

Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería Química

Análisis técnico-económico de la producción de
para-xileno a partir del etileno

Autor: Claudia Gutiérrez Martín-Arroyo

Tutor: Manuel Campoy Naranjo

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

Sevilla, 2019



Trabajo de Fin de Grado
Grado en Ingeniería Química

Análisis técnico-económico de la producción de para-xileno a partir del etileno

Autor:

Claudia Gutiérrez Martín-Arroyo

Tutor:

Manuel Campoy Naranjo

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

Sevilla, 2019

A mi familia
En especial a mi padre.

Agradecimientos

Principalmente, me gustaría agradecerse a mi familia, en especial a mí madre y a mis dos hermanos, por ayudarme y aconsejarme en todo lo que han podido. Sin olvidar a Tisto, que sin pedirlo siempre ha estado a mi lado para cualquier cosa que haya necesitado.

También agradecer a todos mis compañeros que han estado conmigo estos años, haciendo especial mención a mi fiel amiga Laura, con la he que compartido toda clase de momentos.

Por último, agradecer a Manuel Campoy Naranjo por su dedicación para la realización de este trabajo.

Claudia Gutiérrez Martín-Arroyo

Sevilla, 2019

Resumen

En este trabajo de fin de grado se ha elaborado un análisis técnico-económico de la producción de para-xileno a partir de etileno.

En primera instancia se realiza una introducción con las tecnologías que hay viables hoy en día para la obtención de para-xileno. Además de un breve análisis de mercado sobre el para-xileno y el etileno.

A continuación, se desarrolla el análisis técnico tanto de la tecnología convencional más utilizada como de la que se está estudiando, realizando un diagrama de flujo de ambas tecnologías. Asimismo, se lleva a cabo un balance de materia y uno de energía de la tecnología basada en etileno para cada una de las tres producciones que se han cogido como base (Producción base 182.000 t/año, producción optimista 273.000 t/año y producción pesimista 91.000 t/año).

Luego, se describe el análisis económico comprobando su viabilidad económica.

Por último, se presentan las conclusiones obtenidas tras comparar los dos procesos, tanto el convencional como el que se estudia.

Abstract

This Final Degree Project develops a technical and economic analysis of the production of para-xylene from ethylene.

Firstly, an introduction of the existing viable technologies to obtain para-xylene has been made, as well as a para-xylene and ethylene market analysis.

Secondly, a technical analysis is developed containing both the traditional technology and the new technology under study, representing a flow diagram of both technologies. It is also done a mass and energy balance of the technology based on ethylene for each of the three production scenarios considered (Base production 182.000 t/year, optimistic production 273.000 t/year and pessimistic production 91.000 t/year).

Afterwards, the economic analysis is described verifying its economic viability.

Lastly, the conclusions obtained after comparing the traditional and the innovative technologies are presented.

Agradecimientos	vii
Resumen	ix
Abstract	xi
Índice	xiii
Índice de Tablas	xv
Índice de Figuras	xvii
Glosario	xix
1 Introducción	1
1.1 <i>Objetivo y alcance</i>	1
1.2 <i>El para-xileno</i>	1
1.3 <i>Características y aplicaciones del para-xileno</i>	1
1.4 <i>Mercado</i>	2
1.4.1 Mercado del etileno	2
1.4.2 Mercado del para-xileno	2
1.5 <i>Tecnologías disponibles comerciales [8]</i>	3
1.6 <i>Otros procesos</i>	4
1.6.1 Alquilación de tolueno con metanol	5
1.6.2 Desproporción de tolueno	5
1.6.3 Proceso Tatoray	5
1.6.4 Tecnología basada en etileno	6
2 Estudio técnico	7
2.1 <i>Fundamentos de la tecnología convencional</i>	7
2.2 <i>Detalles del proceso de la tecnología convencional [15]</i>	7
2.2.1 Destilación	8
2.2.2 Hidrodesulfuración	8
2.2.3 Reforming	8
2.2.4 Proceso Sulfolane	8
2.2.5 Torre de destilación	8
2.2.6 Proceso de cristalización	9
2.2.7 Proceso de isomerización	9
2.3 <i>Fundamentos de la tecnología basada en etileno</i>	12
2.4 <i>Detalles de proceso de la tecnología basada en etileno</i>	14
2.4.1 Trimerización del etileno	15
2.4.2 Deshidrogenación por transferencia catalítica	15
2.4.3 Reacción Diels-Alder	15
2.4.4 Deshidrogenación catalítica	16
2.4.5 Separación	16
2.4.6 Cristalización	16
2.5 <i>Aspectos fuertes y débiles de la tecnología basada en etileno dentro de la viabilidad técnica</i>	19

3	Balance de materia y de energía	21
4	Estimación económica	25
4.1	<i>Costes</i>	25
4.1.1	Coste de los equipos	25
4.1.2	Coste de la inversión (In)	26
4.1.3	Costes totales (CT)	27
4.1.4	Ventas	28
4.1.5	Índices de rentabilidad	28
4.2	<i>Análisis de sensibilidad</i>	31
4.2.1	Variación del VAN y el TIR en relación con el tamaño de la instalación	31
4.2.2	Variación del VAN y el TIR respecto a la subida de las materias primas	37
4.2.3	Variación del VAN y el TIR respecto a la subida del precio de venta	38
5	Resumen y conclusiones	39
6	Anexos	41
6.1	<i>ANEXO I</i>	41
6.2	<i>ANEXO II</i>	49
6.3	<i>ANEXO III</i>	51
	Referencias	63

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2-1: Temperaturas de ebullición BTX.	9
Tabla 2-2: Leyenda del diagrama de flujo del proceso convencional (parte I).	10
Tabla 2-3: Leyenda del diagrama de flujo del proceso convencional (parte II).	11
Tabla 2-4: Deshidrogenación catalítica por transferencia.	15
Tabla 2-5: Temperaturas de ebullición para el proceso de destilación.	16
Tabla 2-6: Leyenda del diagrama de flujo del proceso basado en etileno.	18
Tabla 3-1: Valores base del balance de materia en moles.	21
Tabla 3-2: Coeficientes globales de transferencia.	23
Tabla 4-1: Coste de los equipos.	26
Tabla 4-2: Costes generales	27
Tabla 4-3: Inversión en activos.	27
Tabla 4-4: Inversión total.	27
Tabla 4-5: Costes totales.	28
Tabla 4-6: Ventas.	28
Tabla 4-7: Producciones de etileno en t/año.	32
Tabla 4-8: Coste de los equipos para la producción 2.	32
Tabla 4-9: Coste de los equipos para la producción 3.	32
Tabla 4-10: Coste generales para las tres producciones.	33
Tabla 4-11: Inversión en activos para las tres producciones.	33
Tabla 4-12: Inversión total para la producción 2.	33
Tabla 4-13: Inversión total para la producción 3.	34
Tabla 4-14: Costes totales para las tres producciones.	34
Tabla 4-15: Ventas para las tres producciones.	34
Tabla 4-16: VAN.	36
Tabla 4-17: TIR.	37
Tabla 4-18: Variación del VAN y el TIR respecto a la subida de las MP.	37
Tabla 4-19: Variación del VAN y el TIR respecto a la subida del precio de venta.	38
Tabla 6-1: Balance de materia con los datos base en moles al año.	42
Tabla 6-2: Balance de materia para la producción 1 en miles de toneladas al año.	43
Tabla 6-3: Balance de materia para la producción 2 en miles de toneladas al año.	44
Tabla 6-4: Balance de materia para la producción 3 en miles de toneladas al año.	45
Tabla 6-5: Balance de energía para la producción 1 (intercambiadores).	46
Tabla 6-6: Balance de energía para la producción 1 (enfriadores).	46
Tabla 6-7: Balance de energía para la producción 2 (intercambiadores).	47
Tabla 6-8: Balance de energía para la producción 2 (enfriadores).	47

Tabla 6-9: Balance de energía para la producción 3 (intercambiadores).	48
Tabla 6-10: Balance de energía para la producción 3 (enfriadores).	48
Tabla 6-11: Coste de los intercambiadores para la producción 1.	49
Tabla 6-12: Coste de los enfriadores para la producción 1.	49
Tabla 6-13: Coste de los reactores para la producción 1.	49
Tabla 6-14: Coste de los intercambiadores para la producción 2.	50
Tabla 6-15: Coste de los enfriadores para la producción 2.	50
Tabla 6-16: Coste de los reactores para la producción 2.	50
Tabla 6-17: Coste de los intercambiadores para la producción 3.	50
Tabla 6-18: Coste de los enfriadores para la producción 3.	50
Tabla 6-19: Coste de los reactores para la producción 3.	50
Tabla 6-20: Inversión completa para la producción 1.	51
Tabla 6-21: Costes totales completo para la producción 1.	52
Tabla 6-22: Ventas y beneficio bruto completo para la producción 1.	53
Tabla 6-23: BAI, BN y FNC completo para la producción 1.	54
Tabla 6-24: Inversión completa para la producción 2.	55
Tabla 6-25: Costes totales completo para la producción 2.	56
Tabla 6-26: Ventas y beneficio bruto completo para la producción 2.	57
Tabla 6-27: BAI, BN y FNC completo para la producción 2.	58
Tabla 6-28: Inversión completa para la producción 3.	59
Tabla 6-29: Costes totales completo para la producción 3.	60
Tabla 6-30: Ventas y beneficio bruto completo para la producción 3.	61
Tabla 6-31: BAI, BN y FNC completo para la producción 3.	62

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1-1: Estructura molecular de los isómeros del xileno.	1
Figura 1-2: Mercado mundial de para-xileno en 2014.	3
Figura 1-3: Tamaño del mercado de para-xileno desde 2012 hasta 2022. [7]	3
Figura 1-4: Producción de para-xileno a partir de naftas reformadas.	4
Figura 1-5: Desproporción de tolueno.	5
Figura 1-6: Transalquilación de tolueno. [11]	6
Figura 1-7: Proceso Tatoray. [13]	6
Figura 2-1: Diagrama de flujo del proceso convencional (parte I).	10
Figura 2-2: Diagrama de flujo del proceso convencional (parte II).	11
Figura 2-3: Esquema tecnología basada en etileno.	12
Figura 2-4: Trimerización del etileno.	12
Figura 2-5: Deshidrogenación catalítica por transferencia.	13
Figura 2-6: Deshidrogenación catalítica por transferencia.	13
Figura 2-7: Diels-Alder.	13
Figura 2-8: Deshidrogenación catalítica por transferencia.	14
Figura 2-9: Diagrama de flujo de la tecnología basada en etileno.	18
Figura 4-1: Gráfica FNC-AÑO.	30
Figura 4-2: Gráfica VAN-AÑO.	31
Figura 4-3: Gráfica FNC-AÑO para la producción 2.	35
Figura 4-4: Gráfica FNC-AÑO para la producción 3.	35
Figura 4-5: Gráfica VAN-AÑO para la producción 2.	36
Figura 4-6: Gráfica VAN-AÑO para la producción 3.	36
Figura 4-7: Gráfica VAN-PRECIO MP.	38
Figura 4-8: Gráfica VAN-PRECIO P-X.	38

GLOSARIO

BTX	Benceno, Tolueno y Xileno
N.O	Número de octano
EES	Engineering Equation Solver
VAN	Valor Actual Neto
TIR	Tasa Interna de Retorno
BB	Beneficio Bruto
BAI	Beneficio Antes de Impuestos
BN	Beneficio Neto
FNC	Flujo Neto de Caja
k	Tasa de Rentabilidad

1 INTRODUCCIÓN

1.1 Objetivo y alcance

El objetivo de este Trabajo de Fin de Grado es el análisis técnico y económico de la producción de para-xileno a partir del etileno y su comparación con respecto a las rutas de producción convencionales.

El alcance del proyecto se comprende de lo siguiente:

- Análisis técnico de la tecnología tanto convencional como de la tecnología basada en etileno y una comparación entre ambas.
- Balance de materia y balance de energía de la tecnología basada en etileno.
- Análisis económico de la tecnología basada en etileno, realizando una estimación del coste de los equipos.
- Viabilidad de la tecnología a analizar, cálculo del TIR y del VAN.
- Conclusiones y comparaciones de la tecnología basada en etileno frente a la tecnología convencional.

1.2 El para-xileno

El para-xileno, también conocido como 1,4-dimetilbenceno, es un hidrocarburo aromático.

Es uno de los tres isómeros que componen los xilenos, también llamados dimetilbenceno. Para diferenciar las tres formas de xileno que existen (meta-xileno, orto-xileno y para-xileno) se observa la posición en la que se encuentran los grupos metilos en el anillo del benceno, tal y como muestra la Figura 1-1. [1]

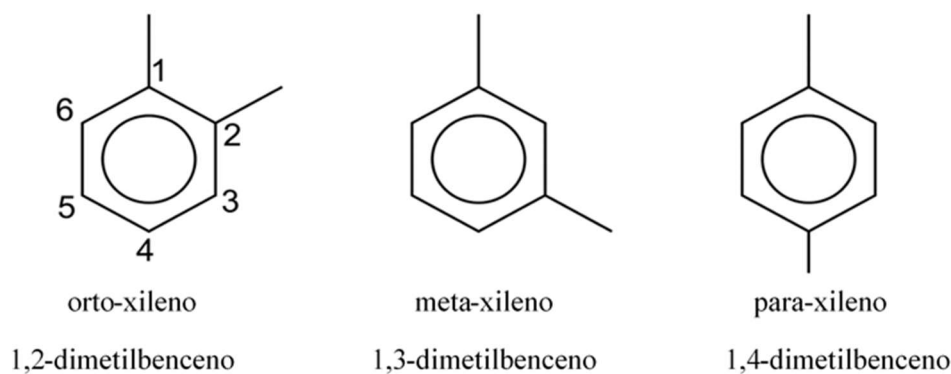


Figura 1-1: Estructura molecular de los isómeros del xileno.

1.3 Características y aplicaciones del para-xileno

Es un líquido incoloro, inflamable y con un olor dulce. Las propiedades físicas [2] que presenta el para-xileno, incluyendo su fórmula empírica, son las citadas:

- Fórmula química: C_8H_{10}
- Masa molecular: 106,2 g/mol
- Punto de ebullición: 138°C
- Punto de fusión: 13,2°C

- Densidad relativa (agua = 1 kg/L): 0,86
- Solubilidad en agua: Ninguna
- Presión de vapor (kPa a 20°C): 0,9
- Densidad relativa de vapor (aire = 1): 3,7
- Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1,02
- Punto de inflamación: 27°C
- Temperatura de autoignición: 528°C
- Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 1,1-7,0

La producción de para-xileno es industrialmente significativa. En particular, es un componente en la producción de ácido tereftálico (TPA), ácido tereftálico purificado (PTA) y dimetil tereftalato (DMT). Este ácido se emplea principalmente para la formación de poliéster PET (politereftalato de etileno) siendo un tipo de plástico muy empleado en la fabricación de botellas y textiles.

Las botellas fabricadas con el plástico PET son muy empleadas como recipientes para agua, bebidas con gas y otras debido a que este plástico es fuerte y resistente a los golpes que pueda sufrir, también el PET es capaz de mantener la efervescencia en las bebidas carbonatas debido a que contiene propiedades de barrera de dióxido de carbono. [3]

El PET tiene más aplicaciones en el mercado, siendo estas las siguientes:

- Recipientes.
- Cosméticos.
- Telas para cortinas, tapicería y ropa.
- Películas para radiografías, cintas magnéticas, películas fotográficas y de aislamiento eléctrico.
- Envases de bolsas para hervir.

1.4 Mercado

1.4.1 Mercado del etileno

La producción y consumo del etileno se realiza dentro de grandes complejos industriales.

El etileno forma parte del segmento más importante de la industria petroquímica, a causa de producirse primordialmente a partir de naftas (52%), transformándose en una variada cantidad de productos intermedios y finales.

En 2007, la demanda mundial fue de 114 millones de toneladas. Sin embargo, la demanda de etileno depende en su mayoría de sus derivados, ya que es una materia prima muy atractiva e interesante para formar productos industriales. [4]

El mercado mundial de etileno fue valorado en 107,65 de miles de millones de dólares y 146,6 millones toneladas métricas en 2016 y se espera que la tasa anual compuesta de crecimiento (CAGR) incremente de 8,7% en términos de ingresos y 5,3% en términos de volumen durante 2017 – 2025. [5]

Asia Pacífico, América del Norte, Oriente Medio y Europa prestaron una participación muy importante dentro del mercado mundial del etileno en el año 2016. Esto se debe a la creciente demanda de etileno para la producción de polietileno, que se utiliza en su mayoría para envases y tuberías. [5]

1.4.2 Mercado del para-xileno

La producción mundial de para-xileno en 2014 se valoró en 39,62 millones de toneladas y el consumo en 39,4 millones de toneladas. Se espera que el mercado global del para-xileno aumente hasta alcanzar los 66,9 mil millones para el año 2022. Geográficamente, el mayor consumidor del mercado del para-xileno está en Asia-

Pacífico, contribuyendo en gran medida al crecimiento del mercado. En la Figura 1-2 se muestra el mercado mundial de para-xileno en el año 2014. [6]

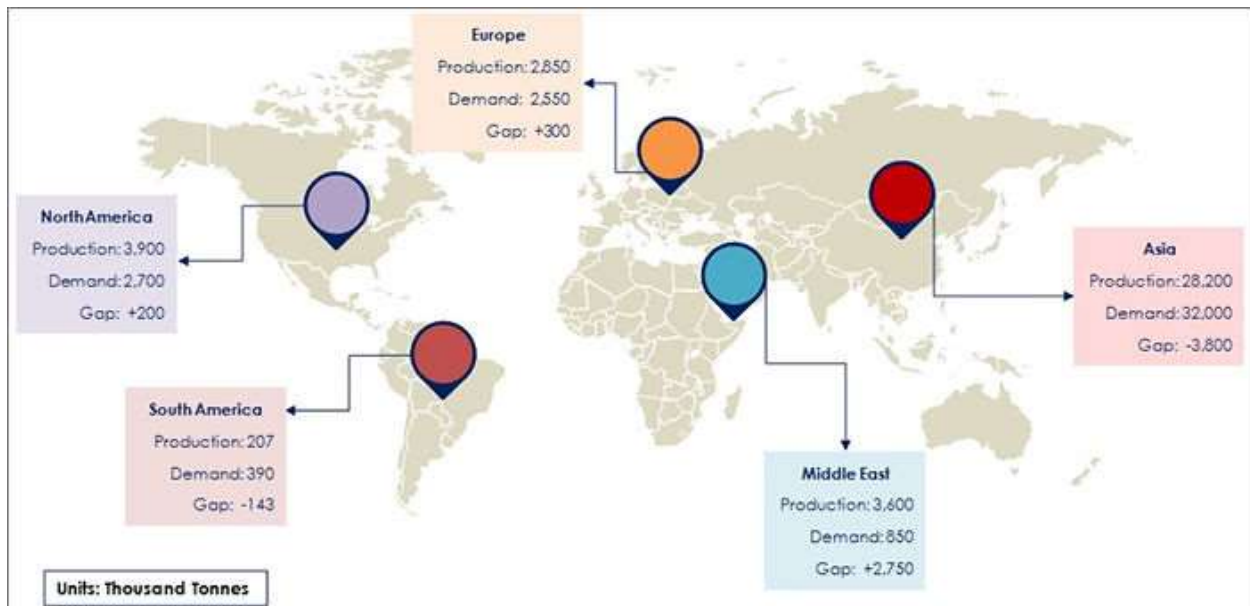


Figura 1-2: Mercado mundial de para-xileno en 2014.

El mercado mundial de para-xileno se valoró en 36,1 mil millones de dólares en 2016 y se espera una tasa de crecimiento anual del 10,5% durante el periodo de estudio. La demanda creciente de fibra de poliéster en economías emergentes está dando un incremento sustancial al para-xileno. El poliéster se emplea principalmente para resina PET, fibras y otras aplicaciones de plástico. Se proyecta que el producto sufra una alta demanda debido a la amplia gama de aplicaciones que posee. En la Figura 1-3 se estima el tamaño del mercado de para-xileno entre los años 2012 y 2022. [7]

U.S. paraxylene market size, by application, 2012 - 2022 (Kilo Tons)

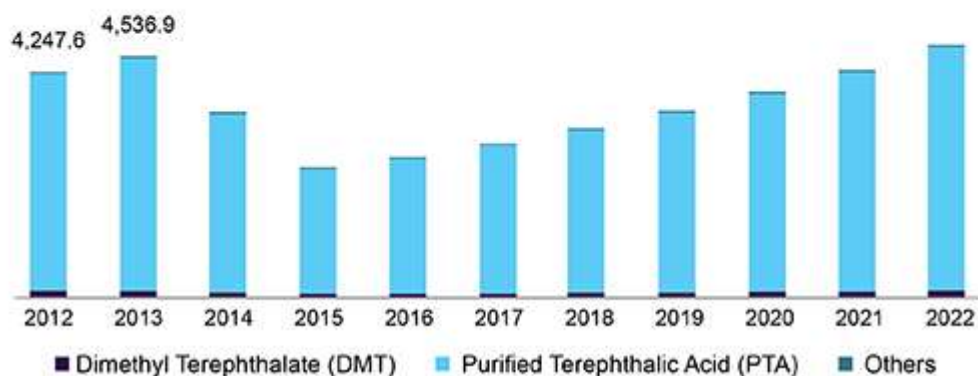


Figura 1-3: Tamaño del mercado de para-xileno desde 2012 hasta 2022. [7]

1.5 Tecnologías disponibles comerciales [8]

Hay varias tecnologías disponibles en el mercado para la obtención del para-xileno, sin embargo, la más empleada es el reformado catalítico a partir del petróleo en las refinerías.

El reformado catalítico es un proceso en el que se hidrogenan alcanos tanto de cadena abierta como cíclicas.

Para la obtención de los aromáticos, destacando el benceno, el tolueno y el xileno (BTX), se necesita la ayuda de catalizadores de platino-renio-alumina, fundamentalmente catalizadores con un soporte de alumina recubierto con platino. La característica más significativa de la nafta en el reformado catalítico es el número de octano (N.O). Esta peculiaridad es muy baja para las n-parafinas, mejor para los naftenos y muy elevada en las i-parafinas y en los aromáticos (tolueno sobrante que no se emplea para la producción de benceno o xilenos). Es importante señalar que existe una limitación debido al Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, por el que se determinan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo y se regula el uso de determinados biocarburantes. Durante el reformado se producen cuatro importantes reacciones. [9]

1. Deshidrogenación de naftenos a aromáticos.
2. Deshidrociclación de parafinas a aromáticos.
3. Isomerización de n- a i-parafinas.
4. Hidrocraqueo.

El reformado (o “reforming”) es un proceso de transformación química de hidrocarburos con la presencia de hidrógeno para producir benceno, tolueno y xileno principalmente. Para que el proceso ocurra debe tener unas condiciones de operación muy específicas, altas temperaturas y presiones dependientes de la tecnología a emplear.

En la Figura 1-4 se presenta un diagrama de flujo simple de la producción de para-xileno. La fracción C₈ sirve de fuente de xilenos. Los isómeros con punto de ebullición muy parecidos no pueden separarse mediante la destilación, optando por la adsorción o cristalización. [9]

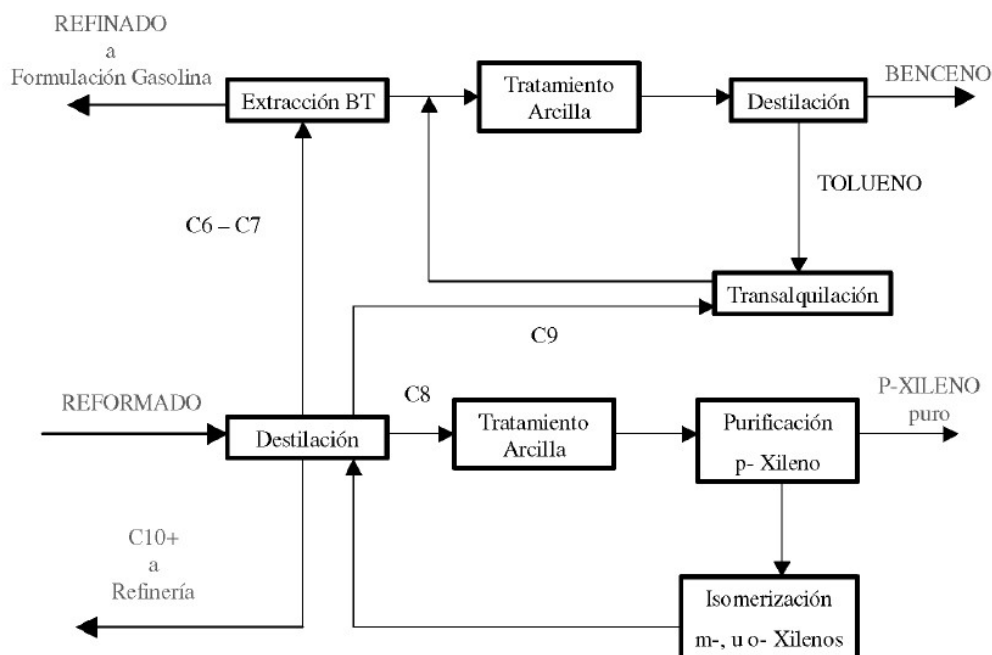


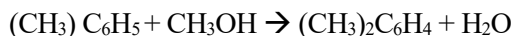
Figura 1-4: Producción de para-xileno a partir de naftas reformadas.

1.6 Otros procesos

Existen más métodos para la obtención del para-xileno, aunque no sean tan habituales como la obtención mediante el petróleo/nafta. A continuación, se explican de forma detallada en que consisten cada uno de los procesos en cuestión.

1.6.1 Alquilación de tolueno con metanol

La reacción de alquilación transcurre siguiendo el mecanismo de iones de carbonio con formación de una fase líquida y otra fase orgánica, como consecuencia los catalizadores a emplear son de tipo ácido. La reacción que se usa para este mecanismo se nombra a continuación:



La alquilación de tolueno con metanol se lleva a cabo en fase gas, empleando el catalizador de zeolita ZSM-5, obteniéndose un elevado porcentaje de para-xileno.

Sin embargo, los primeros catalizadores utilizados fueron el AlCl_3 y HCl como activadores, aunque estos catalizadores presentaban muchas desventajas debido a su elevada corrosividad y contaminación. Por lo que más adelante fueron sustituidos por los catalizadores de sílice-alumina pero estos tenían una baja selectividad. Como consecuencia, se provocó la aparición de los catalizadores basado en zeolita debido a su alta actividad catalítica y buena resistencia a la desactivación, asimismo presentaban una selectividad muy superior hacia la formación de los xilenos, en especial hacia la formación del isómero de para-xileno. [10]

1.6.2 Desproporción de tolueno

La desproporción de tolueno también emplea catalizadores de zeolita, aunque las primeras aplicaciones industriales utilizaban catalizadores de sílice-alúmina, muy poco selectivos. Sin embargo, la reacción de metilación de tolueno puede suponer una mejora a los rendimientos para la obtención de para-xileno en comparación a usar la desproporción de tolueno.

El proceso de desproporción de tolueno transforma dos moles de tolueno en un mol de xilenos y benceno, como se observa en la Figura 1-5.

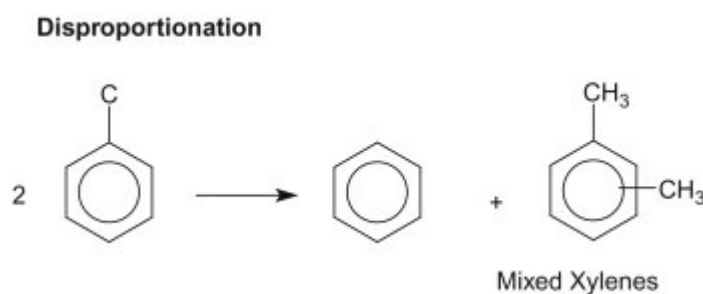


Figura 1-5: Desproporción de tolueno.

Como en esta reacción se forman cualquiera de los tres isómeros del xileno es necesario añadir un catalizador de zeolita ZSM-5, que provoca una mayor selectividad para producir para-xileno. [11]

1.6.3 Proceso Tatoray

Proceso Tatoray trata de obtener xileno y benceno a partir de tolueno y otros compuestos aromáticos. En este caso el proceso se basa en las reacciones de transalquilación, es decir, un grupo metilo de los aromáticos se une a una molécula de tolueno, como muestra la Figura 1-6. [12]

Transalkylation

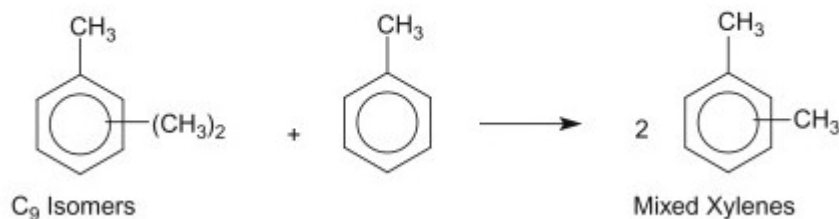


Figura 1-6: Transalquilación de tolueno. [11]

El proceso se compone de un reactor de lecho fijo y una parte de separación del producto. La alimentación de tolueno y aromáticos C_9+ se mezcla con gas de reciclaje rico en hidrógeno, precalentándose en un intercambiador y en un horno para, seguidamente, ser alimentado a un reactor de lecho fijo, donde se producen las reacciones de transalquilación y desproporción. En la Figura 1-7 se muestra un diagrama del proceso en cuestión.

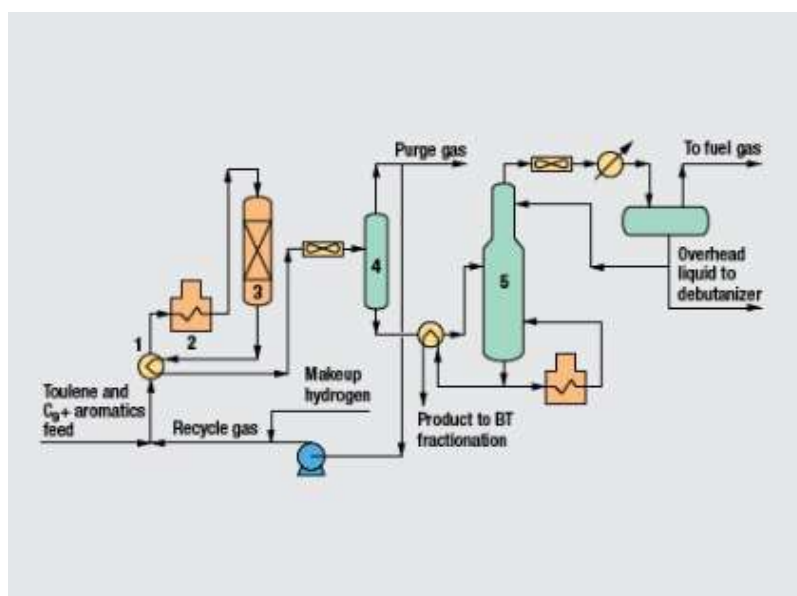


Figura 1-7: Proceso Tatoray. [13]

1.6.4 Tecnología basada en etileno

Por último, la que se va a estudiar durante todo este trabajo es la tecnología basada en etileno, que se fundamenta en la obtención del para-xileno a partir del etileno, esto se debe a que los suministros de petróleo van disminuyendo y se deben buscar formas alternativas para obtener productos tan útiles como el para-xileno. [14]

Las razones de la elección del etileno como materia prima se deben a sus características atractivas ya que puede ser un derivado de recursos de biomasa renovables dejando atrás los combustibles fósiles.

Las etapas que se van a llevar a cabo este proceso son los siguientes:

1. Trimerización del etileno.
2. Deshidrogenación por transferencia catalítica.
3. Reacción de Diels-Alder.
4. Deshidrogenación catalítica.
5. Cristalización.

Estos son los pasos a seguir para obtener el para-xileno. Se detallará el proceso más en profundidad en el siguiente capítulo.

2 ESTUDIO TÉCNICO

En este apartado se realiza un estudio técnico de la tecnología convencional y de la tecnología basada en etileno, explicando los aspectos más destacables de ambos procesos.

Primero se realiza una breve descripción de las tecnologías y luego se detalla en profundidad los procesos, incluyendo los diagramas de flujo correspondiente a cada una de ellas.

2.1 Fundamentos de la tecnología convencional

El procedimiento a seguir para la obtención del para-xileno a partir del petróleo se va a ir analizando por partes.

Del fraccionamiento de la nafta virgen se utiliza el corte intermedio también denominado “corazón”. El corte corazón es purificado de contaminantes en el posterior proceso llamado hidrodeshidrosulfuración mediante el cual se eliminan compuestos como el azufre y el nitrógeno principalmente, debido a sus efectos perjudiciales para el catalizador.

Luego se entra en tres reactores, rellenos con el catalizador, donde las reacciones del reformado catalítico conducen a la producción del benceno, tolueno y xileno, empleando el método de reformado semirregenerativo. Se usa este método debido a ser el más comúnmente encontrado en refinerías.

Para la separación del benceno, tolueno y xileno de las parafinas, hay que separar en primer lugar las parafinas y nafténicos sin reaccionar de los aromáticos mediante el proceso denominado extracción con solvente, proceso Sulfolane. Este proceso se basa en que la afinidad por los aromáticos es muy superior que la que sostiene por las parafinas obteniéndose dos corrientes, una de extracto que contiene los BTX y otra corriente de refino que contiene las parafinas.

A continuación, cuando ya se ha logrado separar las parafinas de los aromáticos se deben separar los BTX entre sí, para poder obtener una corriente de xilenos. Como proceso se emplea la destilación aprovechando la diferencia que ofrecen los puntos de ebullición entre los diferentes hidrocarburos aromáticos.

Por consiguiente, para conseguir el para-xileno se deben separar los compuestos que se encuentran mezclados y en equilibrio en los xilenos (para-xileno, meta-xileno y orto-xileno). Con el fin de separar el orto-xileno de los demás xilenos, debido a su facilidad, por ser el más pesado y con mayor punto de ebullición ya que los puntos de ebullición del meta-xileno y el para-xileno son tan próximos que no es posible separarlos mediante el proceso de destilación.

Favorablemente estos dos compuestos sí que presentan diferencias en los puntos de congelación, como consecuencia se emplea esta propiedad para su separación, mediante un proceso llamado cristalización. Este proceso ocurre cuando se usan las temperaturas de fusión de los compuestos. Como resultado de este último proceso se consigue un para-xileno de alta pureza.

Por último, dada la demanda que se ofrece de para-xileno y el exceso que se obtiene de meta-xileno se emplea un proceso de isomerización para su transformación. Este proceso consigue la transformación de gran parte del meta-xileno en para-xileno y orto-xileno.

2.2 Detalles del proceso de la tecnología convencional [15]

Se van a describir los procesos que se realizan en una refinería para la obtención del para-xileno a partir del petróleo, hidrocarburo constituido principalmente por carbono e hidrógeno sumados a otros en menor cantidad.

En las Figuras 2-1 y 2-2 se muestran los diagramas de flujo de la tecnología convencional, indicándose los equipos necesarios para el proceso con sus respectivos nombres y abreviaturas.

2.2.1 Destilación

El petróleo se calienta en el horno (H-1) hasta alcanzar la temperatura de destilación, siendo esta 370°C. Una vez calentado se introduce en la torre de destilación (D-1) seleccionando la nafta como materia prima para obtener el para-xileno, la nafta es un hidrocarburo más o menos liviano y condensa a una temperatura de 120°C (corriente 3).

2.2.2 Hidrodesulfuración

La hidrodesulfuración es un proceso catalítico en presencia de hidrógeno para eliminar el azufre de los compuestos y para saturar las olefinas y los aromáticos.

El reactor (R-1) debe reunir las condiciones dentro de los siguientes rangos, la temperatura debe estar entre 300 y 400°C mientras que el de las presiones varía entre 5 y 40 bar. Una vez realizado el proceso se queda con la corriente más pesada (corriente 4) para introducirla en el proceso de Reforming.

2.2.3 Reforming

El Reforming es uno de los principales procesos catalíticos para el tratamiento de naftas con el objetivo de producir aromáticos e i-parafinas para aumentar el número de octano (N.O) y producir hidrógeno. Sin embargo, en los últimos años se ha perdido la importancia en la producción de gasolina como consecuencia su objetivo se centró en maximizar la producción de los BTX y del hidrógeno.

De manera simplificada para este proceso se han empleado tres hornos (H-2, H-3, H-4) con sus respectivos reactores (R-2, R-3, R-4) en serie, usando el método de reformado semirregenerativo. Las principales reacciones químicas se basan en la transformación de moléculas parafínicas lineales en moléculas aromáticas y ramificadas más hidrógeno, empleando un catalizador principalmente a base de Pt/Alúmina, a elevadas temperaturas (430-530° C) y en una atmósfera de hidrógeno a presiones que van desde los 3,5 bar hasta 34,5 bar. De esta forma se obtiene una producción de gasolina con alto contenido en aromáticos (Corriente 10). Existe una limitación por el Real Decreto 61/2006, donde el límite máximo de benceno para las gasolinas es de 1% v/v y el de los aromáticos para las gasolinas es de un 36% v/v.

2.2.4 Proceso Sulfolane

Una vez explicada la Figura 2-1 se continúa con los últimos pasos para obtener el para-xileno observando la corriente 10 (corriente de entrada de la Figura 2-2).

En la unidad de Sulfolane se realiza la extracción de los aromáticos. Este proceso recibe ese nombre debido a que el sulfolane es el disolvente que se emplea en el extractor de esta unidad. En la Figura 2-2 se simplifica al máximo este proceso debido a su complejidad.

2.2.5 Torre de destilación

En la torre de destilación (D-2) se separan las corrientes de benceno, tolueno y orto-xileno del meta-xileno y para-xileno. La torre separa la fracción en el intervalo de 80-145 ° C, teniendo en cuenta las temperaturas de ebullición de los BTX señaladas en la Tabla 2-1:

COMPUESTO	TEMPERATURA DE EBULLICIÓN (° C)
Benceno	80
Tolueno	110
Para-xileno	138
Meta-xileno	139
Orto-xileno	145

Tabla 2-1: Temperaturas de ebullición BTX.

Como el meta-xileno y el para-xileno tienen puntos de ebullición casi iguales salen por la corriente 15 sin poder ser separados por este método.

2.2.6 Proceso de cristalización

Una vez que salen el meta-xileno y el para-xileno por la corriente 15 entran en el cristizador (S-2) debido a que sí existen diferencias en sus puntos de fusión. El meta-xileno tiene una temperatura de fusión de -47°C y el para-xileno tiene una temperatura de fusión de $13,2^{\circ}\text{C}$. La mezcla, secada previamente para evitar la formación de hielo, se deja enfriar obteniendo una suspensión de cristales que se separan del líquido mediante filtros o centrifugas. Después de una serie de redisoluciones y cristalizaciones se obtiene un para-xileno de alta pureza (Corriente 18).

2.2.7 Proceso de isomerización

Por último, el proceso de isomerización (S-1) se centra en transformar el meta-xileno en orto-xileno y en para-xileno (Corriente 17) introduciéndolos de nuevo en la torre de destilación (D-2).

Esto se produce debido a la gran cantidad que se obtiene de meta-xileno y la inmensa demanda que existe de para-xileno.

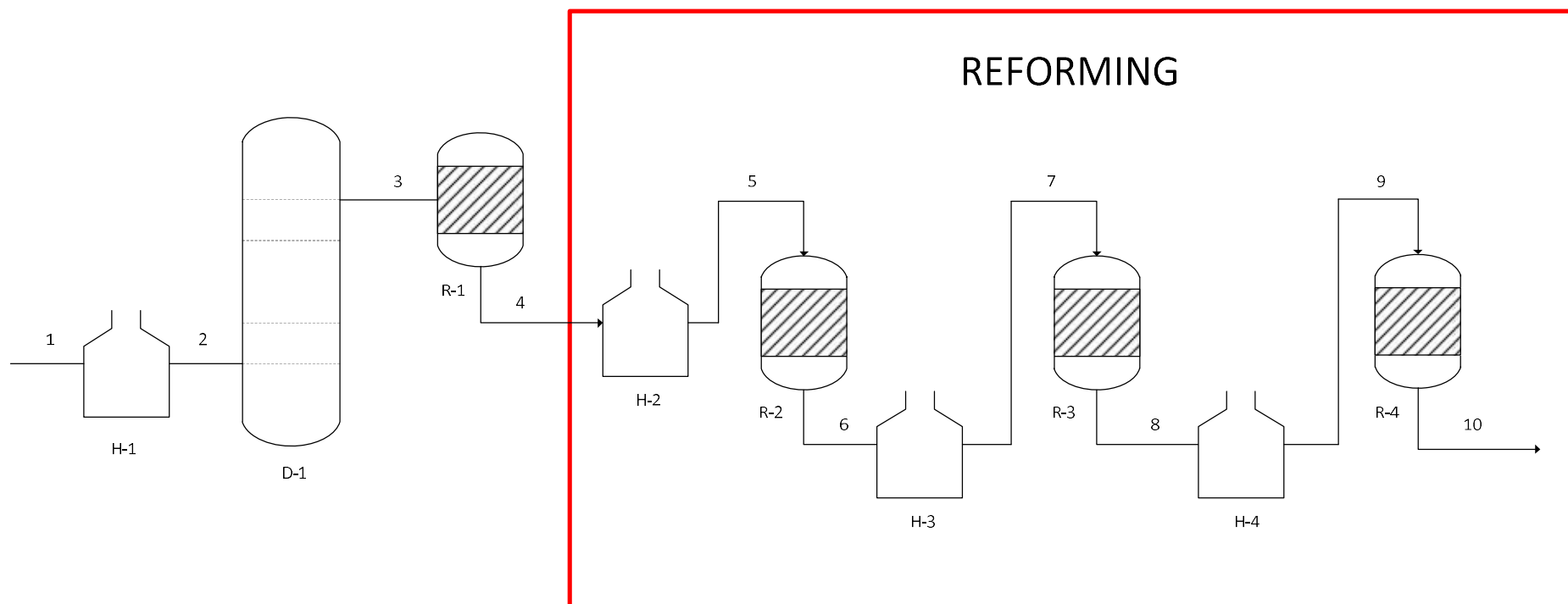


Figura 2-1: Diagrama de flujo del proceso convencional (parte I).

H-1	D-1	R-1	H-2; H-3; H-4	R-2; R-3; R-4
Horno	Torre de Destilación	Reactor Hidrodesulfuración	Hornos Reforming	Reactores Reforming

Tabla 2-2: Leyenda del diagrama de flujo del proceso convencional (parte I).

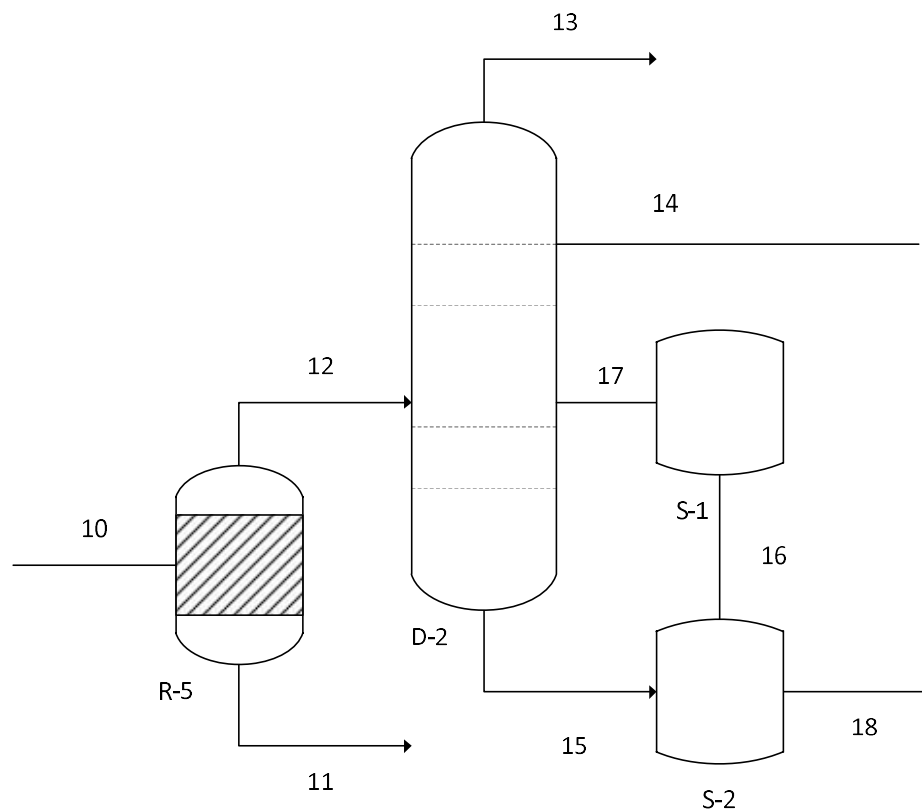


Figura 2-2: Diagrama de flujo del proceso convencional (parte II).

R-5	D-2	S-1	S-2
Reactor Proceso Sulfolane	Torre de Destilación	Proceso Isomerización	Proceso Cristalización

Tabla 2-3: Leyenda del diagrama de flujo del proceso convencional (parte II).

2.3 Fundamentos de la tecnología basada en etileno

Para entender esta tecnología de una forma más simplificada se adjunta un esquema simplificado de la misma en la Figura 2-3.

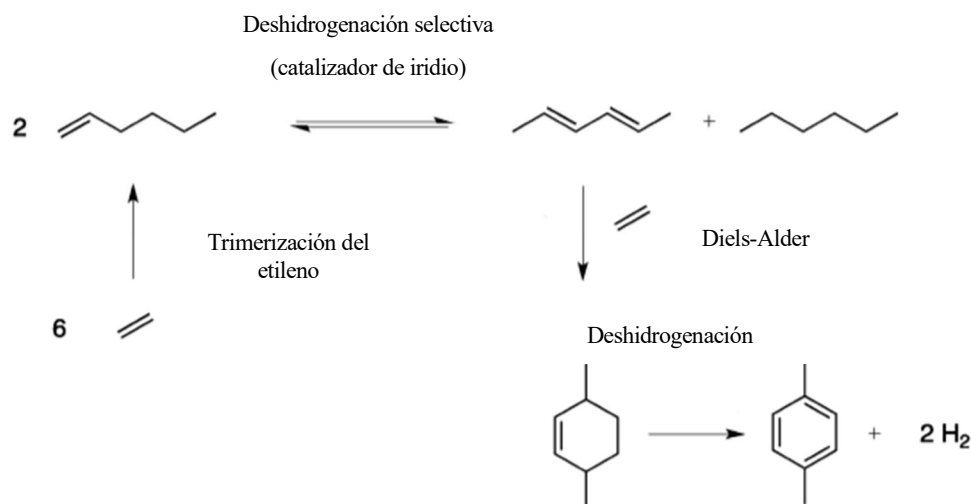


Figura 2-3: Esquema tecnología basada en etileno.

Se va a analizar el proceso paso por paso distinguiendo sus etapas.

El primer paso se basa en la trimerización de etileno para obtener 1-hexeno. Para que la reacción ocurra se deben utilizar una serie de complejos de cromo teniendo bis(difenilfosfino)amina ligados con un grupo donante unido al nitrógeno conector. Esto proporciona catalizadores altamente activos, relativamente estables y selectivos para la trimerización del etileno. En la Figura 2-4 se observa el proceso de transformación del etileno y los compuestos necesarios para que se produzca la reacción. [16]

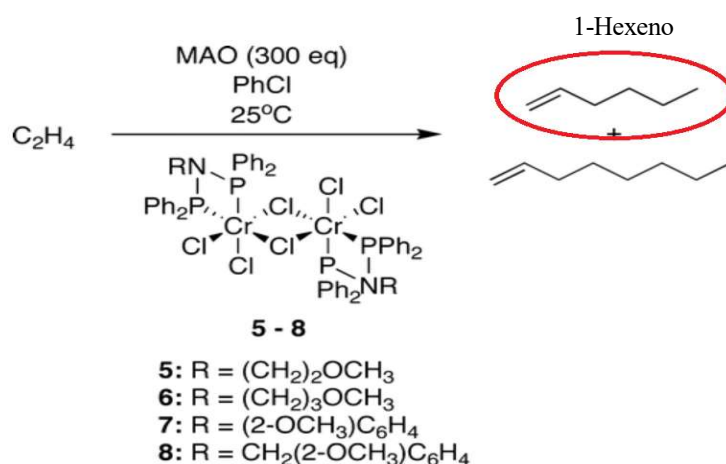


Figura 2-4: Trimerización del etileno.

Posteriormente se estudia la deshidrogenación catalítica por transferencia de n-alcenos con un catalizador de iridio de tipo “pinza” para obtener 2,4-hexadieno y hexano a partir del 1-hexeno conseguido de la trimerización del etileno. Básicamente se basa en la pérdida de hidrógeno del compuesto. [17]

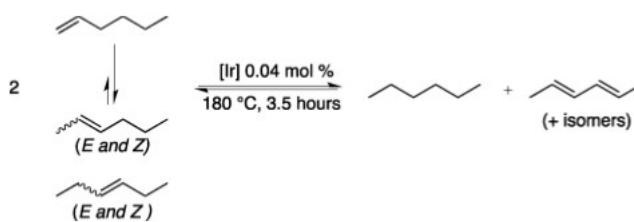


Figura 2-5: Deshidrogenación catalítica por transferencia.

La evolución de las fracciones molares a lo largo del tiempo para diferentes pruebas se puede ver reflejada en la Figura 2-6, con unas condiciones de catalizador de 0,04% mol y una temperatura de 180 ° C.

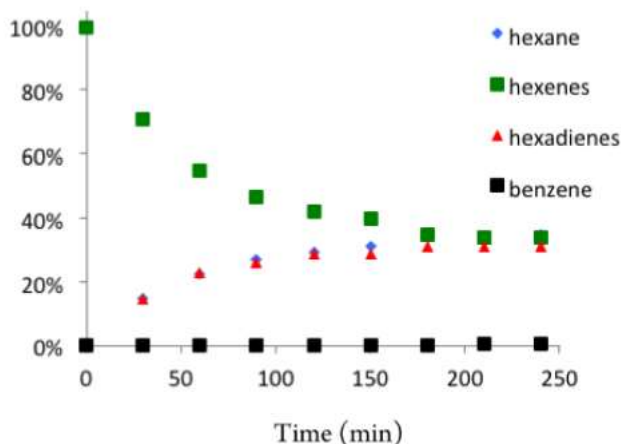


Figura 2-6: Deshidrogenación catalítica por transferencia.

Seguidamente, se emplea el método de cicloadición de Diels-Alder con etileno para formar 3,6-dimetilciclohexeno a partir de 2,4-hexadieno, conseguido mediante la deshidrogenación. Este proceso se apoya en la cicloadición entre un dieno conjugado y un compuesto insaturado (en este caso el etileno) se puede observar mejor en la Figura 2-7:

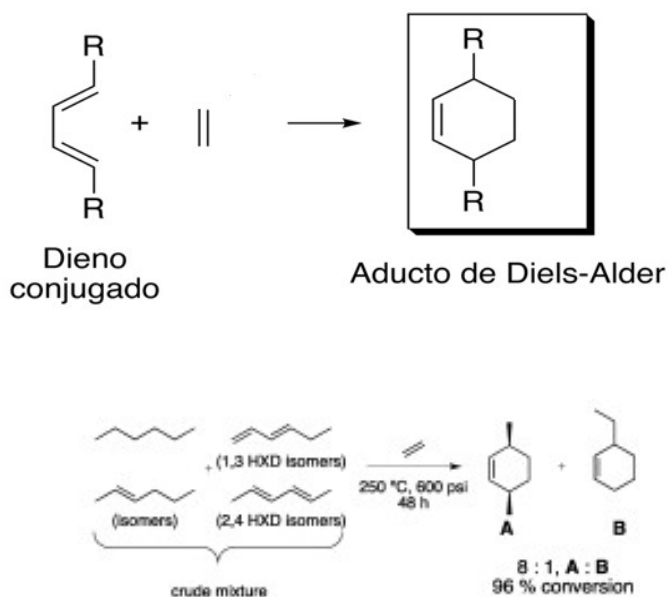


Figura 2-7: Diels-Alder.

A continuación, se emplea la deshidrogenación térmica utilizando como catalizador Pt/Al₂O₃ para producir

para-xileno, etilbenceno e hidrógeno a partir del 3,6-dimetilciclohexeno. La reacción que se produce implica la pérdida de 2 equivalentes de hidrógeno y la formación de una estructura aromática estable. La reacción general se muestra en la Figura 2-8.

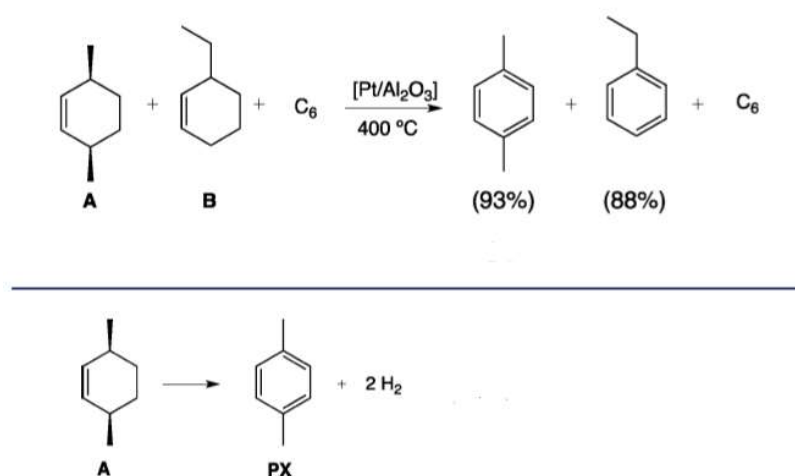


Figura 2-8: Deshidrogenación catalítica por transferencia.

Por último, para separar el para-xileno del etilbenceno se emplea el proceso de cristalización debido a la diferencia que existen entre sus puntos de fusión. El punto de fusión del para-xileno es de $13,2^\circ\text{C}$ mientras que el del etilbenceno es de -95°C . Demostrando la obtención del para-xileno a partir del etileno.

2.4 Detalles de proceso de la tecnología basada en etileno

El proceso de formación del para-xileno a partir del etileno necesita unas condiciones muy específicas para que se pueda dar. Los métodos para emplear son los que se van a describir en este apartado teniendo de base el diagrama de flujos representado en la Figura 2-9.

Es importante destacar que las condiciones expuestas en los apartados siguientes son sacadas de experimentos en un laboratorio y los tiempos que se emplean en este proceso van a ser inferiores a los indicados. Esto se debe a que es un proceso industrial en el que se busca un valor óptimo entre el tiempo de residencia y la conversión que se alcanza. Sin embargo, en el artículo [14] los tiempos son muy largos para así, de esta forma, alcanzar la máxima conversión posible, llegando al equilibrio.

Seguidamente, se adjunta una lista con los valores estimados a causa de la falta de información que hay sobre esta tecnología.

- Al comienzo del proceso (corriente 1) no se especifica en ningún sitio la presión o la temperatura a la que hay que añadir el etileno industrial para el comienzo del proceso. Pese a esto se asume que el etileno industrial que se introduce en la planta se encuentra a una temperatura de $30\text{ }^\circ\text{C}$ y una presión de 40 atm.
- La presión se asume a 40 atm desde la corriente 1 hasta la corriente 9 (justo después del último reactor de la planta), mientras que a partir de esta corriente (corriente 9) hasta el final del proceso se estima que la presión se debe bajar lo máximo posible hasta llegar incluso a presión atmosférica.
- Los compresores no se han tenido en cuenta en el análisis técnico de la planta.
- El proceso de destilación y el de cristalización es un proceso añadido, debido a que en las fuentes en las que se habla sobre este método solo obtienen el para-xileno en mezcla con el etilbenceno. Esto se ha extraído de la tecnología convencional (refinería).

- Se ha asumido una separación del 95% en la columna de destilación mientras que en el cristalizador se ha asumido del 90%.
- La distribución y elección de todos los equipos que se observan en el diagrama de procesos son seleccionados por mí después de un estudio selectivo sobre las necesidades del proceso.

2.4.1 Trimerización del etileno

La trimerización se realiza bajo unas condiciones muy concretas. En el reactor a emplear para el proceso se necesita un catalizador de cromo. El catalizador ha sido estudiado para que presente una mayor estabilidad. [18] En la figura 2-4 se observa el proceso de formación y los compuestos que se producen con la trimerización.

En el diagrama de proceso por la corriente 1 se encuentra el etileno industrial a 40 atm, como es necesario que la temperatura en el reactor (R-1) sea de 80°C se utiliza un intercambiador (I-1) para su calentamiento. Como resultado de esta reacción se obtiene un 93% de 1-hexeno y etileno sin reaccionar por la corriente 3.

Por otro lado, se producen compuestos secundarios en pequeñas cantidades siendo estos compuestos el 1-octeno y el 1-deceno.

2.4.2 Deshidrogenación por transferencia catalítica

Para este proceso se necesita un catalizador de iridio de tipo “pinza” con una carga de 0,04 mol% y una solución de 1-hexeno desgasificado introducido en un reactor (R-2) a 180 °C.

El complejo de pinza de iridio cataliza la isomerización de hexenos y hexadienos más rápido que la deshidrogenación de transferencia bajo las condiciones expuestas anteriormente. De esta manera, el 1-hexeno se convierte rápidamente en una mezcla de hexenos antes de que ocurra la transferencia de hidrogeno significativa y aparezcan los hexadienos productos. Tras 3 horas y media bajo las mismas condiciones se alcanza el equilibrio. Estas proporciones se pueden observar en la Figura 2-6.

En el diagrama de proceso se prosigue por la corriente 3 que necesita ser precalentada de nuevo debido a que las propiedades necesarias para este proceso son distintas. El reactor (R-2) necesita una temperatura de 180°C y una presión de 40 atm. A la salida del reactor en la corriente 5 se obtienen los productos, siendo estos el hexano en una proporción molar aproximada de un 34%, hexenos en una proporción molar aproximada del 31%, 2,4-hexadieno en una proporción molar aproximada del 30%, 1,3-hexadieno en una proporción molar aproximada del 3% y por último el benceno en una proporción molar aproximada de un 0,5%.

2.4.3 Reacción Diels-Alder

Para lograr que la reacción de cicloadición del 2,4-hexadieno con etileno se produzca y se obtenga una alta conversión, aproximadamente de un 96%, se deben presentar las siguientes condiciones: una temperatura de 250°C y una presión de 41 atmósferas. Bajo estas condiciones se observa la formación selectiva del isómero de Diels-Alder del 2,4-hexadieno. Como se muestra en los resultados presentados en la Tabla 2-4 que se indica a continuación, solo la concentración de los dienos relativos ha cambiado significativamente para producir A (3,6-dimetilciclohexeno) y B (3-etilciclohexeno). Todas las unidades de la tabla están expresadas en moles.

	Hexano	Hexeno	2,4-hexadieno	1,3-hexadieno	3,6-dimetilciclohexeno	3-etilciclohexeno
Corriente 6	33,9	34,8	26,8	1,9	0	0
Corriente 7	31,4	31,1	8,1	0	23,9	2,9

Tabla 2-4: Deshidrogenación catalítica por transferencia.

En el reactor (R-3) se necesitan las condiciones relatadas anteriormente, para ellos se necesita una adición de

etileno para que dé lugar la reacción de Diels-Alder.

Para ello, es necesario comprimir el gas en el compresor, ya que es muy probable que el gas no se encuentre a 40 atm (no se muestra en el diagrama de proceso para hacer los cálculos posteriores más simples). Más tarde, en el intercambiador de calor (I-3) se precalienta para que entre en el reactor a 250°C por la corriente 6. Una vez que se ha producido salen los productos por la corriente 7 siendo estos el 3,6-dimetilciclohexeno y el llamado B que se puede observar en la Figura 2-8.

2.4.4 Deshidrogenación catalítica

La reacción de deshidrogenación catalítica es altamente exergónica (la energía libre de Gibbs es negativa) a temperaturas superiores a 200°C.

Para que las reacciones ocurran se hace uso de un catalizador heterogéneo. Para ser más específicos se usa un catalizador de Pt/Al₂O₃ a 400°C, dando como resultado un rendimiento del 90,5% de para-xileno.

Una vez que se obtiene los productos en la corriente 7 hace falta precalentar de nuevo la corriente con un intercambiador de calor (I-4) debido a que la temperatura en el reactor (R-4) es de 400°C. Los productos obtenidos en la corriente 9 son el para-xileno a un 89,5% y el etilbenceno en un 10,5%.

Una vez ocurrido todos estos procesos descritos anteriormente, la acumulación de compuestos en las corrientes es muy elevada. Por consiguiente, se necesita una columna de destilación para la separación de compuestos no deseados.

2.4.5 Separación

Se emplea el proceso de la destilación (D-1) como método para separar los hexanos y los hexadienos del etilbenceno y para-xileno. Como los puntos de ebullición del etilbenceno y el para-xileno son muy parecidos, saldrán por el mismo plato mientras que los hexanos y hexadienos saldrán por la parte superior de la columna de destilación. Sin embargo, debido a la elevada temperatura a la que se encuentra la corriente se dispone de un enfriador (E-1) para bajar la temperatura de la corriente hasta 180°C. A continuación, se adjunta la Tabla 2-5 con las temperaturas de ebullición de los compuestos.

COMPUESTO	TEMPERATURA DE EBULLICIÓN (° C)
Hexano	68
Hexadieno	72
Para-xileno	138
Etilbenceno	136

Tabla 2-5: Temperaturas de ebullición para el proceso de destilación.

El proceso se lleva a cabo entre 68-180 ° C teniendo un rendimiento del 95%.

Los productos deseados salen de la columna por la corriente 12, siendo el para-xileno, el etilbenceno y otros (compuestos que el separador no ha conseguido eliminar por la corriente 11).

2.4.6 Cristalización

El proceso de cristalización es el último paso para obtener el para-xileno. Como resultado del estudio para poder separar los dos compuestos obtenidos en el proceso anterior se va a emplear la cristalización a -15°C para así obtener para-xileno en estado sólido y etilbenceno en estado líquido.

Es necesario utilizar un enfriador (E-2) para obtener la temperatura deseada por la corriente 13. Una vez que

ha ocurrido el proceso de cristalización (S-1) con un rendimiento del 90%, se tiene por la corriente 14 para-xileno y otros (en muy poca proporción) y por la corriente 15 el etilbenceno y para-xileno (en menor medida).

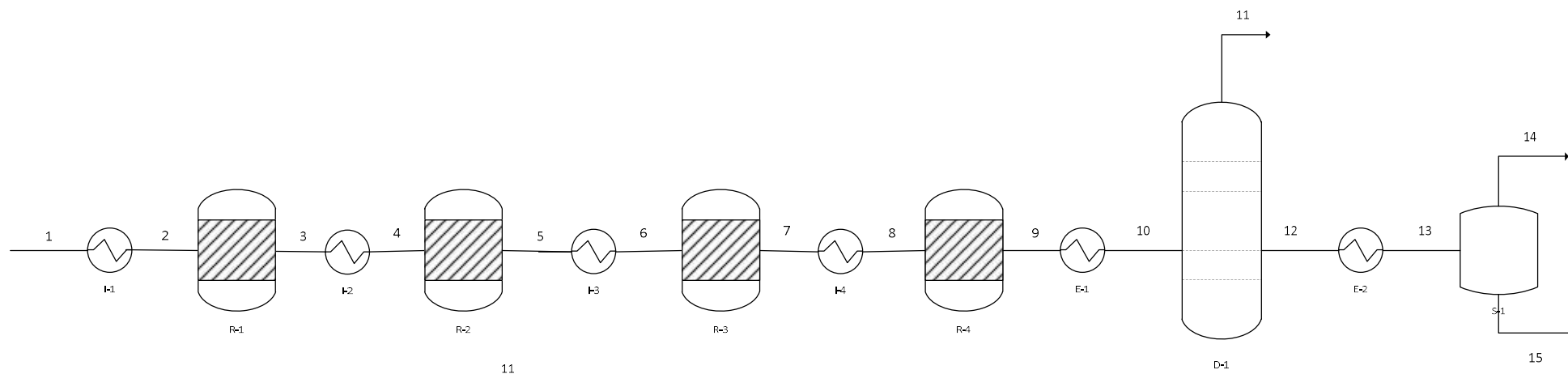


Figura 2-9: Diagrama de flujo de la tecnología basada en etileno.

I-1	R-1	I-2	R-2	I-3	R-3	I-4	R-4	E-1	D-1	E-2	S-1
Intercambiador de calor	Reactor trimerización	Intercambiador de calor	Reactor deshidrogenación catalítica	Intercambiador de calor	Reactor reacción de Diels-Alder	Intercambiador de calor	Reactor deshidrogenación catalítica	Enfriador	Torre de destilación	Enfriador	Proceso de cristalización

Tabla 2-6: Leyenda del diagrama de flujo del proceso basado en etileno.

2.5 Aspectos fuertes y débiles de la tecnología basada en etileno dentro de la viabilidad técnica

La tecnología basada en etileno no se encuentra en uso en la actualidad, a causa de su falta de estudio, es por ello que se detectan bastantes aspectos negativos dentro de la viabilidad técnica, aun así, tiene aspectos positivos muy destacables. A continuación, se relatan los aspectos de la tecnología basada en etileno.

El principal aspecto positivo es la utilización del etileno para poder erradicar el empleo de combustibles fósiles, como es el petróleo. El etileno se deriva fácilmente del etanol. Aunque hay otra forma alternativa que se estudia para un futuro muy cercano. Esta forma alternativa se basa en obtener el etano a partir del gas de esquisto (no basado en petróleo), una vez que se consigue etano, éste se convierte de forma muy sencilla y rápida en etileno. [14] El gas de esquisto (también conocido como shale gas) es un gas que se encuentra dentro de bloques de rocas sedimentarias formadas a partir de materiales orgánicos, es por ello que se considera un camino hacia las energías renovables. [19]

Cabe destacar que esta tecnología presenta muchos inconvenientes o aspectos negativos debido a su falta de información en determinados aspectos.

Una desventaja a resaltar es la producción de productos secundarios no deseados, conllevando la baja disponibilidad de para-xileno en la planta.

Otro aspecto importante a señalar es la base para la realización del análisis técnico de la tecnología basada en etileno. El artículo [14] que se ha utilizado para acceder al proceso ha sido redactado en base a experimentos realizados en laboratorio mientras que este trabajo es a nivel industrial. Pese a esto, se ha podido llevar a cabo mediante la asunción o búsqueda de procesos parecidos en industrias, y de esta forma observar las temperaturas, presiones y tiempos necesarios para poder escalarlo desde experimentos en laboratorio hasta el nivel industrial.

3 BALANCE DE MATERIA Y DE ENERGÍA

Para poder obtener los costes de los equipos y hacer el análisis económico del proceso de producción de para-xileno a partir de etileno, se debe calcular tanto el balance de materia como el balance de energía de la planta. La actividad de la misma es de 7.608 horas al año.

Tanto el balance de materia como el balance de energía se han realizado siguiendo los cálculos presentados en un artículo sobre este tema en concreto. [14]

Para realizar el balance de materia completo se ha comenzado tomando como base de cálculo los datos que se adjuntan en la Tabla 3-1, expresados en moles.

Corriente	Hexano	Hexeno	2,4-hexadieno	1,3-hexadieno	3,6-dimetilciclohexeno	3-etilciclohexeno
6	33,9	34,8	26,8	1,9	-	-
7	31,4	31,1	8,1	0	23,9	2,9

Tabla 3-1: Valores base del balance de materia en moles.

Los datos recién expuestos provienen del proceso de Diels-Alder (Corriente 6 y Corriente 7 del diagrama de flujo), anteriormente descrito.

Una vez que se obtienen los datos, se realiza un balance de átomos para poder calcular lo que entra en R-2, donde se produce la deshidrogenación por transferencia catalítica, y a su vez poder calcular la entrada y salida en R-1, donde tiene lugar la trimerización del etileno. La primera parte del proceso (Corrientes 1, 2, 3, 4, 5, 6 y 7) fueron sencillas gracias al balance de átomos con el hidrógeno y el carbono de cada compuesto. Se ha empleado el balance de átomos en esta primera parte del proceso ya que las reacciones eran complejas e incluso desconocidas para algunos compuestos, pero se tenía información suficiente sobre el análisis químico de las corrientes.

Se continúa el balance de materia por las corrientes que se cogieron de base (Corrientes 6 y 7), y así calcular la salida en R-4, donde ocurre la deshidrogenación catalítica. En este proceso se necesita sacar por la corriente 9 el para-xileno y el etilbenceno a partir del 3,6-dimetilciclohexeno (A). Por ello, para conseguir estos compuestos se conoce un ratio, extraído del artículo, que hizo llegar a la conclusión de que saldría un 89,5% de para-xileno y un 10,5% de etilbenceno. No obstante, cabe destacar para procesos siguientes que los hexanos, hexenos y hexadienos se encuentran también en las corrientes 9 y 10.

El balance prosigue por D-1 (torre de destilación) para separar los hexanos, hexenos y hexadienos (corriente 11) del para-xileno y etilbenceno (corriente 12). Esto se consigue gracias a la disparidad que existe entre los puntos de ebullición de los diferentes compuestos. Se calcula gracias a asumir un rendimiento de la torre del 95% como ya se ha determinado anteriormente.

Por último, se debe hacer el balance de materia para S-1 (cristalizador) y así conseguir el para-xileno que se requiere gracias a sus diferentes puntos de fusión. Para poder separar estos dos compuestos se asume que el cristalizador es capaz de separar al 90%, ya que una separación del 100% sería imposible de conseguir. Gracias a esto se consigue para-xileno por la corriente 14 y etilbenceno por la corriente 15.

Una vez que se obtiene el balance de materia completo en moles es necesario expresarlo en toneladas por año. Esta conversión se realiza utilizando los pesos moleculares de los diferentes compuestos. Las tablas con los cálculos realizados se adjuntan en el Anexo I de este trabajo, anexándose tanto la tabla con los valores en moles como la final en toneladas/año.

Finalmente, y a modo de reseña, debido a la falta de información acerca del proceso se han tenido que realizar una serie de suposiciones, presentadas a continuación a modo de lista:

- Para el proceso de Diels-Alder se ha supuesto que el exceso de etileno en las corrientes se corresponde con la cantidad a introducir en el proceso, compensándose ambos valores y por tanto no siendo necesaria la estimación de los mismos.

- Todos los compuestos que no se nombran a continuación se han llamado “Otros”:
 - Etileno.
 - 1-hexeno.
 - Hexano.
 - Hexeno.
 - 2,4-hexadieno.
 - 1,3-hexadieno.
 - Benceno.
 - 3,6-dimetilciclohexeno (A).
 - 3-etilciclohexeno (B)
 - Para-xileno.
 - Etilbenceno.
- La torre de destilación tiene un rendimiento del 95%, siendo el 5% restante impurezas (Otros).
- El proceso de cristalización tiene un rendimiento del 90%.
- El peso molecular de “Otros” es la media de todos los compuestos listados anteriormente.

Por otro lado, se requiere el cálculo del balance de energía de los intercambiadores de calor y enfriadores. Para ello se ha utilizado la ecuación siguiente:

$$Q = m * Cp * (Te - Ts)$$

Donde

Q: Calor (kW).

m: Caudal (kg/s).

Cp: Calor específico (kJ/K·kg).

Te y Ts: Temperatura de entrada y temperatura de salida (K).

Del balance de materia se obtiene el caudal, de bibliografía [14] se obtienen las temperaturas y gracias al uso del programa *Engineering Equation Solver (EES)* se consiguen los calores específicos de los compuestos en cuestión.

El balance de energía solo se ha calculado para los cuatro intercambiadores y los dos enfriadores por ser necesario el calor en kW. El conocimiento del valor de Q nos permite despejar en la ecuación descrita a continuación la incógnita del área de los intercambiadores y enfriadores, que permite calcular los costes.

$$Q = A * U * DTLM$$

Siendo,

Q: Calor (kW).

A: Área (m²).

U: Coeficiente global de transferencia (W/m²*° C).

DTLM: Diferencia de temperatura media logarítmica (° C).

Los coeficientes globales de transferencia (U) para los diferentes intercambiadores y enfriadores se corresponden con los respectivos U típicos para cada especificación (fase y compuesto utilizado para calentar

o enfriar la corriente en cuestión, Tabla 3-2), siguiendo el libro “*Diseño en Ingeniería Química*” de Ray Sinnott / Gavin Towler, mientras que las temperaturas de la corriente auxiliar se han supuesto dependiendo de las necesidades impuestas del proceso. [20]

Equipo	Utípico (W/m².° C)	Especificación
Intercambiadores	50	Gases + Gases
Enfriador 1	100	Gases + Agua
Enfriador 2	200	Líquido + compuesto orgánico viscoso (etilenglicol)

Tabla 3-2: Coeficientes globales de transferencia.

Las tablas del balance de energía de los intercambiadores de calor y de los enfriadores se adjuntan en el Anexo I.

4 ESTIMACIÓN ECONÓMICA

Este apartado se va a dividir en dos subapartados, uno llamado costes y otro llamado análisis de sensibilidad. En el primero se trata la forma en la que se han realizado los costes de los equipos, analizando la rentabilidad de la planta. Por su parte, en el análisis de sensibilidad se compara el caso base con los demás casos que se vayan planteando.

4.1 Costes

Para evaluar la rentabilidad de la planta se han usado los métodos del VAN (valor actual neto) y el TIR (tasa interna de retorno) para una producción de 182.000 toneladas al año de etileno.

Para calcular los factores mencionados anteriormente es necesario calcular los flujos de caja de cada año, considerando que la planta estará funcionando durante 20 años y trabaja 7.608 horas al año. Cabe señalar que los primeros 2 años la planta no se encuentra funcionando, poniendo en marcha la misma a partir del tercer año.

Además, se han realizado una serie de estimaciones respecto a los costes, que son las siguientes:

- La columna de destilación y el cristizador han sido estimados a partir de documentos de costes de equipos y de presupuestos de varios proyectos en los que tienen lugar equipos parecidos.
- El sumatorio del Factor de Lang se supone 4,5.
- Los costes de arranque se asumen el 10% del capital fijo mientras que el capital circulante se supone el 10% de la inversión en activos.
- El fondo de maniobra se asume el doble de los costes de las materias primas mensuales.
- Los costes fijos se estiman a partir de las características de la planta, mientras los costes variables se asumen el 15% de los costes de las materias primas.
- Para calcular el coste de las materias primas se han considerado valores de actualidad, estimándose que el precio del etileno (materia prima necesaria) es de 750 €/t. Es importante señalar que el precio del etileno no va a costar lo mismo todos los años en los que esté en funcionamiento la planta, es por ello que se ha estimado ese precio fijo de 750 €/t como precio medio.
- El precio de venta del para-xileno, hexano y hexenos se estima en 1000 €/t y 1300 €/t respectivamente, siguiendo el método de estimación del punto anterior.
- El periodo de depreciación se asume de 20 años, siendo igual a la vida útil de la planta.
- Los intereses de las deudas se fijan en el 4%.
- La tasa de rentabilidad se asume del 10%.

4.1.1 Coste de los equipos

El precio de los equipos se ha extraído del libro “*Diseño en Ingeniería Química*” de Ray Sinnott / Gavin Towler en el capítulo Estimación de los costes del equipo adquirido. [20] La correlación usada para obtener el precio de los distintos equipos es la siguiente:

$$C_e = a + (b * S^n)$$

Donde

C_e=coste del equipo adquirido (en US)

a, b=constantes de coste (se observan en la tabla 6.6 del capítulo)

S=parámetro de tamaño (unidades se encuentran en la tabla 6.6 del capítulo)

N=exponente para cada tipo de equipo (se observan en la tabla 6.6 del capítulo)

Sin embargo, tanto la columna de destilación como el cristizador no se calculan utilizando el método anterior, debido a la falta de información sobre ellos, asimismo se estiman a partir de documentos y proyectos que emplean equipos parecidos.

Se adjunta, a continuación, la Tabla 4-1 con los costes de los equipos.

EQUIPO	UNIDADES	PRECIO TOTAL (€)
Intercambiador	4	249.821,19
Enfriador	2	87.724,23
Reactor	4	709.902,35
Columna de destilación	1	120.500
Cristalizador	1	65.400
PRECIO TOTAL DE LOS EQUIPOS		1.233.347,77

Tabla 4-1: Coste de los equipos.

En el Anexo II se adjunta los precios por intercambiador, enfriador y reactor diferenciando sus diferentes precios y usos.

4.1.2 Coste de la inversión (In)

El objetivo del cálculo de este apartado es mostrar una estimación de la inversión de la planta, contabilizando en ella el terreno, los edificios, los servicios, las contingencias, los honorarios y por supuesto el coste de los equipos. La inversión es la suma de los costes generales, el capital circulante y los costes de arranque.

El cálculo se va a desempeñar mediante el método de Guthrie (uno de los métodos más empleados para realizar este tipo de estimaciones, que implica la estimación económica en función de las dimensiones de los equipos).

Los costes generales (C) se definen de la siguiente manera:

$$C = C_{TBM} + C_{TERRENO} + C_{EDIFICIO} + C_{CONTINGENCIAS} + C_{HONORARIOS} = 2,39 * C_{TBM}$$

Donde el C_{TBM} es el “coste de módulo desnudo total”, englobando los costes directos e indirectos de la planta. Cada coste representa un porcentaje del C_{TBM} , es por ello, que al final el coste fijo de la inversión queda en $2,39 * C_{TBM}$.

Para calcular el coste de módulo desnudo total se emplea la siguiente ecuación:

$$C_{TBM} = \sum F_{lang} * C_i$$

Siendo,

C_i = costes de los equipos

Σ Factor de Lang = 4,5.

A continuación, en la Tabla 4-2, se muestran los costes generales para la producción estudiada.

C_{TBM} (€)	C (€)
5.550.064,96	12.815.099,99

Tabla 4-2: Costes generales

Para continuar, hay que calcular los costes de arranque (10% del capital fijo) y los costes de capital circulante (10% de la inversión en activos), que se muestran en la Tabla 4-3 junto con la inversión en activos, expresados en euros.

$C_{ARRANQUE}$ (€)	CC (€)	Inversión en activos (€)
1.281.510,00	1.566.290,00	15.662.899,99

Tabla 4-3: Inversión en activos.

Por su parte, el fondo de maniobra es una medida que muestra la liquidez de la empresa a corto plazo. En este caso ha sido establecido como el doble de los costes de materias primas mensuales. Se presenta en las tablas del Anexo III los valores calculados para cada año.

Finalmente, para obtener la inversión total es necesario diferenciar el cómputo de los primeros años del de los demás. Como se puede observar en la Tabla 4-4, durante los años 0, 1 y 2 la planta no se encuentra en funcionamiento, por lo tanto, la inversión total queda como la inversión en activos. Sin embargo, en el año 3 es la suma de la inversión en activos más el fondo de maniobra, mientras que en los años 4 y 5 se corresponde con la resta entre el fondo de maniobra actual menos el del año anterior (esto se debe a que la planta no empieza a producir al 100% hasta el quinto año).

AÑO	INVERSIÓN EN ACTIVOS	FONDO DE MANIOBRA	INVERSIÓN TOTAL
0	7.265.035,03	-	7.265.035,03
1	2.799.288,32	-	2.799.288,32
2	2.799.288,32	-	2.799.288,32
3	2.799.288,32	9.078.750,00	11.878.038,32
4	-	16.705.000,00	7.626.250,00
5	-	22.750.000,00	6.045.000,00
6	-	22.750.000,00	-

Tabla 4-4: Inversión total.

4.1.3 Costes totales (CT)

Los costes totales de la planta son la suma de los costes de materias primas, costes variables, y de los gastos generales (costes fijos, personal, impuestos).

El coste de las materias primas se ha considerado de 750 €/t. Por su parte, los costes fijos se corresponden con el 15% de los costes de materias primas.

Los valores de la Tabla 4-5 se corresponden con los costes cuando la planta produce al 100% (año 5).

MATERIA PRIMA	COSTE DE MATERIA PRIMA (M€)	COSTES FIJOS (M€)	COSTES VARIABLES (M€)	COSTES TOTALES (M€)
Etileno	136,5	5	20,475	161,975

Tabla 4-5: Costes totales.

4.1.4 Ventas

Los ingresos que obtiene la planta provienen de la venta del para-xileno y de los hexenos y hexanos que salen de la torre de destilación. Esto se debe a que solo con la producción de para-xileno la planta no obtendría ningún beneficio.

El precio de venta del para-xileno y el de los hexanos y hexenos se nombran a continuación:

Para-xileno: 1000€/t

Hexano y hexenos: 1300€/t

Se supone que la planta no empieza a producir en su totalidad hasta el tercer año de puesta en marcha, equivaliendo a los años 3, 4 y 5, como muestra la Tabla 4-6. Por consiguiente, la planta no empieza a producir hasta el tercer año tras la inversión inicial en el proyecto.

3º AÑO (€)	4º AÑO (€)	5º AÑO (€)
72.840.000,00	134.063.000,00	182.126.000,00

Tabla 4-6: Ventas.

4.1.5 Índices de rentabilidad

4.1.5.1 Beneficio bruto (BB)

El beneficio bruto es el beneficio antes de intereses, impuestos, depreciaciones y amortizaciones. Para el cálculo del beneficio bruto se resta a las ventas los costes totales.

4.1.5.2 Depreciación y amortización

El valor anual de la depreciación se corresponde con el total de la inversión en activos dividido entre los 20 años, que constituyen el periodo de depreciación.

La amortización hace referencia a los pagos parciales que se van realizando para la devolución de la deuda. Para comenzar con su cálculo es necesario determinar la deuda a devolver, que en este caso se corresponde con la totalidad de la inversión inicial y el fondo de maniobra. La cantidad amortizada se calcula restando el beneficio bruto menos la depreciación menos los intereses de la deuda. Estos intereses se corresponden con el 4% de la deuda por devolver. Siguiendo este sistema, la deuda se termina de amortizar en el séptimo año.

Se ha optado por este método de amortización ya que impositivamente es lo más rentable, puesto que el beneficio que obtiene la planta se dedica en su totalidad a saldar la deuda. Por consiguiente, si la empresa no obtiene beneficio no tendría la obligación de pagar los impuestos, ahorrándose ese 25% los primeros años y dedicándolos a pagar la deuda.

4.1.5.3 Beneficio antes de impuestos (BAI)

El beneficio antes de impuestos se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$\text{BAI} = \text{BB} - \text{D} - \text{A}$$

Donde,

BAI: Beneficio antes de impuestos.

BB: Beneficio bruto

D: depreciación

A: amortización

En las tablas del Anexo III se especifican los diferentes valores.

4.1.5.4 Beneficio neto (BN)

El beneficio neto resulta:

$$\text{BN} = \text{BAI} - i - \text{I}$$

Siendo,

BAI= beneficio antes de impuesto

i=intereses

I=impuestos

La tasa impositiva se corresponde con el 25% del BAI (Ley 27/2014, de 27 de noviembre, del Impuesto sobre Sociedades).

Es importante señalar que durante los años que se está saldando la deuda el BN es cero.

4.1.5.5 Flujo Neto de Caja (FNC)

El Flujo de Caja Neto representa las salidas y entradas de dinero en la empresa, por lo que se calcula:

$$\text{FNC} = \text{BN} + \text{D} - \text{In}$$

Correspondiéndose,

BN: beneficio neto

D: depreciación

IN: Invasión

El hecho de sumar la depreciación se debe a que no es una salida de dinero, por lo que no debe verse reflejado en el FNC. Por lo tanto, la suma observada en la ecuación se ve compensada con la depreciación restada en el BN.

Se adjunta la gráfica FNC-Año, Figura 4-1.

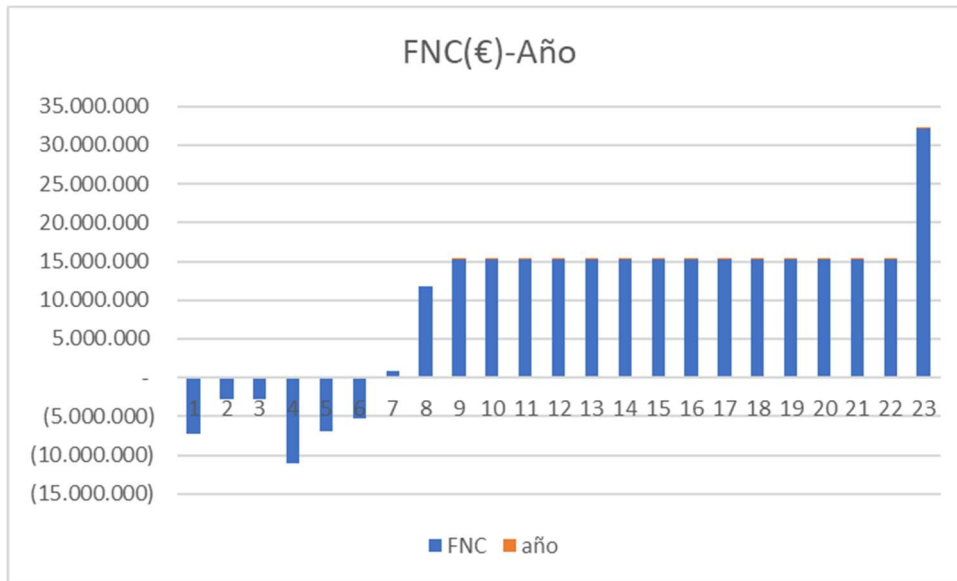


Figura 4-1: Gráfica FNC-AÑO.

4.1.5.6 Cálculo del VAN y el TIR

El valor actual neto (VAN) comprende los fondos generados por encima de la rentabilidad mínima exigida, después de haber recuperado la inversión inicial. Se obtiene usando la siguiente fórmula:

$$VAN = -A + \sum_{n=0}^N \frac{FNC_n}{(1-k)^n}$$

Siendo

A: inversión realizada en el momento inicial.

FNC: Flujo Neto de Caja en cada periodo.

k: tasa interna de rentabilidad.

N: Número de periodos de tiempo.

La tasa de rentabilidad se asume del 10%.

Si el VAN da un resultado positivo quiere decir que el proceso es rentable, es decir se obtienen beneficios. El valor del VAN para la producción estudiada equivale a 39.913.907,03 €. A continuación, se adjunta la gráfica VAN-Año, Figura 4-2.

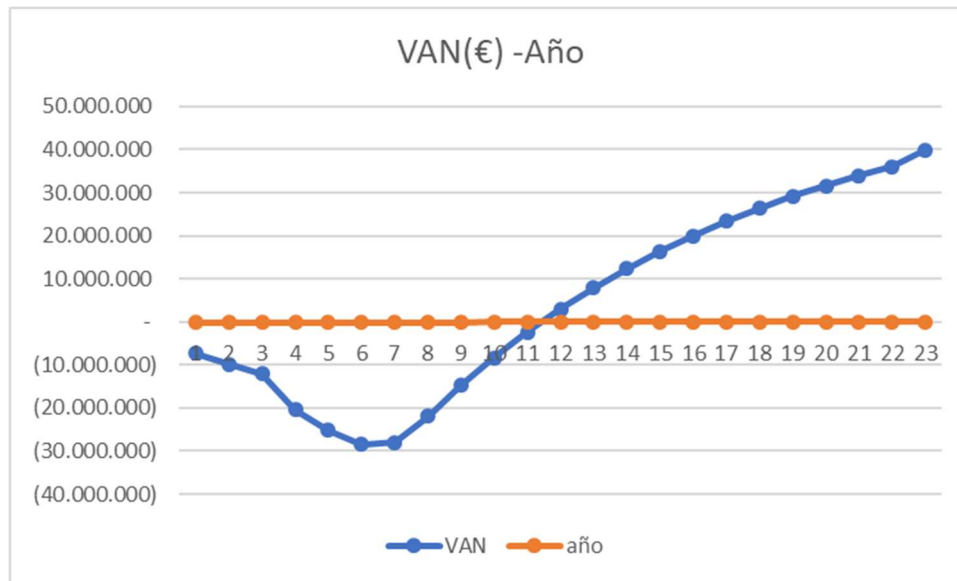


Figura 4-2: Gráfica VAN-AÑO.

La tasa interna de retorno (TIR) es la tasa que permite saber la viabilidad de un proyecto, determinando la rentabilidad de este.

Matemáticamente es la tasa de rentabilidad que hace el VAN igual a cero.

$$0 = -A + \sum_{n=0}^N \frac{FNCn}{(1 - TIR)^n}$$

Si el TIR es mayor a la tasa de rentabilidad (k) quiere decir que el proyecto es viable. El TIR calculado resulta ser de un 20,25%, por lo que el proyecto es viable.

Todos los valores del análisis económico de cada uno de los años se adjuntan en el Anexo III.

4.2 Análisis de sensibilidad

En los siguientes apartados, se va a analizar cómo afectaría el tamaño de la instalación en los costes y la rentabilidad de la planta, así como la subida del precio de venta y la subida del precio de las materias primas al VAN y al TIR de la producción número 1 (182.000 toneladas/año). Se ha elegido esta opción como caso base debido a ser la opción mayor estudiada respecto a los costes de los equipos.

4.2.1 Variación del VAN y el TIR en relación con el tamaño de la instalación

Para comenzar el análisis de sensibilidad, es necesario partir del estudio del impacto de un cambio en la producción en los costes de la misma, y por tanto, en la rentabilidad de la planta. La comparación se ha realizado asumiendo que tanto el precio de las materias primas como el de los productos vendidos, así como la demanda de los productos se mantienen constantes en los tres escenarios contemplados. En la Tabla 4-7 se presentan las producciones alternativas consideradas para el estudio. La producción 2 equivale al 50% de aumento del caso base mientras que la producción 3 corresponde al 50% de reducción del caso base.

PRODUCCIÓN	TONELADAS AL AÑO
1 (caso base)	182.000
2	273.000
3	91.000

Tabla 4-7: Producciones de etileno en t/año.

La influencia de estas nuevas producciones en el coste de los equipos se representa en las Tablas 4-8 y 4-9. Se observa que la producción 2 tiene mayor coste de equipos respecto al caso base, mientras que la producción 3 tiene menor coste de equipos respecto al caso base. Sin embargo, el aumento del coste no es lineal ya que se produce en distinta proporción al aumento de la producción.

Producción 2:

EQUIPO	UNIDADES	PRECIO TOTAL (€)
Intercambiador	4	352.840,15
Enfriador	2	115.958,44
Reactor	4	909.614,88
Columna de destilación	1	180.750
Cristalizador	1	98.100
PRECIO TOTAL DE LOS EQUIPOS		1.657.263,46

Tabla 4-8: Coste de los equipos para la producción 2.

Producción 3:

EQUIPO	UNIDADES	PRECIO TOTAL (€)
Intercambiador	4	156.991,07
Enfriador	2	62.333,12
Reactor	4	488.043,63
Columna de destilación	1	60.250
Cristalizador	1	32.700
PRECIO TOTAL DE LOS EQUIPOS		800.317,81

Tabla 4-9: Coste de los equipos para la producción 3.

Los precios por intercambiador, enfriador y reactor para las producciones 2 y 3 se reflejan en el Anexo II.

Para facilitar el conocimiento de la inversión total para las diferentes producciones se desglosan los diferentes conceptos presentado en las siguientes tablas.

PRODUCCIÓN	C _{TBM} (€)	C (€)
1	5.550.064,96	12.815.099,99
2	7.457.685,59	17.219.796,03
3	3.601.430,17	8.315.702,25

Tabla 4-10: Coste generales para las tres producciones.

PRODUCCIÓN	C _{CARRANQUE} (€)	CC (€)	Inversión en activos (€)
1	1.281.510,00	1.566.290,00	15.662.899,99
2	1.721.979,60	2.104.641,74	21.046.417,37
3	831.570,23	1.016.363,61	10.163.636,08

Tabla 4-11: Inversión en activos para las tres producciones.

Se presenta en las tablas del Anexo III los valores calculados para cada año en los diferentes escenarios.

Producción 2:

AÑO	INVERSIÓN EN ACTIVOS	FONDO DE MANIOBRA	INVERSIÓN TOTAL
0	9.762.110,44	-	9.762.110,44
1	3.761.435,64	-	3.761.435,64
2	3.761.435,64	-	3.761.435,64
3	3.761.435,64	13.650.000,00	17.411.435,64
4		23.887.500,00	10.237.500,00
5		34.125.000,00	10.237.500,00
6		34.125.000,00	-

Tabla 4-12: Inversión total para la producción 2.

Producción 3:

AÑO	INVERSIÓN EN ACTIVOS	FONDO DE MANIOBRA	INVERSIÓN TOTAL
0	4.714.272,08	-	4.714.272,08
1	1.816.454,67	-	1.816.454,67
2	1.816.454,67	-	1.816.454,67
3	1.816.454,67	4.539.375,00	6.355.829,67
4	-	8.352.500,00	3.813.125,00
5	-	11.375.000,00	3.022.500,00
6	-	11.375.000,00	-

Tabla 4-13: Inversión total para la producción 3.

De las cantidades anteriores resultan los siguientes costes totales a partir del año 5, momento en el que a planta empieza a producir a pleno rendimiento, reflejados en la Tabla 4-14. Es importante destacar que los costes fijos han sido variados dependiendo de la producción, como consecuencia de las diferentes necesidades de la planta.

PRODUCCIÓN	MATERIA PRIMA	COSTE DE MATERIA PRIMA (M€)	COSTES FIJOS (M€)	COSTES VARIABLES (M€)	COSTES TOTALES (M€)
1	Etileno	136,5	5	20,475	161,975
2	Etileno	204,75	7,5	30,7125	242,9625
3	Etileno	68,25	2,5	10,2375	80,9875

Tabla 4-14: Costes totales para las tres producciones.

Finalizado el análisis de los costes se presentan las ventas a partir del tercer año, momento en el que la planta empieza a funcionar, se presentan en la Tabla 4-15.

PRODUCCIÓN	3º AÑO (€)	4º AÑO (€)	5º AÑO (€)
1	72.840.000,00	134.063.000,00	182.126.000,00
2	109.260.000,00	201.094.500,00	273.189.000,00
3	36.420.000,00	67.031.500,00	91.063.000,00

Tabla 4-15: Ventas para las tres producciones.

En referencia a la amortización de la deuda, mientras que para las producciones 1 y 3 la deuda se termina de amortizar en el séptimo año, para la producción 2 esta amortización tiene lugar en el sexto año. Esto se debe a que la deuda a pagar depende de la inversión en activos, del fondo de maniobra y del beneficio bruto. Respecto a la producción 2, a pesar de la mayor inversión necesaria, como se observa en la Tabla 4-12, los beneficios han aumentado en mayor proporción, Tabla 4-15, lo que ha permitido amortizar la deuda en un año menos. Sin embargo, la producción 3 salda la amortización de la deuda en el mismo año que la producción 1, lo que se

debe a que el fondo de maniobra y el beneficio bruto se calculan linealmente, mientras que la inversión en activos depende de los costes de los equipos (no calculados linealmente). Esto se indica en las Tablas 4-4, 4-12 y 4-13. Aun amortizándose las producciones 1 y 3 el mismo año, es preciso señalar que el último año es menor la cantidad a pagar en la producción 1 que en la producción 3.

A continuación, se presentan las Figuras 4-3 y 4-4 mostrando el flujo de caja neto por cada año que está en funcionamiento la planta de las producciones 2 y 3.

Producción 2:

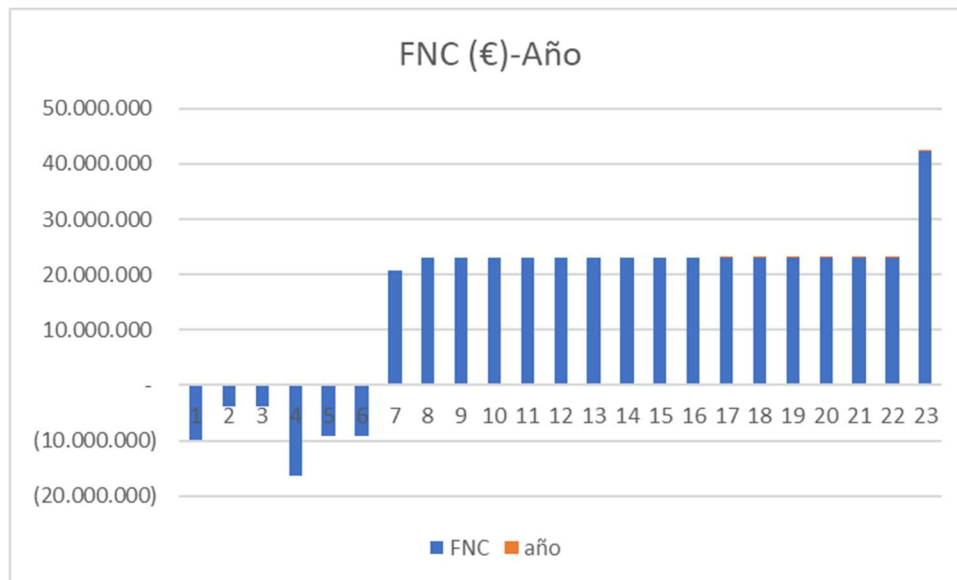


Figura 4-3: Gráfica FNC-AÑO para la producción 2.

Producción 3:

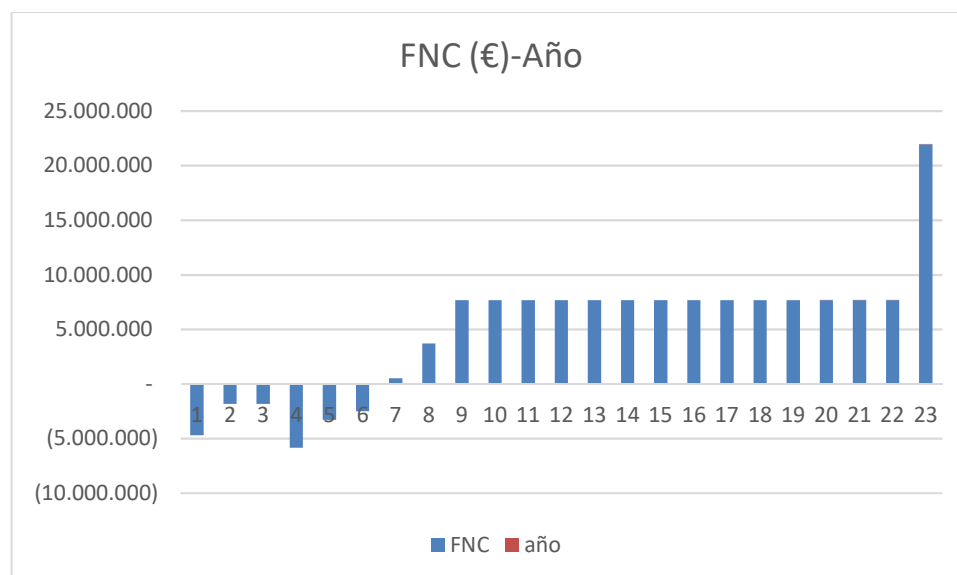


Figura 4-4: Gráfica FNC-AÑO para la producción 3.

Entrando en el análisis de la rentabilidad de las diferentes producciones, la primera medida de rentabilidad estudiada se corresponde con el VAN, cuyos valores se presentan en la Tabla 4-16 y en las Figuras 4-2, 4-5 y 4-6.

PRODUCCIÓN	VAN (€)
1	39.913.907,03
2	74.758.954,78
3	17.843.604,83

Tabla 4-16: VAN.

Producción 2:

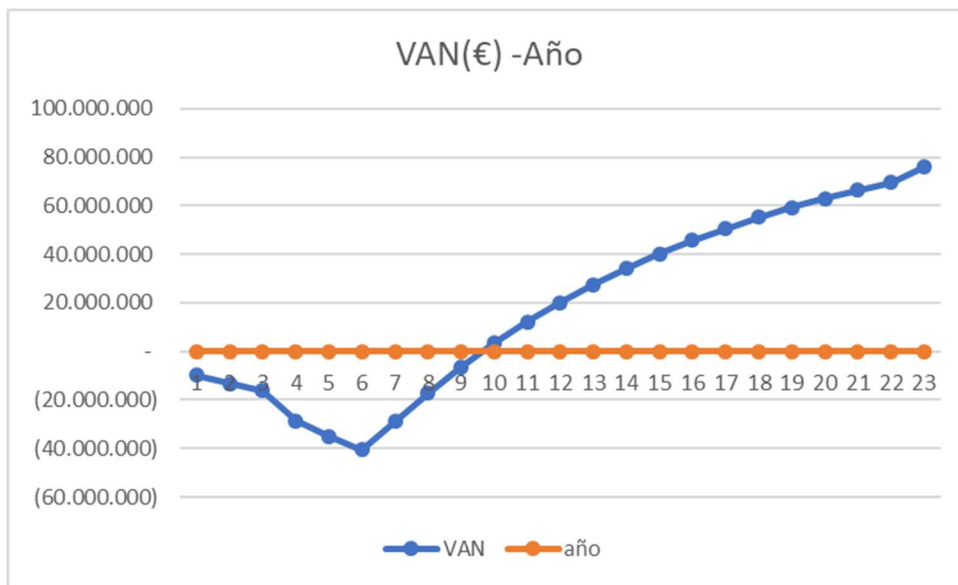


Figura 4-5: Gráfica VAN-AÑO para la producción 2.

Producción 3:

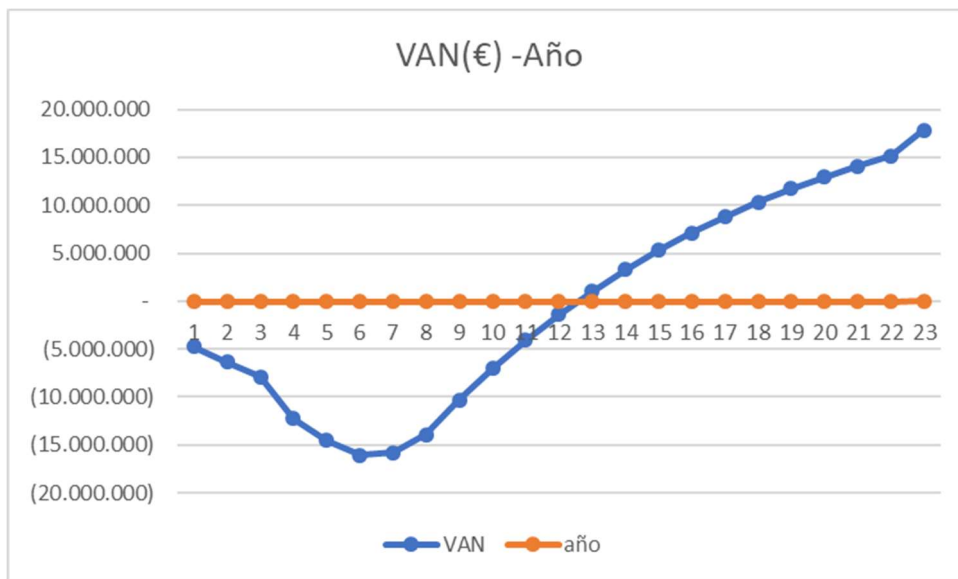


Figura 4-6: Gráfica VAN-AÑO para la producción 3.

De estos resultados presentados, se aprecia que para la producción 1 es entre los años 11 y 12 cuando la planta empieza a ser rentable, es decir, el VAN comienza a ser positivo, mientras que en las producciones 2 y 3, esto tiene lugar entre los años 9 y 10 y 12 y 13, respectivamente. Por tanto, la producción más rentable es la 2, ya

que es la que permite compensar en menos años el desembolso inicial con los flujos netos de caja futuros, aun siendo la que mayor inversión inicial requiere.

Por último, se compara el valor del TIR para las tres producciones, Tabla 4-17.

PRODUCCIÓN	TIR (%)
1	20,25
2	24,24
3	18,07

Tabla 4-17: TIR.

El TIR no hace más que confirmar que la producción más rentable es la producción 2, si bien las tres producciones son rentables por ser los resultados del TIR mayor a la tasa interna de rentabilidad (k).

Como conclusión final, a pesar de que la producción 2 es la que mayor rentabilidad reporta, la inversión inicial es demasiado alta para una planta de producción de tamaño medio, por lo que la producción 1 es la más adecuada para este proceso.

En el Anexo III se presenta el análisis económico completo para las producciones 2 y 3.

4.2.2 Variación del VAN y el TIR respecto a la subida de las materias primas

En este caso al aumentar el precio de las materias primas disminuye el TIR y el VAN, hasta el punto de no ser ni rentable ni viable el proceso.

Se observa en la Tabla 4-18 que una vez que el precio llega a 800 €/t el TIR es menor a la tasa de rentabilidad (10%) y el proyecto comienza a no ser rentable, es decir no se obtiene beneficio.

PRECIO MP (€/t)	750	775	800	825
TIR (%)	20	15	8	1
VAN (€)	39.913.907,03	17.318.249,38	-5.277.408,27	-27.873.065,92

Tabla 4-18: Variación del VAN y el TIR respecto a la subida de las MP.

En la Figura 4-7 se puede observar perfectamente la caída del VAN y en qué precio deja de tener un valor positivo para empezar a tener uno negativo. Este valor equivale a un precio de etileno de 794,16 €/t.

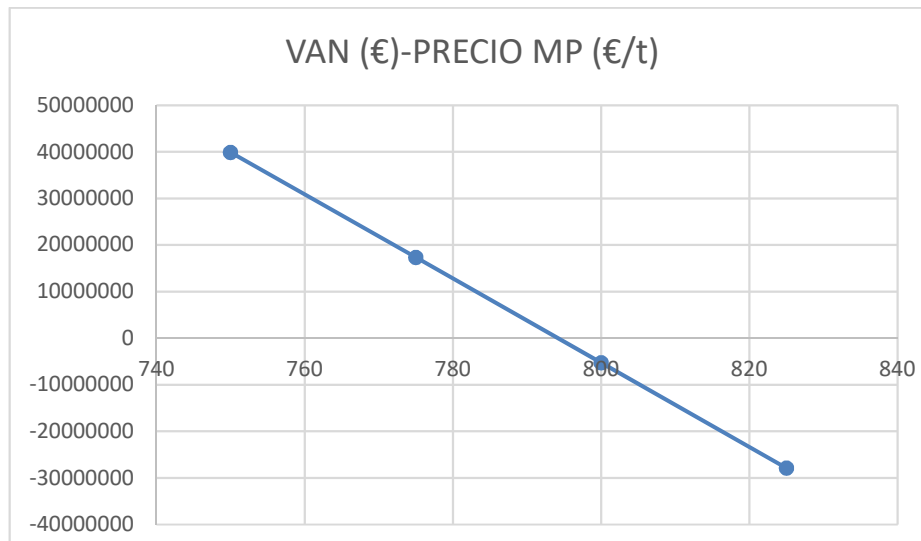


Figura 4-7: Gráfica VAN-PRECIO MP.

4.2.3 Variación del VAN y el TIR respecto a la subida del precio de venta

Este sería el caso contrario al anterior, ya que al aumentar el precio de venta aumentarían los beneficios de la empresa. Cabe destacar que solo se va a aumentar el precio del para-xileno, ya que es el compuesto principal por el que se crea el proceso innovador. En la Tabla 4-19 se representa la variación del VAN y el TIR.

PRECIO P-X (€/t)	1000	1100	1200	1300
TIR (%)	20	24	27	29
VAN (€)	39.913.907,03	56.297.206,66	72.680.506,29	89.063.805,92

Tabla 4-19: Variación del VAN y el TIR respecto a la subida del precio de venta.

Cuando se aumenta el precio de venta del para-xileno se puede ver en el Figura 4-8 como aumenta el VAN, es decir como aumenta el beneficio en la empresa.

Asimismo, es claro concluir que lo óptimo es tener un precio de compra de materias primas lo más bajo posible mientras se vende a un precio lo más elevado posible.

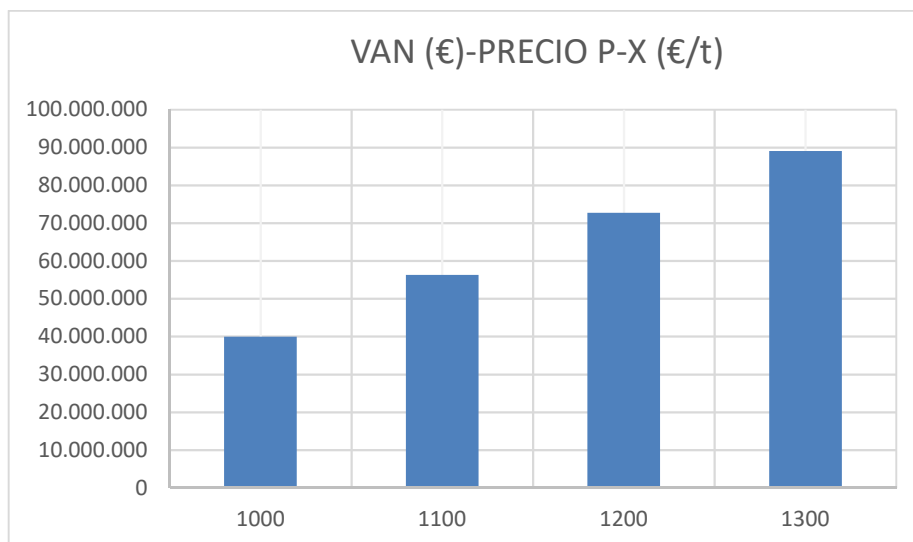


Figura 4-8: Gráfica VAN-PRECIO P-X.

5 RESUMEN Y CONCLUSIONES

Este proyecto tenía como objetivo buscar una alternativa a la producción de para-xileno usando el etileno como materia prima. Para ello se ha realizado un análisis técnico y otro análisis económico del proyecto.

En el análisis técnico debido a la falta de información e investigación del proceso se ha tenido que suponer algunos aspectos de este, los cuales ya están indicados y explicados en el apartado 2.4 de este trabajo.

Como resultado del análisis técnico se debe decir que la falta de información puede jugar en contra como consecuencia de las suposiciones realizadas para la creación del diagrama de flujo. Pese a ello, se ha realizado coherentemente con los procesos necesarios para la obtención de para-xileno, llegando a la conclusión de que para que la planta sea viable técnicamente y se produzcan todas las reacciones, es necesario contar con 4 reactores, 4 intercambiadores de calor, 2 enfriadores, 1 columna de separación y un cristalizador. En comparación con la tecnología convencional, los procesos de ésta son más complejos para la obtención del para-xileno, ya que la materia prima empleada es el petróleo. Otro aspecto a destacar es que al final del proceso, en la tecnología convencional aparecen los tres isómeros del xileno, pudiendo transformar el meta-xileno en para-xileno y obteniendo de esta forma más para-xileno. Sin embargo, en la tecnología basada en etileno los compuestos que aparecen al final del proceso son el etilbenceno y el para-xileno.

En el análisis de sensibilidad se han comparado tres producciones distintas, llegando obviamente a la conclusión de que si se tiene mayor producción se obtiene mayor VAN y mayor TIR, es decir, mayor rentabilidad. Una mayor producción permite obtener un aumento en los flujos de caja, que varían en una mayor proporción que el aumento necesario en la inversión en la planta.

La planta en un principio sale rentable, aunque hay muchos aspectos que se han asumido y supuesto basándose en otras plantas parecidas o en información de distintas fuentes. Entre otros, los costes de los equipos no han sido exactamente calculados, ya que ha sido imposible encontrar cada uno de los datos necesarios. Aun así, se ha intentado aproximar lo mejor posible gracias al método empleado.

Un detalle bastante importante del análisis es la amortización de la deuda al principio de los años y no durante todos los años. Este apartado puede resultar un poco confuso debido a no obtener beneficios durante los primeros años de puesta en marcha. Sin embargo, económicamente sale mucho más rentable realizarlo de esta forma.

Con el análisis económico realizado se puede concluir que, si el análisis técnico está lo más próximo a la realidad, podría ser una planta rentable siempre y cuando se vendan los hexenos y hexanos que salen en la torre de separación. Sin embargo, como he dicho anteriormente, según este proyecto no interesa ganar dinero con compuestos secundarios, requiriéndose que el precio de la materia prima (etileno) sea inferior a 794,16 €/t, pues de lo contrario la planta a una producción de 182.000 t/año no sería rentable ni viable económicamente.

Finalmente, haciendo balance y comparando con el proceso convencional (refinerías en su mayoría) hoy en día es un proceso que necesita mucho más tiempo de estudio. No obstante, si se siguiera la dinámica de este trabajo podría llegar a ser un proceso rentable si las estimaciones realizadas estuvieran dentro de los límites de la normalidad, no encontrando muchas variaciones de cara a una ingeniería básica.

6 ANEXOS

6.1 ANEXO I

En este anexo se adjuntan las tablas del balance de materia y del balance de energía, y así de esta forma poder observar los resultados obtenidos.

Corriente/ Compuesto	Corriente 1	Corriente 2	Corriente 3	Corriente 4	Corriente 5	Corriente 6	Corriente 7	Corriente 8	Corriente 9 y 10	Corriente 11	Corriente 12	Corriente 13	Corriente 14	Corriente 15
etileno	319,00	319,00	26,80	26,80	26,80	26,80								
-hexeno			97,40	97,40										
hexano					33,9	33,9	31,4	31,4	31,4	31,4				
hexeno					34,8	34,8	31,1	31,1	31,1	31,1				
2,4-hexadieno					26,8	26,8	8,1	8,1	8,1	8,1				
1,3-hexadieno					1,9	1,9	0	0	0	0				
benceno					-	-	-	-						
A							23,90	23,90						
B							2,90	2,90	2,9	2,9				
para-xileno*									21,39	1,07	20,32	20,32	18,29	2,03
etilbenceno									2,51	0,13	2,38	2,38		2,38
Otros							0,23	0,23	1,279		1,279	1,279	1,279	
TOTAL	319	319	124,20	124,20	124,20	124,20	97,40	97,40	98,679	74,695	23,98	23,98	19,57	4,42

Tabla 6-1: Balance de materia con los datos base en moles al año.

Corriente/ Compuesto	Corriente 1	Corriente 2	Corriente 3	Corriente 4	Corriente 5	Corriente 6	Corriente 7	Corriente 8	Corriente 9 y 10	Corriente 11	Corriente 12	Corriente 13	Corriente 14	Corriente 15
etileno	181,56	181,56	15,25	15,25	15,25	15,25								
1-hexeno			166,33	166,33										
hexano					59,28	59,28	54,91	54,91	54,91	54,91				
hexeno					59,43	59,43	53,11	53,11	53,11	53,11				
2,4-hexadieno					44,59	44,59	13,48	13,48	13,48	13,48				
1,3-hexadieno					3,16	3,16								
benceno														
A							53,36	53,36						
B							6,47	6,47	6,47	6,47				
para-xileno*									46,08	2,30	43,78	43,78	39,40	4,38
etilbenceno									5,40	0,26	5,14	5,14		5,14
Otros							0,38	0,38	2,27		2,26	2,26	2,26	
TOTAL	182	182	182	182	182	182	182	182	182	131	51	51	42	10

Tabla 6-2: Balance de materia para la producción 1 en miles de toneladas al año.

Corriente/ Compuesto	Corriente 1	Corriente 2	Corriente 3	Corriente 4	Corriente 5	Corriente 6	Corriente 7	Corriente 8	Corriente 9 y 10	Corriente 11	Corriente 12	Corriente 13	Corriente 14	Corriente 15
etileno	272,58	272,58	22,90	22,90	22,90	22,90								
1-hexeno			249,71	249,71										
hexano					89,00	89,00	82,43	82,43	82,43	82,43				
hexeno					89,22	89,22	79,73	79,73	79,73	79,73				
2,4-hexadieno					66,94	66,94	20,23	20,23	20,23	20,23				
1,3-hexadieno					4,75	4,75								
benceno														
A							80,11	80,11						
B							9,72	9,72	9,72	9,72				
para-xileno*									69,18	3,46	65,72	65,72	59,15	6,57
etilbenceno									8,10	0,39	7,71	7,71		7,71
Otros							0,58	0,58	3,40		3,39	3,39	3,39	
TOTAL	273	273	273	273	273	273	273	273	273	196	77	77	63	14

Tabla 6-3: Balance de materia para la producción 2 en miles de toneladas al año.

Corriente/ Compuesto	Corriente 1	Corriente 2	Corriente 3	Corriente 4	Corriente 5	Corriente 6	Corriente 7	Corriente 8	Corriente 9 y 10	Corriente 11	Corriente 12	Corriente 13	Corriente 14	Corriente 15
etileno	90,78	90,78	7,63	7,63	7,63	7,63								
1-hexeno			83,17	83,17										
hexano					29,64	29,64	27,45	27,45	27,45	27,45				
hexeno					29,71	29,71	26,55	26,55	26,55	26,55				
2,4-hexadieno					22,30	22,30	6,74	6,74	6,74	6,74				
1,3-hexadieno					1,58	1,58								
benceno														
A							26,68	26,68						
B							3,24	3,24	3,24	3,24				
para-xileno*									23,04	1,15	21,89	21,89	19,70	2,19
etilbenceno									2,70	0,13	2,57	2,57		2,57
Otros							0,19	0,19	1,13		1,13	1,13	1,13	
TOTAL	91	91	91	91	91	91	91	91	91	65	26	26	21	5

Tabla 6-4: Balance de materia para la producción 3 en miles de toneladas al año.

INTERCAMBIADOR 1		
T1	T2	CP
303	353	2,196
Q1	-729,63	kW
INTERCAMBIADOR 2		
T3	T4	CP
353	453	2,722
Q2	-1808,93	kW
INTERCAMBIADOR 3		
T5	T6	CP
453	523	4,498
Q3	-2092,09	kW
INTERCAMBIADOR 4		
T7	T8	CP
523	623	4,150
Q4	-2757,88	kW

Tabla 6-5: Balance de energía para la producción 1 (intercambiadores).

ENFRIADOR 1		
T9	T10	CP
673	453	2,49
Q5	3645,432	kW
ENFRIADOR 2		
T12	T13	CP
453	258	1,712
Q6	621,54	kW

Tabla 6-6: Balance de energía para la producción 1 (enfriadores).

INTERCAMBIADOR 1		
T1	T2	CP
303	353	2,196
Q1	-1094,44	kW
INTERCAMBIADOR 2		
T3	T4	CP
353	453	2,722
Q2	-2713,40	kW
INTERCAMBIADOR 3		
T5	T6	CP
453	523	4,498
Q3	-3138,13	kW
INTERCAMBIADOR 4		
T7	T8	CP
523	623	4,150
Q4	-4136,82	kW

Tabla 6-7: Balance de energía para la producción 2 (intercambiadores).

ENFRIADOR 1		
T9	T10	CP
673	453	2,49
Q5	5468,148	kW
ENFRIADOR 2		
T12	T13	CP
453	258	1,712
Q6	938,41	kW

Tabla 6-8: Balance de energía para la producción 2 (enfriadores).

INTERCAMBIADOR 1		
T1	T2	CP
303	353	2,196
Q1	-364,81	kW
INTERCAMBIADOR 2		
T3	T4	CP
353	453	2,722
Q2	-904,47	kW
INTERCAMBIADOR 3		
T5	T6	CP
453	523	4,498
Q3	-1046,04	kW
INTERCAMBIADOR 4		
T7	T8	CP
523	623	4,150
Q4	-1378,94	kW

Tabla 6-9: Balance de energía para la producción 3 (intercambiadores).

ENFRIADOR 1		
T9	T10	CP
673	453	2,49
Q5	1822,716	kW
ENFRIADOR 2		
T12	T13	CP
453	258	1,712
Q6	316,87	kW

Tabla 6-10: Balance de energía para la producción 3 (enfriadores).

6.2 ANEXO II

En el anexo II se insertan las tablas de los costes de los intercambiadores, enfriadores y reactores por separado. Ya que en el análisis económico se han sumado todos sin hacer distinciones entre ellos.

Producción 1:

INTERCAMBIADOR 1		INTERCAMBIADOR 2		INTERCAMBIADOR 3		INTERCAMBIADOR 4	
Área (m ²)	153,75	Área (m ²)	252,03	Área (m ²)	380,55	Área (m ²)	463,90
Coste (€)	38591,79	Coste (€)	52540,73	Coste (€)	72486,75	Coste (€)	86201,93

Tabla 6-11: Coste de los intercambiadores para la producción 1.

ENFRIADOR 1		ENFRIADOR 2	
Área (m ²)	327,364	Área (m ²)	29,00
Coste (€)	64036,19	Coste (€)	23688,04

Tabla 6-12: Coste de los enfriadores para la producción 1.

REACTOR 1		REACTOR 2		REACTOR 3		REACTOR 4	
Volumen (m ³)	3,54	Volumen (m ³)	4,39	Volumen (m ³)	5,40	Volumen (m ³)	20,14
Coste (€)	115659,50	Coste (€)	128500,51	Coste (€)	143227,17	Coste (€)	322515,17

Tabla 6-13: Coste de los reactores para la producción 1.

Producción 2:

INTERCAMBIADOR 1		INTERCAMBIADOR 2		INTERCAMBIADOR 3		INTERCAMBIADOR 4	
Área (m2)	230,63	Área (m2)	378,04	Área (m2)	570,83	Área (m2)	695,85
Coste (€)	49391,08	Coste (€)	72081,93	Coste (€)	104528,28	Coste (€)	126838,86

Tabla 6-14: Coste de los intercambiadores para la producción 2.

ENFRIADOR 1		ENFRIADOR 2	
Área (m2)	491,047	Área (m2)	43,781
Coste (€)	90781,68	Coste (€)	25176,76

Tabla 6-15: Coste de los enfriadores para la producción 2.

REACTOR 1		REACTOR 2		REACTOR 3		REACTOR 4	
Volumen (m3)	5,31	Volumen (m3)	6,58	Volumen (m3)	8,10	Volumen (m3)	30,22
Coste (€)	141902,0623	Coste (€)	159663,26	Coste (€)	180032,62	Coste (€)	428016,93

Tabla 6-16: Coste de los reactores para la producción 2.

Producción 3:

INTERCAMBIADOR 1		INTERCAMBIADOR 2		INTERCAMBIADOR 3		INTERCAMBIADOR 4	
Área (m2)	76,88	Área (m2)	126,01	Área (m2)	190,28	Área (m2)	231,95
Coste (€)	28860,57	Coste (€)	34932,20	Coste (€)	43614,21	Coste (€)	49584,09

Tabla 6-17: Coste de los intercambiadores para la producción 3.

ENFRIADOR 1		ENFRIADOR 2	
Área (m2)	163,682	Área (m2)	14,783
Coste (€)	39935,89	Coste (€)	22397,23

Tabla 6-18: Coste de los enfriadores para la producción 3.

REACTOR 1		REACTOR 2		REACTOR 3		REACTOR 4	
Volumen (m3)	1,77	Volumen (m3)	2,19	Volumen (m3)	2,70	Volumen (m3)	10,07
Coste (€)	86506,89	Coste (€)	93882,11	Coste (€)	102340,36	Coste (€)	205314,27

Tabla 6-19: Coste de los reactores para la producción 3.

6.3 ANEXO III

En este último anexo se van a insertar por partes las tablas realizadas para el análisis económico.

Producción 1:

AÑO	INVERSIÓN EN ACTIVOS (€)	FONDO DE MANIOBRA (€)	INVERSION (€)
0	7.265.035,03	-	7.265.035,03
1	2.799.288,32	-	2.799.288,32
2	2.799.288,32	-	2.799.288,32
3	2.799.288,32	9.078.750,00	11.878.038,32
4		16.705.000,00	7.626.250,00
5		22.750.000,00	6.045.000,00
6		22.750.000,00	
7		22.750.000,00	
8		22.750.000,00	
9		22.750.000,00	
10		22.750.000,00	
11		22.750.000,00	
12		22.750.000,00	
13		22.750.000,00	
14		22.750.000,00	
15		22.750.000,00	
16		22.750.000,00	
17		22.750.000,00	
18		22.750.000,00	
19		22.750.000,00	
20		22.750.000,00	
21		22.750.000,00	
22			16.137.477,42

Tabla 6-20: Inversión completa para la producción 1.

AÑO	COSTES VARIABLES (€)	COSTES FIJOS (€)	COSTES MP (€)	COSTES TOTALES (€)
0				
1				
2				
3	8.170.875,00	5.000.000,00	54.472.500,00	67.643.375,00
4	15.034.500,00	5.000.000,00	100.230.000,00	120.264.500,00
5	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
6	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
7	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
8	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
9	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
10	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
11	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
12	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
13	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
14	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
15	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
16	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
17	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
18	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
19	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
20	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
21	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00
22	20.475.000,00	5.000.000,00	136.500.000,00	161.975.000,00

Tabla 6-21: Costes totales completo para la producción 1.

AÑO	VENTAS (€)	BENEFICIO BRUTO (€)	DEPRECIACIÓN (€)	AMORTIZACIÓN (€)
0				
1				
2				
3	72.840.000,00	5.196.625,00	783.145,00	3.423.814,00
4	134.063.000,00	13.798.500,00	783.145,00	11.857.591,56
5	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	18.442.595,22
6	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	19.180.299,03
7	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	4.688.899,20
8	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
9	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
10	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
11	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
12	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
13	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
14	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
15	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
16	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
17	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
18	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
19	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
20	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
21	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	
22	182.126.000,00	20.151.000,00	783.145,00	

Tabla 6-22: Ventas y beneficio bruto completo para la producción 1.

AÑO	BENEFICIO ANTES DE IMPUESTOS (€)	INTERESES (€)	IMPUESTOS (€)	BENEFICIO NETO (€)	FLUJO NETO DE CAJA (€)
0					-7.265.035,03
1					-2.799.288,32
2					-2.799.288,32
3	989.666,00	989.666,00		0,00	-11.094.893,32
4	1.157.763,44	1.157.763,44		0,00	-6.843.105,00
5	925.259,78	925.259,78		0,00	-5.261.855,00
6	187.555,97	187.555,97		0,00	783.145,00
7	14.678.955,80		3.669.738,95	11.009.216,85	11.792.361,85
8	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
9	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
10	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
11	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
12	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
13	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
14	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
15	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
16	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
17	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
18	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
19	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
20	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
21	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	15.309.036,25
22	19.367.855,00		4.841.963,75	14.525.891,25	32.140.361,28

Tabla 6-23: BAI, BN y FNC completo para la producción 1.

Producción 2:

AÑO	INVERSIÓN EN ACTIVOS (€)	FONDO DE MANIOBRA (€)	INVERSION (€)
0	9.762.110,44	-	9.762.110,44
1	3.761.435,64	-	3.761.435,64
2	3.761.435,64	-	3.761.435,64
3	3.761.435,64	13.650.000,00	17.411.435,64
4		23.887.500,00	10.237.500,00
5		34.125.000,00	10.237.500,00
6		34.125.000,00	
7		34.125.000,00	
8		34.125.000,00	
9		34.125.000,00	
10		34.125.000,00	
11		34.125.000,00	
12		34.125.000,00	
13		34.125.000,00	
14		34.125.000,00	
15		34.125.000,00	
16		34.125.000,00	
17		34.125.000,00	
18		34.125.000,00	
19		34.125.000,00	
20		34.125.000,00	
21		34.125.000,00	
22			19.328.400,44

Tabla 6-24: Inversión completa para la producción 2.

AÑO	COSTES VARIABLES (€)	COSTES FIJOS (€)	COSTES MP (€)	COSTES TOTALES (€)
0				
1				
2				
3	12.285.000,00	7.500.000,00	81.900.000,00	101.685.000,00
4	21.498.750,00	7.500.000,00	143.325.000,00	172.323.750,00
5	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
6	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
7	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
8	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
9	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
10	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
11	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
12	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
13	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
14	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
15	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
16	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
17	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
18	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
19	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
20	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
21	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00
22	30.712.500,00	7.500.000,00	204.750.000,00	242.962.500,00

Tabla 6-25: Costes totales completo para la producción 2.

AÑO	VENTAS (€)	BENEFICIO BRUTO (€)	DEPRECIACIÓN (€)	AMORTIZACIÓN (€)
0				
1				
2				
3	109.260.000,00	7.575.000,00	1.052.320,87	5.134.822,44
4	201.094.500,00	28.770.750,00	1.052.320,87	26.535.965,33
5	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	29.053.153,95
6	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	3.025.629,60
7	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
8	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
9	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
10	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
11	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
12	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
13	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
14	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
15	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
16	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
17	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
18	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
19	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
20	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
21	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	
22	273.189.000,00	30.226.500,00	1.052.320,87	

Tabla 6-26: Ventas y beneficio bruto completo para la producción 2.

AÑO	BENEFICIO ANTES DE IMPUESTOS (€)	INTERESES (€)	IMPUESTOS (€)	BENEFICIO NETO (€)	FLUJO NETO DE CAJA (€)
0					-9.762.110,44
1					-3.761.435,64
2					-3.761.435,64
3	1.387.856,69	1.387.856,69			-16.359.114,77
4	1.182.463,80	1.182.463,80			-9.185.179,13
5	121.025,18	121.025,18			-9.185.179,13
6	26.148.549,53		6.537.137,38	19.611.412,15	20.663.733,02
7	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
8	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
9	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
10	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
11	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
12	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
13	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
14	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
15	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
16	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
17	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
18	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
19	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
20	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
21	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	22.932.955,22
22	29.174.179,13		7.293.544,78	21.880.634,35	42.261.355,66

Tabla 6-27: BAI, BN y FNC completo para la producción 2.

Producción 3:

AÑO	INVERSIÓN EN ACTIVOS (€)	FONDO DE MANIOBRA (€)	INVERSION (€)
0	4.714.272,08		4.714.272,08
1	1.816.454,67		1.816.454,67
2	1.816.454,67		1.816.454,67
3	1.816.454,67	4.539.375,00	6.355.829,67
4		8.352.500,00	3.813.125,00
5		11.375.000,00	3.022.500,00
6		11.375.000,00	
7		11.375.000,00	
8		11.375.000,00	
9		11.375.000,00	
10		11.375.000,00	
11		11.375.000,00	
12		11.375.000,00	
13		11.375.000,00	
14		11.375.000,00	
15		11.375.000,00	
16		11.375.000,00	
17		11.375.000,00	
18		11.375.000,00	
19		11.375.000,00	
20		11.375.000,00	
21		11.375.000,00	
22			14.280.562,08

Tabla 6-28: Inversión completa para la producción 3.

AÑO	COSTES VARIABLES (€)	COSTES FIJOS (€)	COSTES MP (€)	COSTES TOTALES (€)
0				
1				
2				
3	4.085.437,50	2.500.000,00	27.236.250,00	33.821.687,50
4	7.517.250,00	2.500.000,00	50.115.000,00	60.132.250,00
5	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
6	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
7	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
8	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
9	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
10	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
11	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
12	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
13	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
14	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
15	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
16	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
17	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
18	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
19	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
20	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
21	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00
22	10.237.500,00	2.500.000,00	68.250.000,00	80.987.500,00

Tabla 6-29: Costes totales completo para la producción 3.

AÑO	VENTAS (€)	BENEFICIO BRUTO (€)	DEPRECIACIÓN (€)	AMORTIZACIÓN (€)
0				
1				
2				
3	36.420.000,00	2.598.312,50	508.181,80	1.502.010,25
4	67.031.500,00	6.899.250,00	508.181,80	5.710.503,16
5	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	8.994.273,29
6	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	9.354.044,22
7	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	5.331.849,38
8	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
9	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
10	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
11	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
12	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
13	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
14	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
15	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
16	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
17	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
18	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
19	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
20	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
21	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	
22	91.063.000,00	10.075.500,00	508.181,80	

Tabla 6-30: Ventas y beneficio bruto completo para la producción 3.

AÑO	BENEFICIO ANTES DE IMPUESTOS (€)	INTERESES (€)	IMPUESTOS (€)	BENEFICIO NETO (€)	FLUJO NETO DE CAJA (€)
0					-4.714.272,08
1					-1.816.454,67
2					-1.816.454,67
3	588.120,44	588.120,44			-5.847.647,86
4	680.565,03	680.565,03			-3.304.943,20
5	573.044,91	573.044,91			-2.514.318,20
6	213.273,98	213.273,98			508.181,80
7	4.235.468,82		1.058.867,20	3.176.601,61	3.684.783,42
8	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
9	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
10	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
11	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
12	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
13	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
14	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
15	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
16	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
17	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
18	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
19	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
20	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
21	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	7.683.670,45
22	9.567.318,20		2.391.829,55	7.175.488,65	21.964.232,53

Tabla 6-31: BAI, BN y FNC completo para la producción 3.

REFERENCIAS

- [1] A. para Sustancias Tóxicas el Registro de Enfermedades, “ATSDR - ToxFAQs™: Xileno,” 2007.
- [2] Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo, “Fichas Internacionales de Seguridad Química Alcohol metílico Fichas Internacionales de Seguridad Química,” pp. 5–7, 2000.
- [3] “Paraxileno - ChemicalSafetyFacts.org.” [Online]. Available: <https://www.chemicalsafetyfacts.org/es/paraxileno/>. [Accessed: 25-Mar-2019].
- [4] J. Porlles, “Análisis estratégico de la industria de etileno,” 2012.
- [5] “Ethylene Market - Insights, Opportunity Analysis, and Industry Forecast till 2025, by By Feedstock, Derivative, and Geography.” [Online]. Available: <https://www.coherentmarketinsights.com/market-insight/global-ethylene-market-371>. [Accessed: 17-Apr-2019].
- [6] “Paraxylene Market Outlook 2015 - Fibre2Fashion.” [Online]. Available: <https://www.fibre2fashion.com/industry-article/7710/paraxylene-market-outlook-2015>. [Accessed: 12-Jul-2019].
- [7] “Paraxylene Market Size, Trends & Outlook | Industry Report, 2012-2022.” [Online]. Available: <https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/paraxylene-market>. [Accessed: 12-Jul-2019].
- [8] D. E. A. Zurita, “OBTENCION DE AROMATICOS.”
- [9] J. A. Martínez, *Guía de mejores técnicas disponibles en España del sector refino de petróleo.* .
- [10] J. L. Valverde, “ALQUILACION DE TOLUENO CON METANOL MEDIANTE CATALIZADORES ZEOLITA ZSM-5 MODIFICADOS MEMORIA,” 1991.
- [11] K. H. J. Buschow, “Encyclopedia of materials : science and technology.” Elsevier, 2001.
- [12] K. Othme, *Encyclopedia of chemical technology.* Wiley-Interscience, 2007.
- [13] “Mixed Xylenes Process by UOP LLC | Process Engineering.” [Online]. Available: <https://www.processengineer.info/petrochemical/mixed-xylenes-process-by-uop-llc.html>. [Accessed: 14-Aug-2019].
- [14] T. W. Lyons, D. Guironnet, M. Findlater, and M. Brookhart, “Synthesis of p-xylene from ethylene,” *J. Am. Chem. Soc.*, vol. 134, no. 38, pp. 15708–15711, 2012.
- [15] Fernando Vega Borrero. *Temas de refino del petróleo y petroquímica del máster de ingeniería química.*
- [16] P. R. Elowe, C. McCann, P. G. Pringle, S. K. Spitzmesser, and J. E. Bercaw, “Nitrogen-linked diphosphine ligands with ethers attached to nitrogen for chromium-catalyzed ethylene tri- And tetramerizations,” *Organometallics*, vol. 25, no. 22, pp. 5255–5260, Oct. 2006.
- [17] K. B. Renkema, Y. V. Kissin, and A. S. Goldman, “Mechanism of Alkane Transfer-Dehydrogenation Catalyzed by a Pincer-Ligated Iridium Complex,” *J. Am. Chem. Soc.*, vol. 125, no. 26, pp. 7770–7771, Jul. 2003.
- [18] J. Thomas, J. J. Cronje, F. Millicent, and D. Hedley, “2 389 649,” 2012.
- [19] R. Estévez, “Shale gas, un paso en el camino de las renovables - eointeligencia - cambia a un estilo de vida sostenible!” [Online]. Available: <https://www.eointeligencia.com/2011/05/shale-gas-un-paso-en-el-camino-de-las-renovables/>. [Accessed: 12-May-2019].
- [20] R. Sinnott and G. Towler, *DISEÑO EN INGENIERIA QUIMICA. Traducción de la quinta edición original*, 5°. 2012.