,25	-	-
Benceno	kmol/h	0,56	11,78	11,78	11,78	11,78	11,55	11,49	11,49	-	11,14
Hidrocarburos ligeros	kmol/h	136,40	178,30	178,30	178,30	178,30	26,74	19,95	19,95	19,95	-
Agua	kmol/h	15,04	210,30	210,30	210,30	210,30	202,70	0,59	0,59	-	0,59
Nitrógeno	kmol/h	2512,00	2512,00	2512,00	2512,00	2512,00	5,28	1,94	1,94	1,94	-
TBB	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
DTBB	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TBMX	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla 7.3. Balances de materia y energía corrientes 21-30

Corriente		21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Caudal molar	kmol/h	1263,3	1263,3	1263,3	122,1	122,1	122,1	2,9	9,7	115,9	3,6
Caudal másico	kg/h	118110	118110	118110	12957	12957	12957	497	1193	12261	345
Temperatura	°C	212,83	212,83	93,40	164,50	187,32	187,32		156,56	136,99	78,13
Presión	bar	8,20	3,53	1,39	2,00		3,20		1,10	1,00	0,40
Tolueno	kmol/h	1141,00	1141,00	1141,00	0,06	0,06	0,06	-	-	0,06	0,02
Metanol	kmol/h	0,00	0,00	0,00	-	-	-	-	-	-	-
P-xileno	kmol/h	117,50	117,50	117,50	117,50	117,50	117,50	-	3,49	114,01	2,13
O-xileno	kmol/h	2,25	2,25	2,25	2,25	2,25	2,25	-	1,92	0,33	-
M-xileno	kmol/h	2,25	2,25	2,25	2,25	2,25	2,25	-	-	-	-
Benceno	kmol/h	0,34	0,34	0,34	-	-	-	-	-	1,50	1,49
Hidrocarburos ligeros	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Agua	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Nitrógeno	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TBB	kmol/h	-	-	-	-	-	-	0,96	0,15	-	-
DTBB	kmol/h	-	-	-	-	-	-	1,92	1,21	-	-
TBMX	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	2,92	-	-

Tabla 7.4. Balances de materia y energía corrientes 31-40

Corriente		31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
Caudal molar	kmol/h	112,3	104,4	1141,4	1141,4	1297,3	374,8	374,8	10,1	155,9	208,8
Caudal másico	kg/h	11916	11087	105160	105160	110040	9440	9440	197	4880	4362
Temperatura	°C	113,94	25,00	93,30	93,30	91,41	49,00	49,00	70,87	70,87	145,09
Presión	bar	0,50	0,50	1,25	3,10	3,10	1,25	10,50	4,00	4,00	4,20
Tolueno	kmol/h	0,04	0,03	1141,00	1141,00	1141,00	5,79	5,79	-	0,00	5,79
Metanol	kmol/h	-	-	0,00	0,00	147,70	156,10	156,10	-	147,70	8,40
P-xileno	kmol/h	111,88	104,07	0,01	0,01	0,01	0,59	0,59	-	-	0,59
O-xileno	kmol/h	0,33	0,32	-	-	-	0,01	0,01	-	-	0,01
M-xileno	kmol/h	-	-	-	-	-	0,01	0,01	-	-	0,01
Benceno	kmol/h	0,01	0,01	0,34	0,34	0,34	0,06	0,06	-	-	0,06
Hidrocarburos ligeros	kmol/h	-	-	-	-	-	6,79	6,79	6,79	-	-
Agua	kmol/h	-	-	-	-	8,20	202,10	202,10	-	8,20	193,90
Nitrógeno	kmol/h	-	-	-	-	-	3,34	3,34	3,34	-	-
TBB	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
DTBB	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TBMX	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla 7.5. Balances de materia y energía corrientes 41-46

<b>Corriente</b>		<b>41</b>	<b>42</b>	<b>43</b>	<b>44</b>	<b>45</b>
Caudal molar	kmol/h	208,8	2683,4	268,3	2414,8	2414,8
Caudal másico	kg/h	4362	10481	1048	9434	9434
Temperatura	°C	25,00	50,00	50,00	50,00	287,60
Presión	bar	4,20	1,25	1,25	1,25	3,05
Tolueno	kmol/h	5,79	8,16	0,82	7,35	7,35
Metanol	kmol/h	8,40	8,60	0,86	7,74	7,74
P-xileno	kmol/h	0,59	0,32	0,03	0,29	0,29
O-xileno	kmol/h	0,01	0,01	0,00	0,01	0,01
M-xileno	kmol/h	0,01	0,01	0,00	0,01	0,01
Benceno	kmol/h	0,06	0,24	0,02	0,21	0,21
Hidrocarburos ligeros	kmol/h	0,00	151,50	15,15	136,40	136,40
Agua	kmol/h	193,90	7,59	0,76	6,83	6,83
Nitrógeno	kmol/h	-	2507,00	250,70	2256,00	2256,00
TBB	kmol/h	-	-	-	-	-
DTBB	kmol/h	-	-	-	-	-
TBMX	kmol/h	-	-	-	-	-

## 8 BIBLIOGRAFÍA

---

- [1] Kirk Othmer, *Enciclopedia de Tecnología Química: Volumen 16. Primera edición*. Interscience publishers. 1961.
- [2] Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology: Volume 24* (2007).
- [3] T. Dursch et al, *Toluene methylation to para-xylene* (2009). Senior Design Report (CBE). 7.
- [4] Google maps. Enlace: <https://www.google.es/maps/place/Refineria+San+Roque/@36.1887084,-5.3896744,17z/data=!3m1!4b1!4m5!3m4!1s0xd0cc1d3988b1b21:0xad3579cc157b8e55!8m2!3d36.1887041!4d-5.3874857>
- [5] Kirk Othmer, *Enciclopedia de Tecnología Química: Volumen 3. Primera edición*. Interscience publishers. 1961.
- [6] Diego Fernández Escribano, técnico de CEPSA (Refinería Gibraltar-San Roque). *Apuntes de tecnología de combustibles. Tema: Aromáticos*.
- [7] C. Perego and P. Pollesel, *Advances in Nanoporous Materials: Advances in Aromatics Processing Using Zeolite Catalysts*. Volume 1. 2010. Pages 97-149.
- [8] T. Iwamura et al. *Disproportionation of Toluene* (January 12, 1971).
- [9] J. Valverde, *Alquilación de tolueno con metanol mediante catalizadores de zeolita ZSM-5 modificados*. Universidad Complutense de Madrid, Facultad de Ciencias Químicas, Departamento de Ingeniería Química. Junio 1991.
- [10] J. Hyung-Joon, *Investigation into the reaction of toluene methylation to p-xylene over acidic zeolites*. 2013. Technische Universität München.4.
- [11] Oferta y demanda de paraxileno en el mundo, fibre2fashion.com <http://www.fibre2fashion.com/industry-article/7710/paraxylene-market-outlook-2015>
- [12] Mercado de p-xileno: <https://www.grandviewresearch.com/press-release/global-paraxylene-market>
- [13] Boletín informativo del Instituto Petroquímico Argentino (IPA). Nro. 83 (2016).
- [14] Demanda de poliéster:  
[http://www.marketresearchstore.com/content/uploadedimages/Global\\_Polyester\\_Fiber\\_Market.jpg](http://www.marketresearchstore.com/content/uploadedimages/Global_Polyester_Fiber_Market.jpg)
- [15] Demanda de PET: <http://www.transparencymarketresearch.com/images/global-pet-volumes-and-revenue.PNG>
- [16] Mercado de paraxileno: <http://www.micromarketmonitor.com/market/europe-para-xylenes-3058164065.html>
- [17] Boletín Oficial del Estado. Núm. 92. Sec. III. Pág. 30442. Martes 18 de abril de 2017. Ministerio de agricultura y pesca, alimentación y medio ambiente.
- [18] Informe de gestión consolidado de REPSOL (2011).
- [19] M. Tahir Ashraf et al, *Process of p-xylene production by highly selective methylation of toluene*. *Ind. Chem. Res.* 2013, 52 (38), pp 13730-13737.
- [20] J. Das et al, *Kinetics of toluene methylation over silica modified HZSM-5 zeolites*. *Indian Journal of chemical Technology*. Vol. 9. July 2002. pp 334-340.
- [21] M.E. Guervós Sánchez, *Principales técnicas de almacenamiento de hidrógeno*. (15 de marzo de 2003).
- [22] X. Li et al. *Experimental investigation and thermodynamic modeling of an innovative molten salt for thermal energy storage (TES)*. (2017).

- [23] Stanley M. Walas, *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth-Heinemann .1990
- [24] Refrigerantes <http://www.indubel.com.ar/pdf/gases/refrigerantes.pdf>
- [25] S. Saito et al. *Separation of meta- and para-xylene mixture by distillation accompanied by chemical reactions*. *J. Chem. Eng. Jpn.* Vol 4, pp 37-43 (1971).
- [26] *Guía de productos. Fluidos de transferencia de calor dowtherm, syltherm, dowfrost y dowcal.*
- [27] Esmeralda Portillo. *Tema 4 Ingeniería de procesos: Diagramas de procesos.*
- [28] Çengel Y.A, Boles M-A. *Termodinámica*. McGraw-Hill, 2009.
- [29] Coulson & Richardson's. *Chemical Engineering Desing. Volume 6. Fourth edition*. R.K. Sinnott (2005).
- [30] David Velázquez y Rocio González. *Tablas y gráficos de tecnología energética.*
- [31] David Velázquez. *Tema 1 Tecnología energética: Cambiadores de calor.*
- [32] Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT). Fichas Internacionales de Seguridad Química: Tolueno. ICSC: 0078 (Octubre 2002).
- [33] Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT). Fichas Internacionales de Seguridad Química: Metanol. ICSC: 0057 (Abril 2000).
- [34] ROTH. Ficha de datos de seguridad: p-xileno. Artículo número 8817 (Julio 2016).
- [35] D.H Olson, W.O. Haag, R.M. Lago. *Chemical and physical properties of the ZSM-5 substitutional series. Journal of catalysis. Volume 61, Issue 2, February 1980, Pages 390-396.*
- [36] A. Narváez-García et al. *Método corto para la destilación discontinua multicomponente considerando una política de reflujo variable. Revista Mexicana de Ingeniería Química. Vol. 12. No. 3 (2013) 621-637.*
- [37] Esmeralda Portillo. *Tema 9 Ingeniería de procesos: Análisis económico de procesos químicos.*
- [38] Correlaciones de BOEHM: intercambiadores de calor.