

Trabajo Fin de Grado

Ingeniería Química

Análisis técnico-económico de la producción de compuestos aromáticos a partir de metanol

Autor: Lucas Martínez Osuna

Tutor: Manuel Campoy Naranjo

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

Sevilla, 2024



Trabajo Fin de Grado
Ingeniería Química

Análisis técnico-económico de la producción de compuestos aromáticos a partir de metanol

Autor:
Lucas Martínez Osuna

Tutor:
Manuel Campoy Naranjo
Profesor titular

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla
Sevilla, 2024

A mi madre

A mi familia

A mis amigos

A mis maestros

AGRADECIMIENTOS

Este trabajo primeramente se lo dedico a mi madre, sé que ella siempre está cerca de mí y no hay un solo día que no estés presente en mi vida. También agradecerme a mí mismo por seguir adelante sin importar las circunstancias que sucedan en el camino, parar, comprender y seguir.

No puedo olvidar a los familiares que realmente sí me han apoyado a lo largo de mi vida y de la carrera, como también a mis amigos de toda la vida, los jipis, y los que he conseguido a lo largo de este proceso, destacando a mis titos en especial, no sé qué hubiera pasado este último curso sin ellos, como también mis perros, os quiero mucho.

Para concluir, todos tenemos a una persona especial la cual saca lo mejor de cada uno y le ayuda en los peores momentos, aunque uno se encuentre solo en ciertas circunstancias, está ahí. Mi marquesa.

Muchas gracias a todos

Lucas Martínez Osuna

Sevilla, 2024

RESUMEN

En este trabajo se ha desarrollado un análisis técnico-económico de una planta mediana de BTX. La producción de compuestos aromáticos (benceno, tolueno y xileno) a partir de metanol. Para ello, el trabajo se ha realizado a partir de referencias bibliográficas.

El objetivo principal es evaluar la viabilidad técnica y económica de una planta para la producción de compuestos aromáticos utilizando metanol como materia prima. El enfoque se basa en una planta de tamaño medio con una capacidad de 233.770 toneladas anuales de producción de aromáticos. El metanol se convierte en estos productos utilizando un catalizador de zeolita Zn-HSM-5. Estas plantas son fácilmente encontradas en pueblos químicos, concretamente en refinerías. Esta misma, es una planta mediana por su cantidad de reactivo, ubicada en un pueblo químico en Europa.

El proceso de producción comienza con la alimentación de metanol en un reactor de lecho fluidizado. La conversión de metanol es del 97%, obteniendo un rendimiento del 48% en la producción de compuestos aromáticos (BTX: benceno, tolueno y xileno). Después de la reacción en el reactor, los productos se separan en diferentes etapas, con varios procesos de destilación y un decantador que permite la separación del agua y benceno, con un rendimiento del 95%. El rendimiento de la planta está limitado por la selectividad del proceso hacia los productos aromáticos, siendo el xileno el compuesto con mayor selectividad (45,6%) y el benceno con la menor (5,8%).

En el balance de materia, se observó un pequeño error de 2,67%, lo cual es asumible dada la naturaleza del proceso y las fuentes de datos utilizadas. La planta opera 8.000 horas al año, utilizando un flujo de 500.000 toneladas anuales de metanol como materia prima. En el balance de energía se ha calculado la cantidad de calor tanto aportada como retirada en los equipos característicos, para así calcular las utilities necesarias.

El coste total de la planta fue estimado en aproximadamente 32 millones de euros. Los ingresos anuales generados por la planta son de 188 millones de euros, mientras que los costes operativos ascienden a 205 millones de euros. Se prevé que en 2034 aumente el ingreso de los productos. Esto hace que aumente la rentabilidad de la planta positivamente.

ABSTRACT

In this work, a technical-economic analysis of a medium-scale BTX plant has been developed. The production of aromatic compounds (benzene, toluene, and xylene) from methanol was examined based on bibliographic references.

The primary objective is to evaluate the technical and economic feasibility of a plant designed to produce aromatic compounds using methanol as a raw material. The approach focuses on a medium-sized plant with a production capacity of 233,770 tons of aromatics per year. Methanol is converted into these products using a Zn-HSM-5 zeolite catalyst. Such plants are commonly found in chemical hubs, particularly in refineries. This specific plant is medium-sized based on its reagent capacity and is in a chemical town in Europe.

The production process begins with feeding methanol into a fluidized bed reactor. Methanol conversion is 97%, achieving a yield of 48% in the production of aromatic compounds (BTX: benzene, toluene, and xylene). After the reaction in the reactor, the products are separated in various stages using multiple distillation processes and a decanter, which facilitates the separation of water and benzene with a yield of 95%. The plant's efficiency is constrained by the selectivity of the process toward aromatic products, with xylene having the highest selectivity (45.6%) and benzene the lowest (5.8%).

In the material balance, a small error of 2.67% was observed, which is acceptable given the process's nature and the data sources used. The plant operates 8,000 hours per year, utilizing an annual flow of 500,000 tons of methanol as the raw material. The energy balance calculated the amount of heat supplied and removed in the characteristic equipment, determining the necessary utilities.

The total estimated cost of the plant is approximately 32 million euros. Annual revenues generated by the plant are 188 million euros, while operating costs amount to 205 million euros. It is projected that by 2034, the revenue from the products will increase, positively impacting the plant's profitability.

ÍNDICE

Agradecimientos	5
Resumen	6
Abstract	7
Índice	8
Índice de Figuras	9
Índice de Tablas	10
Alcance y objetivos	11
1.Introducción	12
1.1 <i>Compuestos principales</i>	13
1.2 <i>Estudio de mercado</i>	16
2 Rutas de producción	24
2.1 <i>Capacidades plantas BTX</i>	25
2.2 <i>Método tradicional</i>	25
2.3 <i>Método a partir de metanol</i>	27
2.4 <i>Condiciones de trabajo</i>	31
2.5 <i>Procesos de separación</i>	33
2.6 <i>Descripciones de la planta</i>	34
3 Balance de materia	38
4 Balance de energía	41
4.1 <i>Flash y torres de destilación</i>	41
4.2 <i>Intercambiadores</i>	42
4.3 <i>Reactor</i>	47
5 Estudio económico	52
5.1 <i>Coste equipos</i>	52
5.2 <i>Coste de capital</i>	57
5.3 <i>Viabilidad económica</i>	59
5.4 <i>Cálculo del Payback</i>	61
5.5 <i>Cálculo de la TIR</i>	62
5.6 <i>Otras situaciones</i>	62
6 Conclusiones	64
7 Referencias	65

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Fórmula química del benceno	14
Figura 2. Fórmula química del tolueno [5]	14
Figura 3. Esquema que ilustra para que procesos es materia prima el tolueno [5]	15
Figura 4. Fórmula química del xileno [5]	16
Figura 5. Mercado global del metanol. [6]	17
Figura 6. Países exportadores de metanol a nivel mundial. [7]	17
Figura 7. Países importadores de metanol a nivel mundial. [7]	18
Figura 8. Países exportadores de benceno a nivel mundial.[7]	19
Figura 9. Países exportadores de tolueno a nivel mundial.[7]	20
Figura 10. Estudio de las exportaciones de tolueno en España.[7]	20
Figura 11. Países exportadores de xileno a nivel mundial.[7]	21
Figura 12. Exportaciones de Corea del benceno.[7]	22
Figura 13. Exportaciones de China del tolueno.[7]	22
Figura 14. Exportaciones de USA del xileno.[7]	23
Figura 15. Planta de tratamiento de crudo [2]	26
Figura 16. Comparación con otros procesos con alimentación de metanol [2]	27
Figura 17. Comparación de rendimientos con el aumento de la presión [2]	31
Figura 18. Rendimiento para cada producto en función de la velocidad espacial	32
Figura 19. Efecto de la conversión por tiempo[2]	33
Figura 20. Diagrama asociado a refinería	35
Figura 21. Diagrama PDF del proceso MTA	37
Figura 22. Comparación de VAN respecto años de amortización de la planta	61
Figura 23. VAN frente a los años con igualdad de subida de precios	62
Figura 24. Comparación de VAN respecto años de una planta pequeña	63

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Selectividades para diferentes catalizadores [2]	30
Tabla 2. Productos del proceso	39
Tabla 3. Cálculo del calor en las torres y el flash [13]	42
Tabla 4. Cálculo del calor intercambiado	43
Tabla 5. Definición de los servicios auxiliares	44
Tabla 6. Cálculo del caudal de servicios auxiliares	45
Tabla 7. Coeficientes de transferencia de calor	46
Tabla 8. Valores de las áreas de cada intercambiador	47
Tabla 9. Balance de energía en el reactor [11]	48
Tabla 10. Resultados del balance de energía en el reactor	49
Tabla 11. Balance de materia y energía	50
Tabla 12. Valores correlaciones por equipo [15]	53
Tabla 13. Costes de los equipos	55
Tabla 14. Factores de corrección [15]	56
Tabla 15. Evolución del índice CEPCI [15]	57
Tabla 16. Coste de capital [15]	58
Tabla 17. Precios de los compuestos. [15]	59
Tabla 18. Precio de las utilities [15]	60
Tabla 19. Balance de materia en pequeña escala	63

ALCANCE Y OBJETIVOS

El objetivo de este proyecto es analizar la viabilidad técnico-económica de producir benceno, tolueno y xileno empleando como materia prima metanol, en lugar de petróleo.

El alcance del proyecto comprende:

- Información y aplicaciones de los compuestos del proyecto, benceno tolueno y xileno, englobando los tres tipos de xilenos(orto/meta/para-xileno) en uno solo compuesto.
- Análisis del mercado actual de los diferentes compuestos. Su evolución por cada año, predominando el país que más exporte dicho compuesto, como también a que países mayoritariamente exporta.
- La elaboración de dos diagramas de flujo (PFD). Uno que representa el proceso descrito separando los compuestos. Por otra parte, otro en el que se manda la línea de BTX a refinería, excluyendo así la realización de un P&ID para cada caso.
- Resolución de los balances de materia y energía siguiendo las ecuaciones de cada balance.
- El análisis económico del proceso en el que se realiza una primera estimación de la viabilidad del proyecto.

1. INTRODUCCIÓN

Los compuestos aromáticos son una clase fundamental de compuestos orgánicos caracterizados por la presencia de anillos de benceno, una estructura cíclica altamente estable y conjugada que confiere propiedades químicas únicas. Estos compuestos juegan un papel crucial en diversas industrias, incluyendo la farmacéutica, petroquímica, debido a sus propiedades químicas y físicas distintivas. [1]

El metanol, conocido también como alcohol metílico, es el alcohol más simple y es una molécula que contiene un grupo hidroxilo (-OH) unido a un átomo de carbono. Aunque el metanol en sí no es un compuesto aromático, es una molécula clave en la síntesis de compuestos aromáticos y sirve como punto de partida para la producción de una amplia gama de productos químicos, incluyendo aquellos con estructuras aromáticas. La conversión de metanol en compuestos aromáticos se realiza a través de procesos catalíticos sofisticados. Uno de los procesos más destacados es el proceso conocido como "MTA" (Methanol to Aromatics), proceso fundamental a futuro para el desarrollo de nuevas "BREF" (Best available techniques Reference Documents). [2]

En estos procesos, la estructura y composición del catalizador determinan el producto final, permitiendo el ajuste del proceso para maximizar la producción de compuestos específicos, incluyendo los aromáticos. Estos procesos no solo son fundamentales para la producción de aromáticos a partir de fuentes no convencionales como el metanol, sino que también son clave en la economía del carbono, proporcionando rutas alternativas y más sostenibles para la producción de compuestos aromáticos que tradicionalmente se obtenían del petróleo.

Además, el uso del metanol como precursor en la síntesis de compuestos aromáticos ofrece ventajas ambientales significativas. A través de su síntesis a partir de fuentes renovables como la biomasa o el reciclaje de dióxido de carbono (CO₂), el metanol puede contribuir a una economía química más sostenible y menos dependiente de los recursos fósiles. Por lo tanto, los avances en la catálisis y la tecnología de procesos que permiten la conversión eficiente del metanol en compuestos aromáticos no solo son importantes desde un punto de vista industrial, sino que también tienen implicaciones relevantes para el desarrollo de tecnologías químicas más sostenibles.

Originariamente, la producción de BTX se basaba en la pirólisis del carbón. Esta mezcla de compuestos se obtenía como subproducto a la obtención del coque para la metalurgia y fue la fuente principal antes de la Segunda Guerra Mundial. Pasado este periodo, se descubrieron nuevos métodos

con los que generar compuestos aromáticos a través del petróleo, como subproducto del craqueo catalítico, el cual se explicará en el apartado de las rutas de producción.

1.1 Compuestos principales

METANOL

El proceso comienza con la alimentación de metanol, también conocido por alcohol metílico, el cual es el compuesto más pequeño de la familia de los alcoholes. A temperatura ambiente, es un líquido incoloro, volátil e inflamable con un olor a alcohol puro. Es altamente venenoso y nocivo para la salud, miscible con agua, cetona y otros alcoholes formando mezclas azeotrópicas, pero poco soluble en aceites y grasas.

En el mercado se puede encontrar de diferentes purezas, en forma de síntesis (uso comercial), de calidad analítica y de extrema pureza. Las impurezas que se pueden encontrar en él son acetona, acetaldehído, ácido acético y agua. Posee un gran abanico de usos en el sector industrial. Su uso más destacado es en temas relacionados con combustibles. Es una alternativa de combustibles convencionales, dado que, es un aditivo en la gasolina. Otro uso realizado es la producción de biodiesel. Otros usos destacados son como anticongelante (por su alta solubilidad), extracción de humedad o desinfectante de reactores. Como tecnología emergente destaca su uso como combustible de turbina, tratamiento de agua residuales (reduce la velocidad de crecimiento de vida vegetal) o como celdas de combustible las cuales poseen alta eficiencia con una notable reducción de impacto ambiental.[4]

BENCENO

El benceno se consiguió por primera vez aislar en el año 1825, líquido incoloro e inflamable con olor dulce a temperatura ambiente. Es un compuesto térmicamente estable, por eso su reactividad lo convierte en una de las materias primas base para la obtención de hidrocarburos. En la Figura 1, se muestra la estructura atómica del benceno.

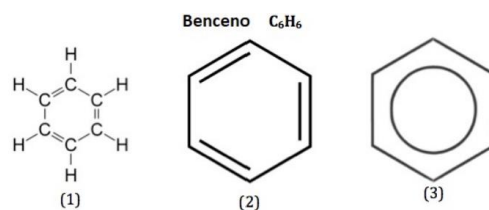


Figura 1. Fórmula química del benceno

Los usos principales del benceno son variados. Es una materia primera de neumáticos o pavimentos y asfaltos. También, es materia prima en la tinta de impresión a papel. En el sector industrial desde pesticidas hasta nylon. Antiguamente, al ser un solvente orgánico excelente, tenía un uso común, pero con el paso del tiempo se fue descartando debido a su toxicidad. [5]

TOLUENO

Conocido también como metilbenceno, producto del proceso, líquido claro e incoloro con un olor distintivo. Tiene buenas capacidades como disolvente. En la Figura 2, se muestra la estructura atómica del tolueno. [1]

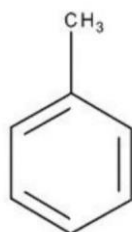


Figura 2. Fórmula química del tolueno [5]

Posee una cadena productiva destacada, siendo como punto de partida de muchos productos, aparece en el uso cotidiano del día a día como en pinturas, esmaltes de uñas, lacas, adhesivos, cauchos como también en el curtido de cuero. Por otra parte, también es un aditivo a la gasolina para mejorar el octanaje de ella. Antiguamente en la Segunda Guerra Mundial, se utilizaba como materia prima para el trinitrotolueno (TNT) para explosivos como también por su alto octanaje para aeronaves. En la Figura 3. muestra la cadena que forma como materia prima de otros productos.

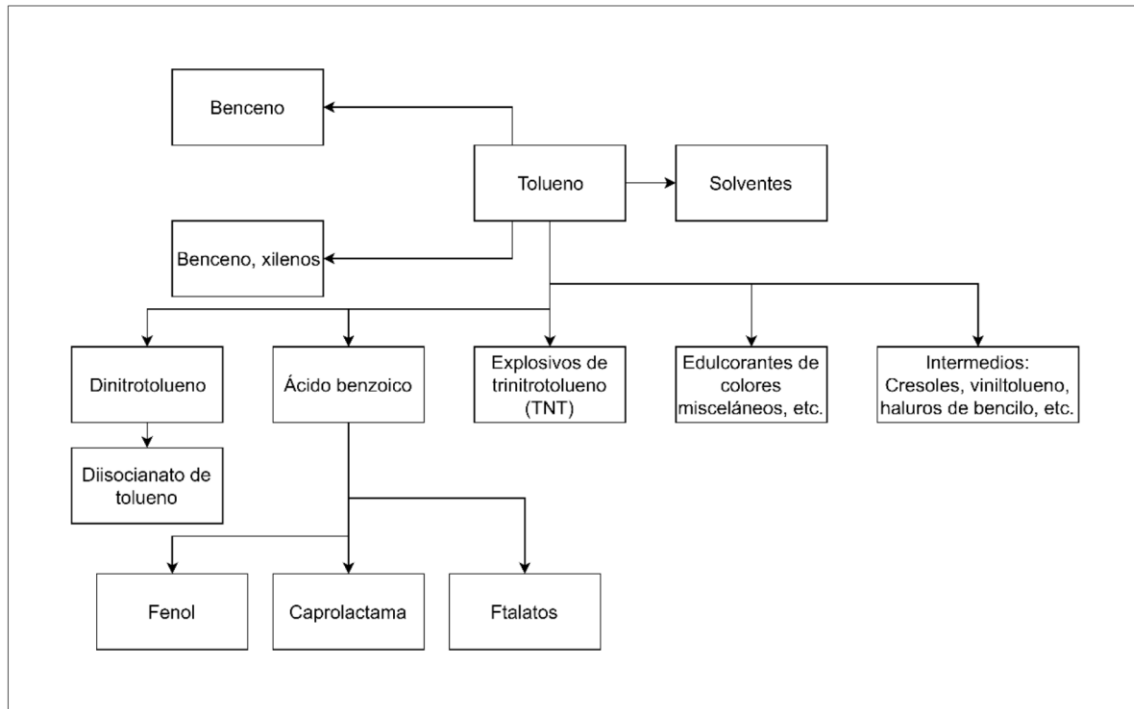


Figura 3. Esquema que ilustra para que procesos es materia prima el tolueno [5]

XILENO

Producto del proceso, líquido incoloro, es insoluble en agua y es menos denso que ésta. Es inflamable a temperatura ambiente. Su olor dulce y fuerte es un claro detonador para su advertencia tóxica. Dependiendo de la posición relativa de los dos metilos que tiene, se divide en tres.

- Orto-xileno: Los metilos se encuentran en las posiciones adyacentes (1,2) del anillo de benceno. En la Figura 4. se muestra la estructura atómica.
- Meta-xileno: Los metilos se encuentran separados por un carbono, es decir, en las posiciones 1 y 3 del anillo de benceno.
- Para-xileno: Los dos grupos de metilo están en posiciones opuestas del anillo (1 y 4).

Las claras diferencias entre estos tres isómeros difieren en sus propiedades físicas, como el punto de fusión y ebullición, aplicaciones químicas y toxicidad.

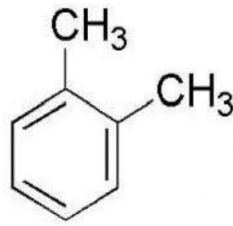


Figura 4. Fórmula química del xileno [5]

Sus usos principales son para procesar y teñir tejidos, lubricantes de motores, pinturas, pesticidas, ceras, anticongelantes e incluso gasolina y cigarrillos.

1.2 Estudio de mercado

El mercado de los compuestos aromáticos tiene un amplio repertorio debido a como se ha explicado anteriormente, la necesidad y utilidad que tiene los diferentes productos.

Este apartado se centrará en evaluar la oferta y demanda actual mediante el estudio de importaciones y exportaciones, así como la evolución de la producción de estos compuestos en los últimos años. De esta manera, se identificarán los principales países competidores en esta industria.

A partir de este análisis se obtendrá un panorama claro sobre la competitividad a nivel mundial.

Mercado de metanol

En primer lugar, es importante estudiar en qué situación se encuentra el mercado actual de metanol, ya que, si no hubiese disponibilidad de dicha materia prima, no tendría sentido el estudio de este proyecto, cuya materia prima de partida es el metanol.

En la Figura 5 se muestra de manera global la evolución del mercado del metanol desde 2019 y su proyección hasta 2030, destacándose un incremento previsto en dicho período, donde uno de los motivos más clave sea su utilización como sustitutivo de muchas materias primas como el petróleo.

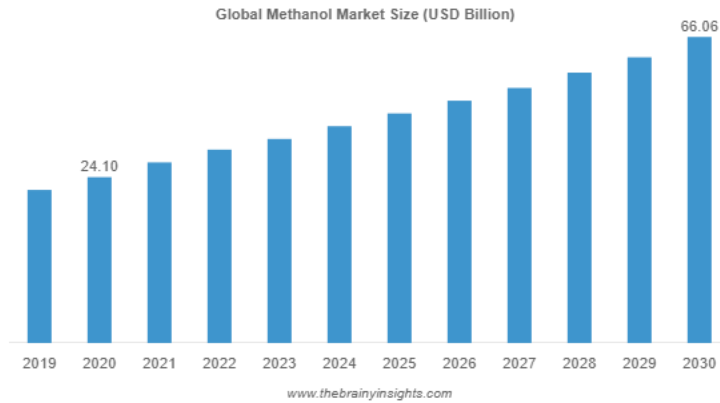


Figura 5. Mercado global del metanol. [6]

Tras esta visión global, se analizan cuáles son los principales países exportadores de metanol, con datos actuales del año 2023.

Tal y como se puede observar en la Figura 6, los mayores exportadores de metanol son Estados Unidos, Arabia Saudí y Omán, seguida de Rusia, Chile, Venezuela, Países Bajos, Irán, Emiratos Árabes Unidos y Malasia. Estas naciones tienen ventajas competitivas debido a sus abundantes recursos naturales y a la capacidad de producir metanol a bajo costo.

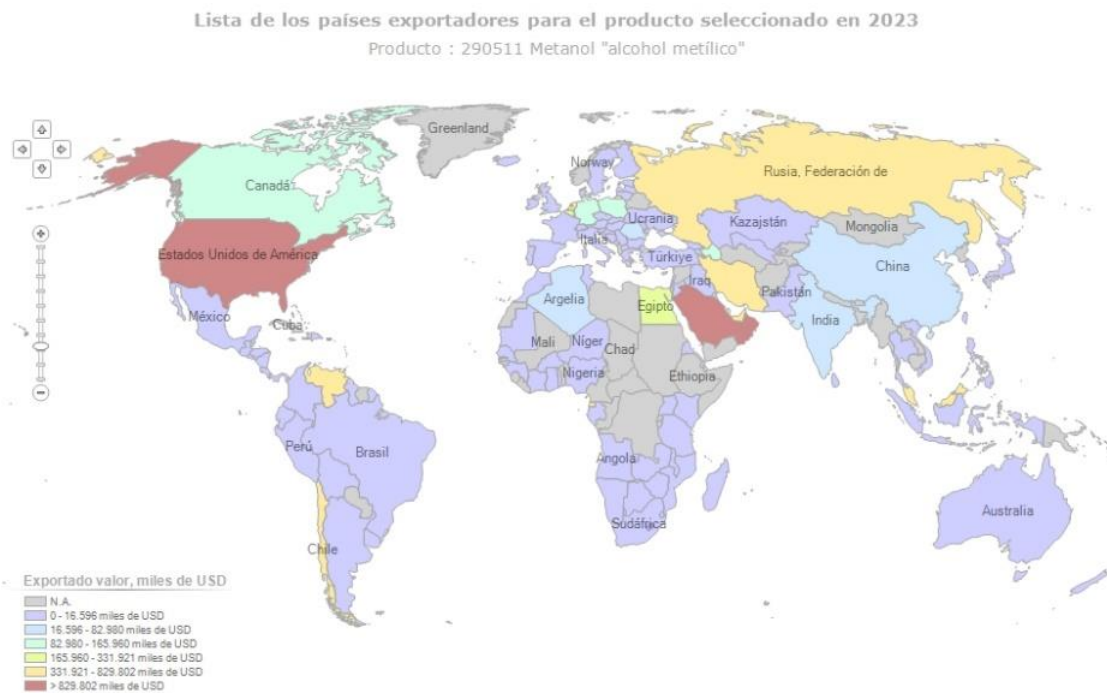


Figura 6. Países exportadores de metanol a nivel mundial. [7]

En la Figura 7, se pueden visualizar las importaciones de metanol, siendo el principal importador China, seguido de otros países como India y Países Bajos.

Por otro lado, en la Figura 7, China destaca como el mayor importador de metanol a nivel mundial, debido a su gran industria petroquímica y su demanda para la producción de plásticos, combustibles y otros productos químicos. China es seguida por otros países importadores como India y Países Bajos, sin olvidar el auge que está sufriendo India debido a su crecimiento industrial cada vez más destacado.

Japón y Corea del Sur también son importantes importadores debido a sus desarrolladas industrias químicas y la falta de recursos naturales internos para producir metanol a gran escala.



Figura 7. Países importadores de metanol a nivel mundial. [7]

El mercado actual del metanol enfrenta varios desafíos y oportunidades. La volatilidad de los precios del metanol, influenciada por los costes de las materias primas y las fluctuaciones en la demanda, es una preocupación clave para los productores. Además, las tensiones geopolíticas, como la guerra entre Rusia y Ucrania, han tenido un impacto significativo en la cadena de suministro global de energía, lo que también afecta al mercado de metanol. [6]

Mercado de BTX (benceno, tolueno, xileno)

Durante los últimos años, la demanda de estos compuestos ha ido creciendo. En 2012 la producción mundial de BTX fue de 95 millones de toneladas, mientras que en 2018 la producción de benceno y xileno ascendió a casi 115 millones de toneladas. A fecha actual, dicha producción ha ido aumentando aún más.

Mientras que el benceno y los xilenos se consumen cada uno en aproximadamente 40 millones de toneladas métricas por año, el tolueno se utiliza como materia prima química en volúmenes algo menores.

Exportaciones a nivel mundial

Benceno



Figura 8. Países exportadores de benceno a nivel mundial.[7]

En la Figural 8 muestra como principal el exportador de benceno es Corea, seguido de otros países como India, Japón y destacando a nivel europeo Países Bajos.

Tolueno

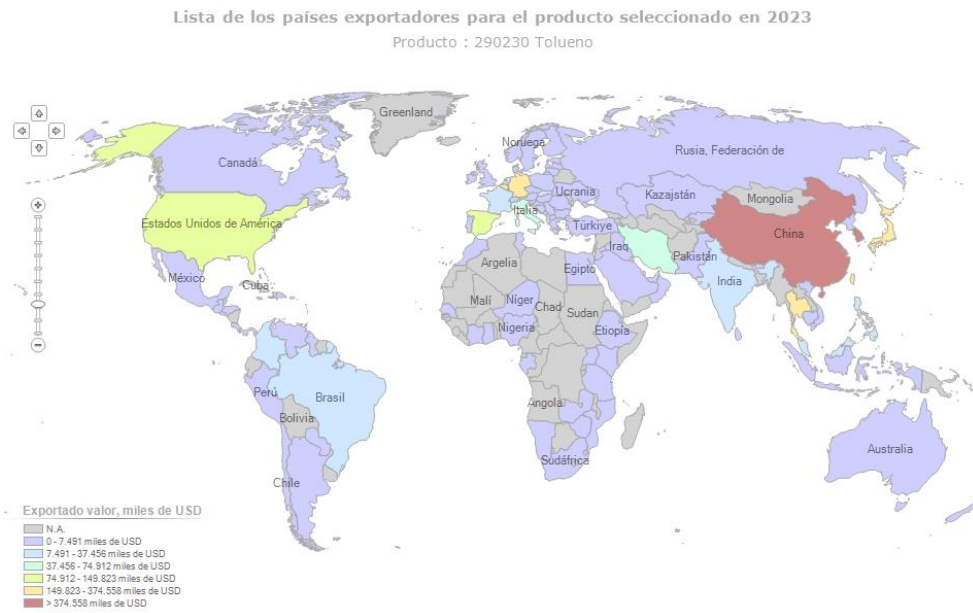


Figura 9. Países exportadores de tolueno a nivel mundial.[7]

El principal exportador de tolueno es China, seguido de otros países como Alemania, Bélgica, Japón y Tailandia. En el caso presente, se puede observar que España juega un papel relevante, siendo exportador con un valor de más de 110 M\$.

En la Figura 10, se adjunta un estudio exhaustivo de la situación en España sobre el tolueno.

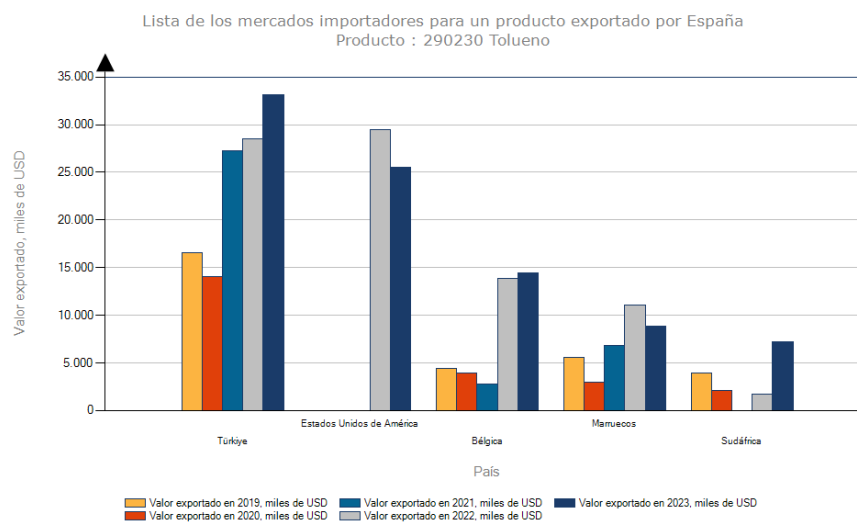


Figura 10. Estudio de las exportaciones de tolueno en España.[7]

En la figura 10, se puede ver reflejado el impacto del Covid-19 ya que se ve una caída entre los años 2019-2020, y tras esto, continúa aumentando el valor exportado.

Xileno

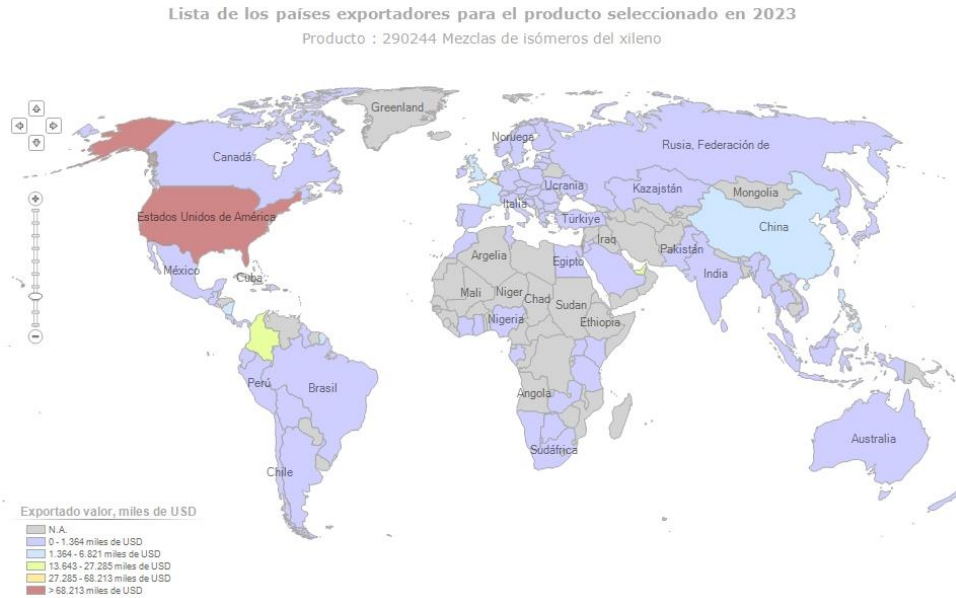


Figura 11. Países exportadores de xileno a nivel mundial.[7]

En este punto, destaca la gran diferencia de mercado que mueve los Estados Unidos de América en comparación con importadores destacados anteriormente como China o la India.

Importaciones a nivel mundial

Para este apartado, se toma como referencia el país de mayor importación a cuál es el país que más exporta.

Benceno

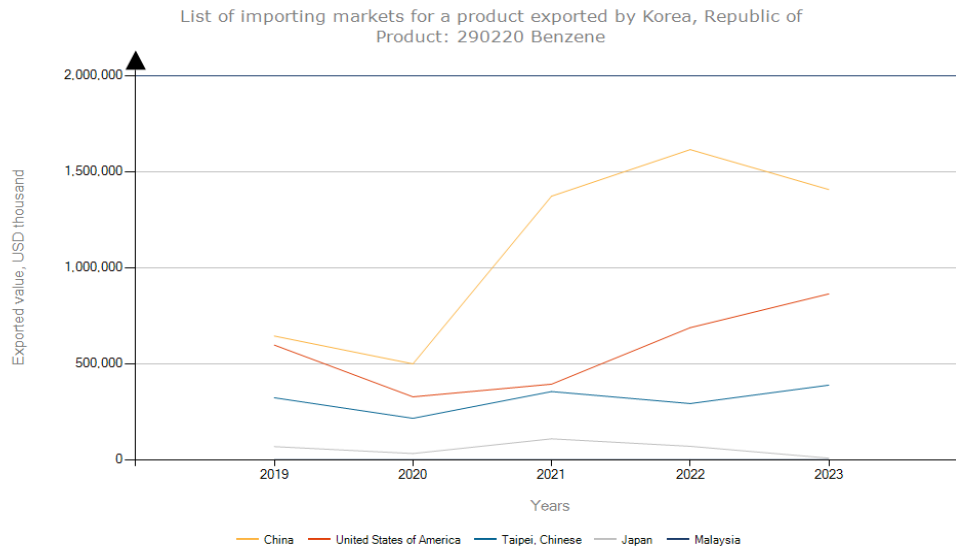


Figura 12. Exportaciones de Corea del benceno.[7]

En la figura 12, se muestra las grandes exportaciones de benceno realizadas por Corea a otros países y cómo evolucionan con el tiempo. Sigue destacando China por encima del resto que está siendo regulada también por las importaciones a USA.

Tolueno

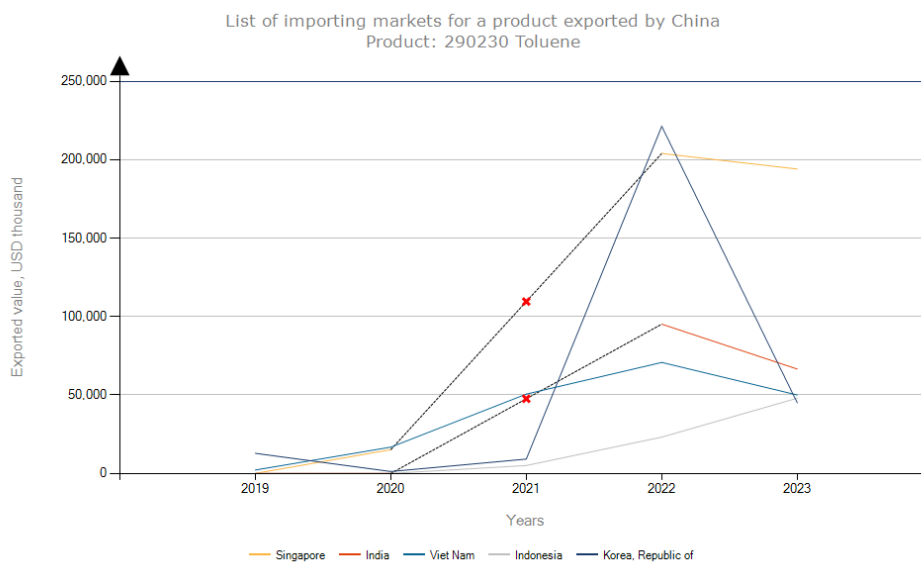


Figura 13. Exportaciones de China del tolueno.[7]

En las importaciones de China de tolueno, cabe destacar que los datos no son del todo correctos debido al problema con el Covid-19, por lo que se realiza una aproximación hasta el año 2022, donde se comienzan a tener registros, tal como se muestra en la Figura 13.

Xileno

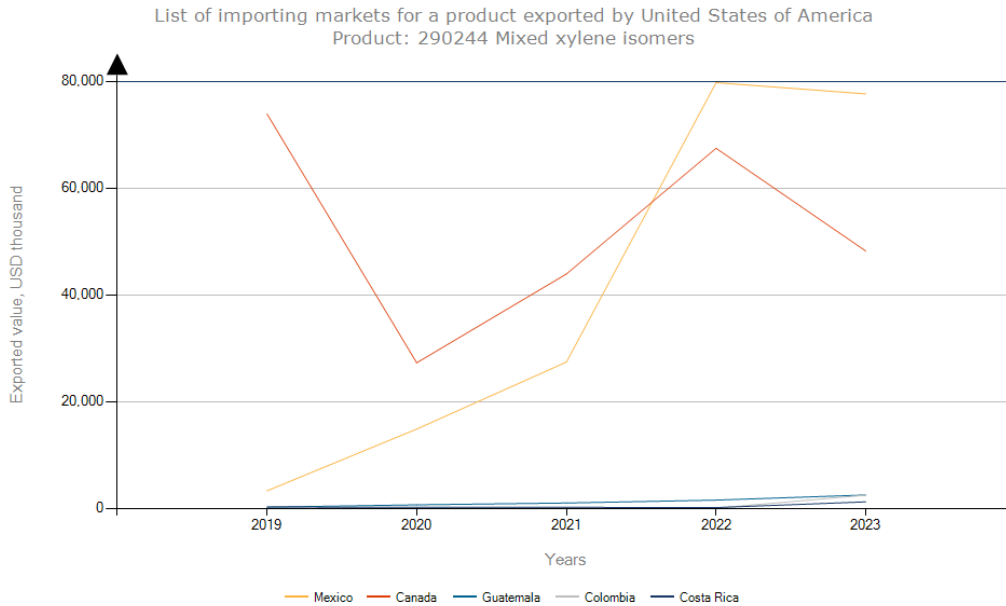


Figura 14. Exportaciones de USA del xileno.[7]

En la Figura 14 se puede observar que en ninguno de los países comentados con anterioridad como son China, la India o USA destacan sus exportaciones en regiones cercanas a él.

Tras los diferentes movimientos de mercado por parte de los productos que se obtienen, se decide ubicar la planta en un pueblo químico de Europa. Esto es debido principalmente a sus buenas relaciones comerciales con China y el resto de los países. Destaca también el crecimiento industrial, aunque la mano de obra es menos asequible que en países de oriente.

Por otra parte, se conoce la existencia de plantas aromáticas en la India. Una de las más destacadas en el sector de la petroquímica es la “Reliance Industries” (Jamnagar, India). Esta planta es aproximadamente de las mismas prestaciones a la diseñada en este trabajo.

2 RUTAS DE PRODUCCIÓN

Las rutas para este tipo de procesos son un abanico de posibilidades. A lo largo de la historia se han ido perfeccionando sistemas ya implantados, como también modificando configuraciones para la producción de aromáticos ya sea por su alimentación del proceso, como se explicará a continuación, por vía de materiales fósiles como es el petróleo o, por otra parte, por compuestos orgánicos para obtener los hidrocarburos requeridos.

Las configuraciones de este tipo de plantas químicas son bastante abiertas debido a que hay diferentes puntos de interés en ellas. Dependiendo de su especialidad o fin, se puede diferenciar mediante los siguientes puntos:

- **Productos deseados**

Dado que el proceso puede tener muchas modificaciones, cada planta se puede especializar en si generalmente desea obtener mayoritariamente un producto específico junto con subproductos, por otro lado, centrarse en obtener como es el objetivo del proyecto actual, obtener benceno, tolueno y xileno en conjunto.

- **La calidad y cantidad de la(s) materia(s) prima(s) disponible(s)**

La calidad se muestra en el tipo de pureza y rendimiento del diseño con una serie de rangos preestablecidos al inicio del proyecto. Continuamente, acorde con las exigencias de la planta, una disponibilidad del producto, estudiando las cantidades a obtener finales.

- **Tecnología disponible**

Dependiendo de la situación actual y presupuesto establecido para la planta, se podrá llevar a cabo las "BAT" (Best Available Techniques) donde se busca la optimización y máxima producción de los productos deseados. Debido a ello, se puede obtener la separación del petróleo como materia prima. Conforme avanza la industria, se obtienen mejores configuraciones como también catalizadores.

- **Utilización de subproductos y sinergias de integración del sitio.**

En este tipo de proceso se forma como subproducto mucha agua e hidrogeno. El agua pasará a tratamiento y finalmente a vertido. Por otra parte, el hidrógeno generado se va a contabilizar como subproducto, dándole un valor típico de precio de mercado para su venta en este trabajo.

2.1 Capacidades plantas BTX

Para la producción de BTX, existen tres escalas a nivel mundial en las que diferenciar las capacidades que poseen la planta de procesamiento de compuestos, solo refiriéndose a compuestos aromáticos. Las más pequeñas suelen tener una capacidad de menos de 100.000 toneladas al año, siendo estas integradas en las refinerías. Las plantas medianas tienen una capacidad entre 100.000 y 500.000 toneladas al año, como la instalación petroquímica “SK Global Chemical” (Ulsan, Corea del Sur). Por último, están las plantas grandes donde su capacidad es de más de 500.000 toneladas al año. Un ejemplo de estas plantas grandes es la “Petrochemical Complex”, donde hay una producción de BTX desde 500.000 hasta 900.000 aproximadamente toneladas al año.(Port Arthur, Texas).

En este trabajo se opta por una planta mediana ubicada en un pueblo químico de Europa. Esta cantidad de producción se asemeja aproximadamente a la planta con la planta de “Reliance Industries” (Jamnagar, India). Esta planta anualmente produce aproximadamente 700.000 toneladas anuales de BTX.

A continuación, se va a explicar dos diferentes métodos, el primero es el método tradicional con el que se ha obtenido los compuestos aromáticos anteriormente y por otra parte la base de este proyecto que es la obtención de aromáticos, pero con una alimentación diferente.

2.2 Método tradicional

En una refinería, se obtienen diferentes productos deseados. Estos productos van desde aromáticos hasta combustibles y materias primas.

La Figura 15. muestra los distintos procesos a lo que es sometido la alimentación para obtener productos como diésel, gasolina, hidrogeno, e hidrocarburos a parte de los aromáticos como etileno y propileno.

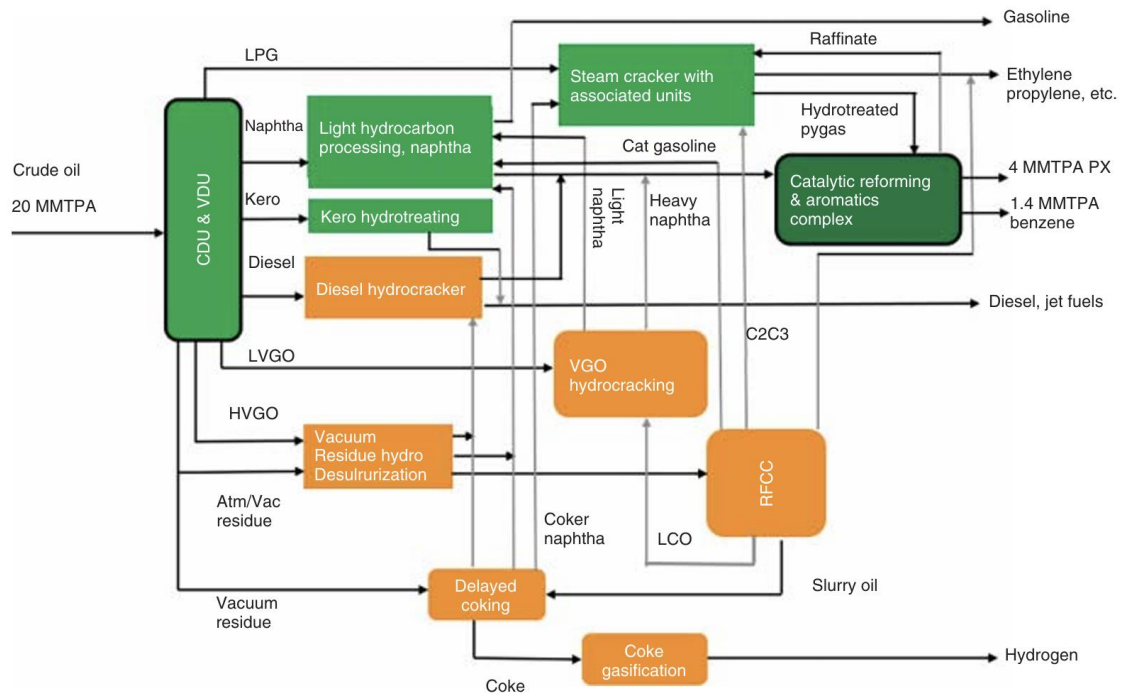


Figura 15. Planta de tratamiento de crudo [2]

Características destacadas de la instalación de la Figura 15 son las siguientes:

- Son las productoras de naftas por excelencia, en cuanto calidad y cantidad.
- Producen menor cantidad de gas residual que el Cracking Térmico, donde como su nombre indica es la ruptura misma de las cadenas, pero en este caso se utiliza calor a altas temperaturas (entre los 450°C y 900°C) sin necesidad de catalizadores.
- Produce alta calidad de propano y propileno, butilenos, isobutanos y butanos. Productos como materia prima en la petroquímica.

El funcionamiento para la producción de los productos es el siguiente:

Primero llega el crudo a la instalación. En el CDU (Crude Distillation Unit) es una torre de destilación atmosférica donde se separa los compuestos según su punto de ebullición. Las fracciones ligeras se van por cabeza y las más pesadas por fondo. En el mismo lugar se encuentra el llamado “VDU” (Vacuum Distillation Unit), la cual su misión se trata de procesar los residuos pesados sobrantes que quedan después de la destilación atmosférica para realizar otra destilación a vacío y así obtener mayor separación en compuestos.

Centrándose en la parte de aromáticos de la Figura 15, los compuestos de naftas obtenidos en el CDU son llevados a un proceso llamado Catalytic Reforming (Reformado Catalítico). En este proceso, la

idea es transformar hidrocarburos C7-C10 con bajo índice de octanos en aromáticos con un alto índice de octanos. Es recomendable un hidrotratamiento de la nafta de alimentación para eliminar impurezas como el azufre, entre otros. Las impurezas presentes en este proceso provocan problemas en el craqueo.[2]

El catalizador utilizado en este proceso es bifuncional, compuesto por dos metales, con dos funciones distintas. Por ejemplo, platino que actúa como centro para la deshidrogenación y la alúmina que actúa como centro ácido en las reacciones. [2]

Las condiciones de trabajo de este proceso dependen los siguientes factores:

- **Presión en el reactor:** el rendimiento incrementa al trabajar en presiones bajas.
- **Temperatura:** una de las variables más importantes ya que al modificar la temperatura de entrada del reactor puede aumentar o disminuir el número de octanos producto.
- **Velocidad espacial:** relacionada inversamente con el tiempo de contacto, donde, a menor velocidad más tiempo de contacto.
- **Relación molar hidrógeno/hidrocarburo:** mientras menor es menores son los costes para comprimir el hidrógeno, ayudando a favorecer la deshidrogenación y deshidrociclación.

2.3 Método a partir de metanol

El metanol es materia prima de diferentes procesos, como se muestra en la Figura 16. Estos otros procesos se centran en obtener gasolina (MTG) y para-xileno(Alquilación de tolueno). El proceso MTA ejecuta mejores rendimientos a la hora de obtener productos.

	MTA	MTG	Alkylation of T
Feedstock	Methanol	Methanol	Methanol and T
Main product	Mixed aromatics	Gasoline	PX
Temperature (°C)	450–500	350	430
Pressure (MPa)	0.1–0.3	1	1–2
Conversion (%)	>99	>97	~30
Weight ratio of aromatics in liquid product (%)	>90	35–40	>95

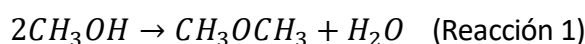
Figura 16. Comparación con otros procesos con alimentación de metanol [2]

Este trabajo se centra en la obtención de benceno, tolueno y xileno en conjunto mediante una nueva fuente independiente del petróleo, que es el metanol, llamándose así el proceso **MTA** (Methanol to Aromatics). En este método en comparación con el tradicional, la materia prima es el metanol. En el caso anterior la materia prima son las naftas provenientes de la destilación del petróleo.

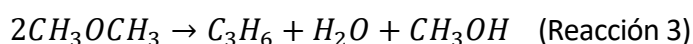
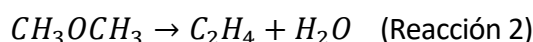
Este proceso tiene ya una historia recorrida, ya que las primeras investigaciones comienzan en el año 1977 donde se descubrió por primera vez que, a partir de metanol junto con catalizadores de zeolita, se podía obtener dichos compuestos. Conforme ha ido transcurriendo del paso del tiempo se han ido consiguiendo mejores avances del proceso, así aumentando la cantidad y calidad de productos y mejorando de manera eficiente. En los últimos 10 años, el enfoque ha sido en las modificaciones aplicadas al catalizador **ZSM-5**, donde se han ido probando distintos tipos de aleaciones de metales con él para mejorar la dinámica del proceso.[2]

Desde una perspectiva molecular del proceso, la generación de compuestos aromáticos implica un proceso de alargamiento de las cadenas de carbono-carbono. El proceso MTA necesita regulación de la temperatura debido a que la gran mayoría de sus reacciones son exotérmicas, por lo que las reacciones ocurren en fase gaseosa. Se realiza en un reactor de lecho fluidizado. Este proceso se define por una serie de etapas: [1]

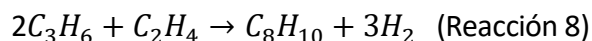
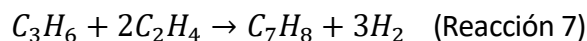
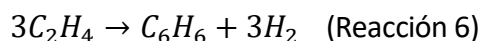
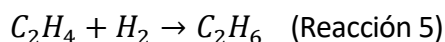
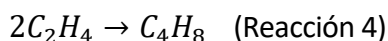
1. **Deshidratación de Metanol a Dimetil Éter:** En esta etapa inicial, el metanol (CH_3OH) se deshidrata para formar dimetil éter (DME) y agua. Esta reacción se produce sobre un catalizador ácido.



2. **Conversión de DME a Olefinas:** El dimetil éter producido en la anterior reacción se convierte en una mezcla de hidrocarburos ligeros, entre ellos se encuentra agua y principalmente etileno (C_2H_4), la cual es clave para la producción de olefinas. Por otra parte, se forma propileno (C_3H_6), donde aquí se genera agua y metanol como subproducto.

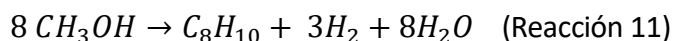
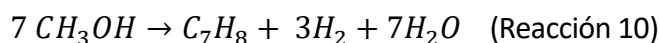
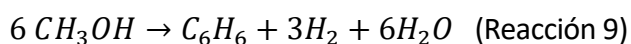


3. **Reacciones secundarias y formación de otros productos:** A parte de los hidrocarburos mencionados antes, se generan butenos (C_4H_8). Los otros productos son pequeñas cantidades de parafinas (etano entre otros) e hidrocarburos aromáticos respecto a los anteriores compuestos.



Además de los aromáticos, que son el producto principal, también pueden producirse simultáneamente parafinas, ciclo-parafinas y olefinas con mayor número de átomos de carbono. Es importante mencionar que estas moléculas más largas están involucradas en reacciones complejas entre sí. Por ejemplo, la deshidrogenación directa del ciclohexano da lugar rápidamente a benceno, aunque el ciclohexano también puede hidrogenarse para formar hexano, lo que ralentiza el proceso de formación de compuestos aromáticos al considerar tanto la deshidrogenación como la pirólisis. Sin embargo, los heptanos deben seguir el proceso de pirólisis y luego aromatización para producir BTX. [2]

A continuación, se muestran las reacciones a tener en cuenta en este trabajo. Se ha simplificado las reacciones debido al alcance del trabajo. Estas reacciones como se comentó anteriormente son exotérmicas. [2]



Es relevante señalar que las reacciones descritas dependen de la presencia de catalizadores de zeolita y de un mecanismo conocido como acumulación de carbono o acumulación de hidrocarburos. Las zeolitas funcionan al proporcionar ácidos de Brønsted y de Lewis, que actúan como sitios activos en estas reacciones. Además, las zeolitas del tipo MFI (como la Zeolite Socony Mobil (ZSM-5)), cuentan con poros característicos de entre 0,5 y 0,6 nm de diámetro, un tamaño similar al de las moléculas

aromáticas como B, T y PX. Esto produce un efecto de selectividad de forma, que permite optimizar la producción de aromáticos en comparación con otras zeolitas.

Los estudios más recientes más relevantes destacan el que se hizo en el 2019 donde este tipo de zeolitas pasaron por diferentes tipos de tratamientos, tales como una desaluminación (se remueven átomos de aluminio sobre la estructura del catalizador), desilicación y pasivación superficial (prevención de producir reacciones no deseadas), con el fin de incrementar la selectividad hacia los compuestos aromáticos, consiguiendo una selectividad de metanol a aromáticos de un 48%. Mediante los datos obtenidos en este estudio, se va a realizar este trabajo, ya que, con él, se consigue un alto rendimiento del proceso como también una alta conversión del metanol, siendo esta de un 97%. [2]

Se ha decidido centrar el trabajo en el catalizador **Zn-ZSM-5**, dado que al utilizar la zeolita Ag-ZSM-5, se obtiene un mejor rendimiento de aromáticos, pero también se reduce la selectividad de los BTX. En la Tabla 1 se puede observar los diferentes resultados de las selectividades obtenidas para cada catalizador.[2]

Tabla 1. Selectividades para diferentes catalizadores [2]

Compuestos	H-ZSM-5	Zn-ZSM-5	Ag-ZSM-5
Aromáticos	40,3	48,2	72,5
Benceno	-	5,8	2,3
Tolueno	-	28	10,5
Xileno	-	45,6	43,2
Subproductos	-	20,3	35,8

El proceso no requiere más cambios, lo que sí va variando es el descubrimiento de nuevos metales como catalizadores, en los que hacen que se produzca las reacciones con mejor rendimiento, como también las condiciones de operación del proceso.

2.4 Condiciones de trabajo

El efecto de la **temperatura**, según los experimentos realizados en la Universidad de Tsinghua en China, se llegó a la conclusión de que el rango óptimo de temperatura de operación se encuentra entre los 450°C y 500°C, determinado a través de una serie de pruebas de laboratorio. Estas temperaturas ofrecen el mayor rendimiento en la obtención de los productos deseados. Por ejemplo, a una temperatura de 300°C, se logra un rendimiento del 30%, mientras que, a las temperaturas objetivo del proyecto, el rendimiento aumenta significativamente hasta un 48,2%. Esto confirma que el valor óptimo de la temperatura se encuentra dentro de este rango para maximizar el rendimiento.[4]

El efecto que produce **la presión** no es relevante. Esto se debe a que se ha investigado con este aspecto, dado que para los compuestos aromáticos como se muestra en la Figura 17. no tiene gran utilidad variar la presión en el reactor. En compuestos como propano y butano se reduce su rendimiento, pero en cambio para hidrocarburos de C5 aumenta notablemente, comentado solo por curiosidad ya que no es clave del proyecto. Por ello, se utiliza la presión de 1 bar como presión de trabajo.

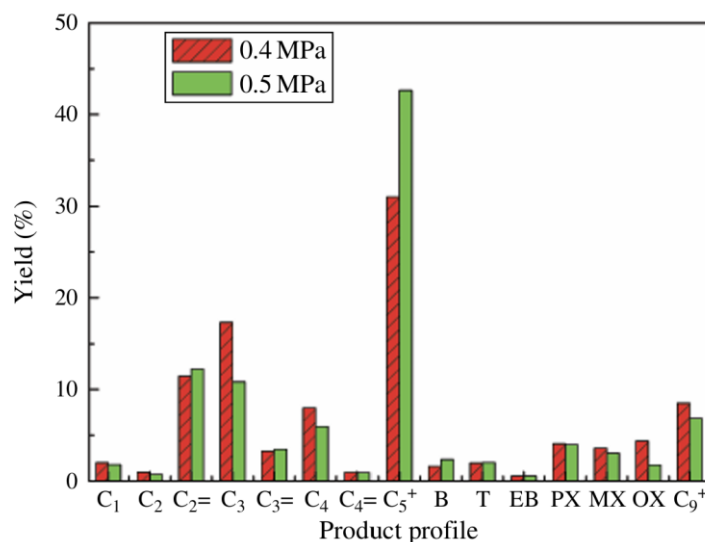


Figura 17. Comparación de rendimientos con el aumento de la presión [2]

El efecto que produce la variación de la **velocidad espacial** en el reactor, conforme se aumenta esa velocidad se consiguen peores resultados en el rendimiento de aromáticos. Como se muestra a continuación, el rendimiento de aromáticos a $0,25\text{ h}^{-1}$ es mayor que a $0,4\text{ h}^{-1}$, también se aprecia en otros compuestos como en el propano y butano su disminución. A simple vista, el contacto del metanol con el catalizador se acorta a alta velocidad espacial, lo que suprime la reacción de transferencia de hidrógeno sobre la superficie externa y la desalquilación de xilenos a bencenos y toluenos.

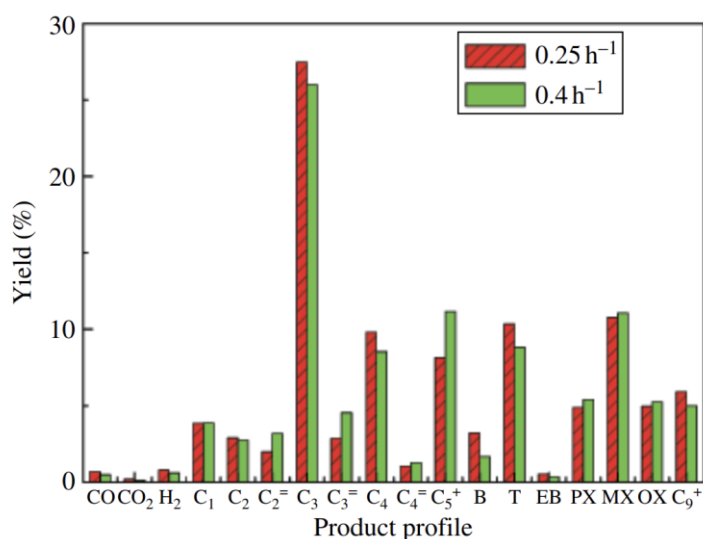


Figura 18. Rendimiento para cada producto en función de la velocidad espacial

Por último, la **desactivación del catalizador** es otro dato para tener en cuenta. En los experimentos documentados destaca una deposición de coque sobre el catalizador, bloqueando los poros de las zeolitas. Un catalizador Zn-ZSM-5, su conversión de metanol a aromáticos disminuyó drásticamente del 97% al 78% en cuestión de 32 horas de operación debido al coque comentado, tal como se muestra en la Figura 19. Una solución que se obtuvo fue quemar el coque introduciendo aire caliente. Gracias a esto, la actividad inicial del catalizador alrededor de una hora se puede recuperar su valor prístino (valor inicial).

A continuación, se muestra diferentes catalizadores y como varía con el tiempo la conversión del metanol.

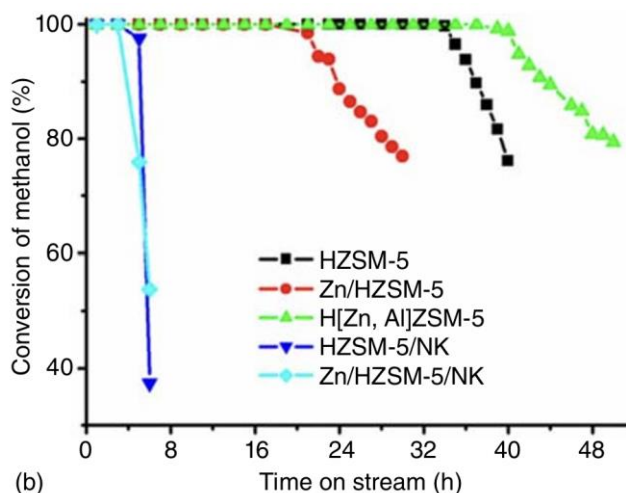


Figura 19. Efecto de la conversión por tiempo[2]

2.5 Procesos de separación

Una vez obtenidos los distintos productos del proceso, son llevados a unas operaciones de separación de compuestos o a refinería. Es un gran reto debido a que es complejo separar dichos compuestos debido a la proximidad de los puntos de ebullición y la formación de azeótropos. En los compuestos aromáticos destacan dos operaciones: la extracción líquido-líquido y la destilación extractiva .

Extracción líquido-líquido

Este método se basa en la solubilidad diferencial de los aromáticos y los alifáticos en solventes inmiscibles. Los solventes utilizados han evolucionado desde los orgánicos tradicionales hasta los modernos como líquidos iónicos y disolventes eutécticos profundos (DES). Aquí destacan dos:[2]

- Proceso Sulfolano: El método más extendido, utiliza sulfolano como solvente. Es eficaz para extraer mezclas con concentraciones de aromáticos de hasta 70%. El agua juega un papel clave en el proceso, mejorando la separación y evitando la degradación del sulfolano .
- Udex: Este proceso, utiliza glicoles como solventes (DEG y TEG). Se trata de un proceso más antiguo, pero sigue siendo importante para la extracción de aromáticos .

Destilación extractiva

Este método utiliza un solvente que modifica la volatilidad relativa de los componentes de la mezcla, permitiendo la separación de los aromáticos a través de la destilación. Se usa ampliamente en la industria para obtener productos BTX puros. En este proceso destacan[2]:

- **Proceso Morphylex:** Utiliza N-formilmorfolina (NFM) como solvente y es conocido por ser más eficiente en la separación de benceno, tolueno y xileno de mezclas de hidrocarburos. Comparado con otros métodos, la destilación extractiva tiene un menor consumo de energía.
- **Líquidos Iónicos (ILS):** Son una alternativa moderna que muestra una estabilidad térmica y química superior, y se consideran una opción ecológica debido a su baja presión de vapor. Estos se utilizan para mejorar la eficiencia en la destilación extractiva, ofreciendo mejores propiedades de solubilidad que los solventes tradicionales.

2.6 Descripciones de la planta

Diagrama productos a refinería

En la Figura 20. se muestra la obtención de BTX acoplada a una refinería. Esto se debe a que la separación de compuestos aromáticos se realizara en otra parte de la planta.

Primero se introduce la alimentación de metanol en condición ambiente, siendo una temperatura de 25°C y a 1 bar. Este metanol es impulsado por una bomba hasta 2 bar. El metanol impulsado llega a un tren de intercambiadores el cual llega al reactor a una temperatura de 450°C pasando a estado gaseoso. Aparecen los BTX y se genera agua e hidrogeno como subproductos. A continuación, pasa por otro tren de intercambiadores para poner todas las sustancias en estado líquido menos el hidrógeno. La línea pasa por un flash el cual por cabeza se va el hidrógeno y por fondo el resto. Finalmente, la línea llega a un decantador que, debido a la inmiscibilidad de los hidrocarburos con el agua y el metanol, se separan. El decantador tiene un rendimiento del 95%, por lo que parte de los hidrocarburos tendrán pequeñas fracciones de agua y metanol, que deben estar conforme a las exigencias de la línea de refinería. El agua y metanol decantada, es llevada a tratamiento, debido a que el metanol de esta corriente aproximadamente es un 4%.

A continuación, se adjunta el diagrama PFD del proceso explicado.

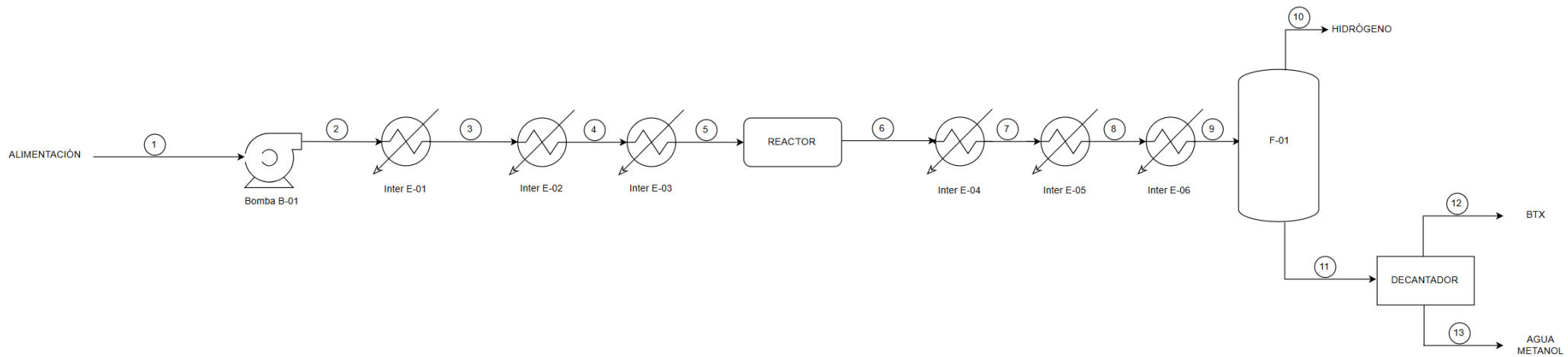


Figura 20. Diagrama asociado a refinería

Diagrama separación de productos

La alimentación de la planta parte de metanol en condiciones ambiente, siendo una temperatura de 25°C y a 1 bar. La corriente del proceso es impulsada por una bomba, la cual pasa a 2 bar la presión de la línea. Acto seguido es calentada previamente a la entrada del reactor por un tren de intercambiadores, que consta de tres equipos, con los que se calienta la corriente de 25°C hasta alcanzar una temperatura de 450°C. Aquí se produce las reacciones catalíticas en fase gaseosa con las que se obtiene los productos. El reactor tiene una pérdida de carga de 0,2 bar. A la salida del reactor, la corriente pasando por un tren de intercambiadores con los que se consigue pasar de 450°C a 25°C. La línea de proceso se introduce a un flash donde se separa los incondensables del resto de compuestos. Por cabeza se van el hidrógeno y por fondo el resto de los compuestos en estado líquido. La línea de proceso se introduce al intercambiador E-08 para poner en fase gaseosa todos los compuestos. A continuación, pasa por una válvula que despresuriza para dejar la línea a 1 bar y así mantenerla constante hasta los llenados de depósitos para cada compuesto. La línea llega a la torre de destilación T-01. Aquí, como simplificación debido al alcance del trabajo, se ha asumido separación perfecta, con lo que se han forzado las salidas sin usar ningún disolvente. El tolueno y xileno se van por fondo y el resto de compuesto por cabeza. El tolueno y xileno llegan a la torre T-02 consiguiendo la separación de ambos. Volviendo a la salida de cabeza de la torre T-01, esos compuestos llegan a la torre T-03. Por fondo se va benceno y agua, llegando ambos a un separador de hidrocarburos. Este decantador tiene un rendimiento del 99%, siendo así el 1% de impurezas en cada corriente. Una explicación breve de este equipo es que ambos líquidos dentro del separador pasan a través de un medio coalescente, que generalmente consiste en una serie de placas o mallas diseñadas para promover la coalescencia. Estos medios coalescentes están estructurados para maximizar el área de contacto entre las pequeñas gotas de hidrocarburos y fomentar su agrupamiento en gotas más grandes. Las pequeñas gotas de hidrocarburos se agrupan (coalescen) en gotas más grandes al chocar con las superficies del medio coalescente. Estas gotas más grandes son más fáciles de separar de la fase acuosa. [9]

Finalmente, la corriente de cabeza de la torre T-03, donde se encuentra metanol es llevada a residuo. Esto se debe a que el proceso tiene un 97% de conversión, con lo que no conviene recircular.

A continuación, se adjunta el diagrama PFD del proceso explicado.

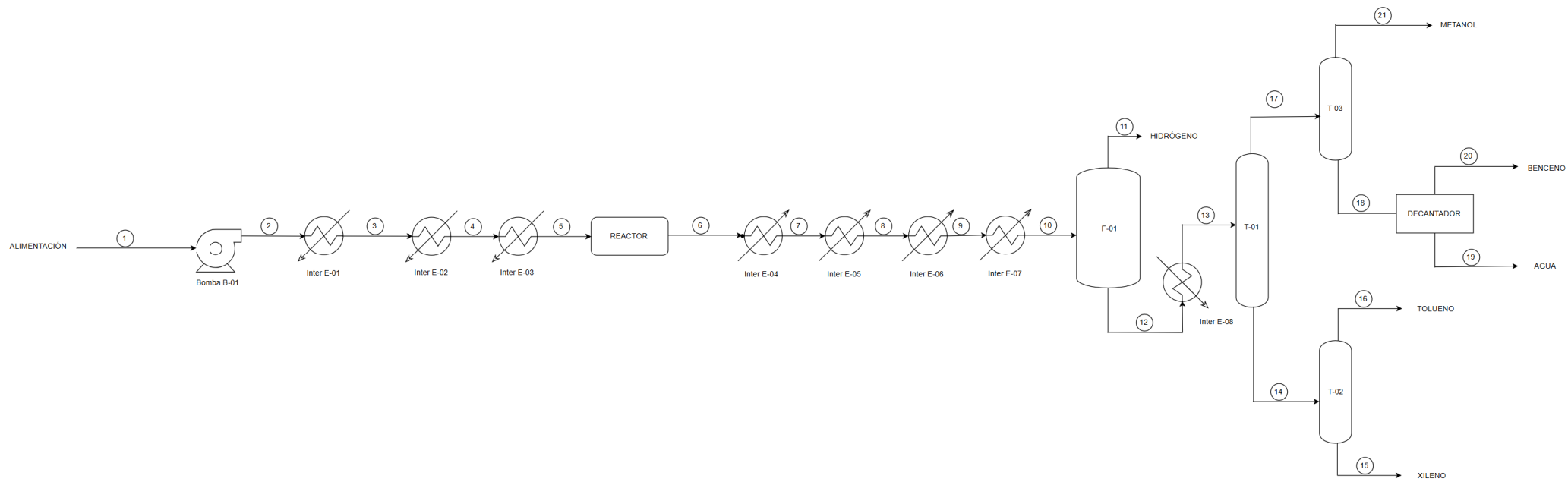


Figura 21. Diagrama PDF del proceso MTA

3 BALANCE DE MATERIA

En este apartado, se va a calcular la cantidad de BTX generado en el proceso, viendo los compuestos que hay en cada corriente del siguiente diagrama.

Para este balance de materia, se ha trabajado con los datos obtenidos en las experiencias relatadas. La alimentación consta de 500.000 toneladas al año en condiciones ambiente, dado que se ha seleccionado una planta mediana. La conversión del metanol en este proceso es casi perfecta, llegando a obtener un valor del 97%. El rendimiento obtenido para convertir metanol a compuestos aromáticos es el que tiene lugar con las zeolitas Zn-ZSM-5, produciendo una cantidad máxima de BTX.

Esa misma cantidad de BTX, mediante la selectividad, se obtiene las cantidades de cada compuesto. Para el caso del benceno tiene una selectividad relativamente baja, siendo un 5,8%. Para el tolueno es un 28%. En el caso de los subproductos es del 20,6%. Concluyendo, el xileno se tiene la mayor selectividad, 45,6% obteniendo más cantidad del producto. Finalmente, para la separación del agua y benceno, el decantador tiene un rendimiento del 95%, con lo que hay mezcla de compuesto. Todos estos datos son obtenidos por bibliografía, con ellos se ha llevado a cabo los cálculos pertinentes para el balance de materia.[2]

Se ha establecido que las horas de operación de la planta son 8.000 h/año.

La forma de resolver este apartado ha sido de la siguiente forma:

Primero se parte de una base de cálculo, en este caso 500.000 toneladas al año. Se aplica el rendimiento de BTX obteniendo así la cantidad total de BTX. Con el rendimiento previo y junto con las selectividades de cada compuesto, se obtienen las diferentes cantidades de BTX y luego el metanol sobrante se obtiene con la conversión. A continuación, se muestra las ecuaciones utilizadas.

$$\eta_{\text{Metanol}}^{\text{BTX}} = \frac{\text{cantidad de BTX}}{\text{cantidad de metanol alimentado}} * 100 \quad [\text{Ecuación 1}]$$

$$\text{Selectividad}_i = \frac{\text{cantidad de } i}{\text{cantidad de BTX}} * 100 \quad [\text{Ecuación 2}]$$

$$Conversion_{metanol} = \frac{cantidad\ metanol\ sobrante}{cantidad\ de\ metanol\ alimentado} \text{ [Ecuación 3]}$$

Los resultados del balance de materia a la salida quedan recogidos en la Tabla 2.

Tabla 2. Productos del proceso

Compuestos	Cantidad (t/a)
Metanol	15.000
Benceno	13.558,66
Tolueno	65.455,60
Xileno	106.599,12
Agua	253.233,14
Hidrógeno	11.345,73

Comparando los BTX obtenidos, destaca la gran cantidad de xileno, en este caso por bibliografía, se sabe que el que mayormente se produce es el para-xileno, pero en este trabajo se tiene como uno solo. En comparación con el benceno, claramente por la selectividad del xileno la cual es mayor, se obtiene meno benceno.

Por otra parte, también en este proceso se genera una gran cantidad de agua, claramente demostrado en la reacción donde por cada mol, por ejemplo, de tolueno, se generan 7 moles de agua. En este proceso el agua va a tratamiento y a continuación a vertido.

Para separar las aproximadamente 253.233,14 toneladas al año de agua y las 15.000 toneladas al año de benceno, se ha realizado una búsqueda exhaustiva donde cumpla el objetivo de la separación con un alto rendimiento. Para este caso se ha elegido un separador de hidrocarburos, donde según catálogo, tiene un rendimiento del 99%, con lo que en cada línea hay un 1% de impurezas.

Viendo los resultados, el balance global del proceso se cumple con un error del del 2,67%, lo que es asumible, siendo los datos de partida 500.000. toneladas al año y la salida es 513.348,87 toneladas

al año. Este error debe de ser cometido debido a que se ha realizado con los datos bibliográficos los cálculos para obtener tan solo los compuestos con carbono (benceno, tolueno, xileno y metanol) para el resto de los compuestos como son el agua e hidrógeno, se ha realizado por estequiometría los cálculos. Debido a los diferentes métodos de cálculo usados, mezclando bibliografía con estequiometría, se debe a ese error.

4 BALANCE DE ENERGÍA

En primer lugar, cabe destacar que la presión del proceso se encuentra entre 1-2 bar.

El proceso se alimenta con una bomba, donde la presión pasa de 1 a 2 bar. A continuación, la corriente de proceso pasa por un tren de intercambiadores. La temperatura del proceso pasa de 25°C a 450°C. En el reactor aparece una pérdida de carga con un valor de 0,2 bar. A la salida del reactor, la línea de proceso se enfría de 450°C hasta llegar a los 25°C. Esto es así para separar los incondensables en el flash. Por fondo se va el resto de los compuestos. La línea pasa por un intercambiador para pasar la temperatura de la corriente de 25 a 150°C, con vapor. A continuación, la línea de proceso llega a la primera torre de destilación. Por bibliografía, se han tomado las temperaturas de separación.

El resto de los equipos no mencionados se establece que la pérdida de carga es despreciable

4.1 Flash y torres de destilación

Para realizar el balance de energía en la torre se han establecido las temperaturas de la siguiente forma:

- Para las temperaturas de ebullición, al ser mezclas, se ha buscado por bibliografía.[9]
- Para las torres a separar compuestos puros (T-02, T-03), se han obtenido los datos de las temperaturas de cabeza y de fondo en bibliografía.[9]

Tras esto, se ha realizado el balance de entalpías para así calcular el calor que se necesita aportar o retirar de cada equipo de separación. El valor de las entalpías de cada corriente también se puede visualizar en la tabla global del balance de energía, y ha sido calculado siguiendo las ecuaciones 4, 5 y 6, usando la base de datos de EES.

$$H_j^{\text{entrada}} = \sum F_{ij} \cdot h_{ij} \quad [\text{Ecuación 4}]$$

$$H_j^{\text{salida}} = \sum F_{ij} \cdot h_{ij} \quad [\text{Ecuación 5}]$$

$$Q = H_j^{\text{entrada}} - H_j^{\text{salida}} \quad [\text{Ecuación 6}]$$

Donde:

- H_j : entalpía de la corriente j (kW)

- F_{ij} : caudal del compuesto i en la corriente j (kg/s)
- h_{ij} : entalpía del compuesto i a las condiciones de T y P de la corriente j (kJ/kg)
- Q : calor disipado por un equipo (kW)

En la Tabla 3 se tabulan los valores calculados de los calores.

Tabla 3. Cálculo del calor en las torres y el flash [13]

Equipo	H_i entrada (kW)	H_i salida (kW)	Q (kW)
T-01	27.116	26.076	1.040,00
T-02	2.084,00	2.046,80	37,20
T-03	23.992,00	23.536,34	455,66
F-01	26.138	26.139,00	-1

El calor Q se define como calor disipado, es decir, los valores positivos son calor disipado y los valores negativos son calor aportado.

Tal y como se puede apreciar en la Tabla 3. el flash no necesita prácticamente aporte ni retirada de calor, ya que el calor resultante del balance de entalpías es próximo a 0.

4.2 Intercambiadores

Para realizar el balance en los 8 intercambiadores que requiere el proceso, se han usado las siguientes ecuaciones.

$$Q_{inter} = m_{pro} \cdot (\Delta h_{pro} + \Delta H_{VAP}) = m_{aux} \cdot \Delta h_{aux} \quad [\text{Ecuación 7}]$$

$$\Delta h_{aux} = c_{p,aux} \cdot \Delta T_{aux} \quad [\text{Ecuación 8}]$$

Siendo:

- Q_{inter} : el calor intercambiado (kW)
- m_{pro} : caudal da la línea de procesos (kg/s)

- Δh_{pro} : diferencia de entalpía entre la entrada y salida de la línea de proceso (kJ/kg)
- m_{aux} : caudal de auxiliar requerido (kg/s)
- Δh_{aux} : diferencia de entalpía entre la entrada y salida del servicio auxiliar (kJ/kg)
- $c_{p \text{ aux}}$: poder calorífico del auxiliar (kJ/kg ·K)
- ΔT_{aux} : salto térmico de temperatura del servicio auxiliar
- ΔH_{VAP} : entalpía de vaporización (será distinta de cero cuándo se dé un cambio de fase en la línea de proceso) (kJ/kg)

El primer paso ha sido calcular el calor intercambiado, de cada uno de los intercambiadores de carcasa y tubo, tal y como se puede apreciar en la Tabla 4:

Tabla 4. Cálculo del calor intercambiado

Equipo	Q_{inter} (kW)
E-01	21.773,92
E-02	4.835
E-03	5.724
E-04	-4.012
E-05	-3.784
E-06	-3.528
E-07	-25.419,69
E-08	24.895,73

Los valores de Q_{inter} , los positivos son porque hay que aportar calor. Mientras que los intercambiadores con valor negativo, hay que retirar calor.

En el intercambiador E-01 el calor intercambiado es mucho mayor que en el resto de los casos debido a que se da un cambio de estado del metanol (el metanol pasa de líquido a gas), es decir, se ha tenido en cuenta la entalpía de vaporización de éste. Ocurre lo mismo en el intercambiador E-07 y E-08, donde ocurre cambios de fase de gas a líquido y de líquido a gas.

En segundo lugar, se ha establecido el auxiliar que se requiere en cada caso y definiendo su poder calorífico y un salto térmico aproximado, se ha determinado el caudal necesario de cada servicio. En el caso del vapor, se ha definido su entalpía de condensación.

Tabla 5. Definición de los servicios auxiliares

Compuesto	cp (kJ/kgK)	AH aux (kJ/kg)	ΔT
Vapor	-	2260	-
Aceite térmico	2,5	-	120
Agua de proceso	4,18	-	65
Aire	1	-	150
Agua de proceso	4,18	-	125

Tabla 6. Cálculo del caudal de servicios auxiliares

Equipo	Servicio	m_{aux} (kg/s)
E-01	Vapor	9,63
E-02	Aceite térmico	16,12
E-03	Aceite térmico	19,08
E-04	Aire	26,77
E-05	Aire	25,23
E-06	Agua	12,98
E-07	Agua	48,65
E-08	Vapor	11,02

Para el E-01 se ha usado vapor y para el E-02 y E-03 se ha usado aceite térmico debido a los requerimientos de temperatura.

En el E-04 y E-05 se ha usado aire, ya que si se usase agua ésta se evaporaría y complicaría el funcionamiento del intercambiador.

Para el intercambiado E-06 y E-07 sí que se ha usado agua, ya que al trabajar a menores temperaturas no se evapora. En este último se ha decidido usar agua ya que de esta forma el tamaño del intercambiador es mucho más pequeño. Si se hubiese establecido aire como refrigerante, se requeriría un caudal muy grande y por tanto un equipo con superficies de contacto más grande.

A continuación, con la ecuación 12. y ecuación 13. se muestra el cálculo del área de los intercambiadores. Se necesita el cálculo previo de la DTLM para después poder despejar el área (A).

$$DTLM = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad [\text{Ecuación 9}]$$

$$Q = U \cdot F \cdot A \cdot DTLM \quad [\text{Ecuación 10}]$$

Siendo:

DTLM: la diferencia de temperatura logarítmica media (K)

$\Delta T1$: diferencia de temperatura entre los dos fluidos en uno de los extremos del intercambiador (K)

$\Delta T2$: diferencia de temperatura entre los dos fluidos en el otro extremo del intercambiador (K)

Q: calor intercambiado

A: área de intercambio (m^2)

F=0,8: factor de corrección F para intercambiadores no ideales [17]

U: coeficiente de transferencia de calor (W/m^2K) [23]

Para los valores de U se han obtenido por bibliografía. Estos se representan en la Tabla 9.

Tabla 7. Coeficientes de transferencia de calor

Intercambiadores	Coeficiente U [$W/m^2 K$]
E-01 , E-08	1500
E-02 , E-03	200
E-04 , E-05	300
E-06 , E-07	800

Tabla 8. Valores de las áreas de cada intercambiador

Intercambiador	DTLM (°C)	Área (m ²)
E-01	63	54
E-02	95	82,12
E-03	98	96,43
E-04	308	28,77
E-05	224	31,72
E-06	166	12,56
E-07	62	118,52
E-08	40	66,28

Para definir los saltos térmicos de los compuestos auxiliares se ha consultado en bibliografía.[15]

Para los intercambiadores E-01 y E-08, se utiliza vapor a una temperatura de 170°C. Para los intercambiadores E-02 y E-03, se utiliza aceite térmico, a una temperatura de 300 y 500 °C a la entrada de cada uno.

En el caso de los enfriadores, E-04 y E-05 se utiliza aire a 30°C. Para el caso de E-06 y E-07 se utiliza agua a 25°C.

4.3 Reactor

En el reactor, se ha establecido una temperatura de operación. Dentro de él debido a la existencia de reacciones exotérmicas, se precisa un intercambiador interno para mantener fija la temperatura de entrada y salida, siendo esta de 450 °C.

Para realizar el balance de energía en él, se han seguido las ecuaciones 11,12,13:

$$\sum_{\text{entrada}} F_{ij} \cdot h_{ij} = \sum_{\text{salida}} F_{ij} \cdot h_{ij} + Q \quad [\text{Ecuación 11}]$$

$$h_{ij} = h^{\circ}_f + \Delta H \quad [\text{Ecuación 12}]$$

$$\Delta H = h_i(T,P) - h_i(25^\circ\text{C}, 1 \text{ atm}) \quad [\text{Ecuación 13}]$$

Siendo:

- F_{ij} : caudal de i en la corriente j (kg/s)
- h_{ij} : entalpía de i en la corriente j (kJ/kg)
- Q : calor disipado (kW)
- h_f° : entalpía de formación en el estado de referencia (kJ/kg)
- ΔH : incremento de entalpía (kJ/kg)
- $h_i(T,P)$: entalpía del compuesto i en las condiciones T y P
- $h_i(25^\circ\text{C}, 1 \text{ atm})$: entalpía del compuesto i en las condiciones de 25°C y 1 atm

Tabla 9. Balance de energía en el reactor [11]

Compuestos	h_f° (kJ/kg)	$\Delta H = h_i(T,P) - h_i(25^\circ\text{C}, 1 \text{ atm})$ (kJ/kg)	$h_{ij} = h_f^\circ + \Delta H$ (kJ/kg)	F_i (kg/s)
Metanol entrada	-7.440,5	798	-6.642	17,36
Metanol salida	-7.440,5	798	-6.642	0,52
Hidrógeno	0	6167	6.167	0,39
Agua	-15.872,3	836,5	-15.036	8,79
Benceno	627,4	751	1.378	0,47
Tolueno	543,8	783,4	1.327	2,27
Xileno	78,4	810,6	889	3,70

Los datos no referenciados, se han obtenido del programa "EES".

Tras realizar el cálculo expuesto en las ecuaciones, resulta que:

Tabla 10. Resultados del balance de energía en el reactor

Unidad (KW)	$\Sigma_{\text{entrada}} F_{ij} \cdot h_{ij}$	$\Sigma_{\text{salida}} F_{ij} \cdot h_{ij}$	Q_{disipado}
Reactor	-115.313	-126.281	10.968

Por lo que, tras realizar el balance en el reactor, se obtiene que se disipa un calor de 10.968 kW en el intercambiador interno.

Finalmente, se adjunta la tabla del balance de energía completo, en el que se aprecia el cálculo de la entalpía de todas las corrientes y sus condiciones de presión y temperatura.

Tabla 11. Balance de materia y energía

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Metanol (t/a)	500.000,00	500.000,00	500.000,00	500.000,00	500.000,00	15.000,00	15.000,00	15.000,00	15.000,00	15.000,00
Hidrógeno (t/a)	-	-	-	-	-	11.345,73	11.345,73	11.345,73	11.345,73	11.345,73
Agua (t/a)	-	-	-	-	-	253.233,14	253.233,14	253.233,14	253.233,14	253.233,14
Benceno (t/a)	-	-	-	-	-	13.558,66	13.558,66	13.558,66	13.558,66	13.558,66
Tolueno (t/a)	-	-	-	-	-	65.455,60	65.455,60	65.455,60	65.455,60	65.455,60
Xileno (t/a)	-	-	-	-	-	106.599,12	106.599,12	106.599,12	106.599,12	106.599,12
Metanol (kg/s)	17,36	17,36	17,36	17,36	17,3611	0,52	0,52	0,52	0,52	0,52
Hidrógeno (kg/s)	-	-	-	-	-	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39
Agua (kg/s)	-	-	-	-	-	8,79	8,79	8,79	8,79	8,79
Benceno (kg/s)	-	-	-	-	-	0,47	0,47	0,47	0,47	0,47
Tolueno (kg/s)	-	-	-	-	-	2,27	2,27	2,27	2,27	2,27
Xileno (kg/s)	-	-	-	-	-	3,70	3,70	3,70	3,70	3,70
T _i (°C)	25	25	150	300	450	450,00	350	250	150	50
P _i (bar)	1	2	2	2	2	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8
H _i (kJ/s)	579,9	573,3	3875	8710	14434	40709	36697	32913	29385	26138

	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
Metanol (t/a)	-	15.000,00	15.000,00	-	-	-	15.000,00	-	-	-	15.000,00
Hidrógeno (t/a)	11.345,73	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Agua (t/a)	-	253.233,14	253.233,14	-	-	-	253.233,14	253.233,14	241.249,42	-	-
Benceno (t/a)	-	13.558,66	13.558,66	-	-	-	13.558,66	13.558,66	-	15.413,06	-
Tolueno (t/a)	-	65.455,60	65.455,60	65.455,60	-	65.455,60	-	-	-	-	-
Xileno (t/a)	-	106.599,12	106.599,12	106.599,12	106.599,12	-	-	-	-	-	-
Metanol (kg/s)	-	0,52	0,52	-	-	-	0,52	-	-	-	0,52
Hidrógeno (kg/s)	0,39	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Agua (kg/s)	-	8,79	8,79	-	-	-	8,79	8,79	8,79	-	-
Benceno (kg/s)	-	0,47	0,47	-	-	-	0,47	0,47	-	0,47	-
Tolueno (kg/s)	-	2,27	2,27	2,27	-	2,27	-	-	-	-	-
Xileno (kg/s)	-	3,70	3,70	3,70	3,70	-	-	-	-	-	-
T _i (°C)	50	50	150	126,9	130	110,5	105	79,7	-	-	79,70
P _i (bar)	1,7	1,7	1,7	1	1	1	1	1	1	1	1
H _i (kJ/s)	1690	24449	27116	2084	1217	829,8	23992	23478	-	-	58,34

5 ESTUDIO ECONÓMICO

Con el objetivo de conocer la viabilidad de este proyecto, se ha estimado la inversión necesaria inicial siendo este el coste de la planta, incluyendo los gastos de operación y los beneficios que se obtienen por la venta de los productos obtenidos en el proceso.

Primero, se ha calculado los costes de los equipos, seguido de unas correlaciones que aproximan el coste de capital. Por último, se calcula los costes de ingresos, junto con el flujo de caja para un año, suponiendo que se mantendrá y finalmente calculando el van para ver a rentabilidad del trabajo. [16]

5.1 Coste equipos

Para calcular el coste de intercambiadores y flash, se ha seguido la siguiente correlación:

$$\log_{10} C^{\circ}equipo_a = K_1 + K_2 * \log_{10}(A) + k_3 * (\log_{10}(A))^2 \text{ [Ecuación 14]}$$

Donde:

- $C^{\circ}equipo_a$ es el coste que tiene es el coste base de un equipo estándar (condiciones base: acero al carbono y para condiciones de 1 bar manométrico de presión)
- A es la capacidad medida a partir del parámetro que mejor defina la función del equipo, ya sea potencia, volumen, KW del equipo.
- K_i son parámetros que característicos del equipo.

Tabla 12. Valores correlaciones por equipo [15]

	K1	K2	K3
Flash/ tanques alm.	3,4974	0,4485	0,1074
Torres de destilación	2,9949	0,4465	0,3961
Reactor	2,4493	0,9744	0,0055
Intercambiadores	4,3247	-0,303	0,1634
Bomba	3,3892	0,0536	0,1538

Para el flash y tanques de almacenamiento, se selecciona de tipo vertical para utilizar la gravedad como ayuda en la separación, como también en el almacenaje. Se considera la temperatura y presión del almacenamiento a 25°C y 1 bar. En este trabajo no se ha realizado la estimación para tal propiedad, pero se deja para trabajo a futuro.

Para las torres de destilación, se ha seleccionado las torres con bandejas perforadas. Debido a que tienen menor coste y poseen alta capacidad de flujo. Para obtener el área, se utiliza una relación L/G con un valor de 1,5. Con ayuda del ábaco, se obtiene la Gs para cada torre. Con la ecuación 15, se obtiene el área necesaria para calcular el coste de cada torre. Se aplica un factor de seguridad del 50% al diámetro de la torre.

$$\text{Área} = \frac{\text{Caudal de gas}}{G_s} \quad [\text{Ecuación 15}]$$

En el caso del reactor, se ha establecido por bibliografía como una torre de relleno. Se elige de relleno de 304 SS, por su resistencia química. Como ya se tiene por bibliografías el valor de la velocidad espacial (SV), siendo este de 0,25 h⁻¹. Con un caudal volumétrico de 79 m³/h y el tiempo anterior se obtiene el volumen del equipo, teniendo un valor de 105 m³.

$$\text{Volumen} = \frac{Q_{\text{volum}}}{SV} \quad [\text{Ecuación 16}]$$

Para la impulsión de líquido, se ha seleccionado una bomba centrífuga. Este equipo seleccionado, trabaja con altos caudales, menor coste y mantenimiento. El cálculo de su coste se rige por su potencia requerida. Para el cálculo se siguen las siguientes ecuaciones:

$$P_{hidráulica} = Q_{vol} * \Delta P \text{ [Ecuación 17]}$$

$$P_{B-01} = \frac{P_{hidráulica}}{\eta} \text{ [Ecuación 18]}$$

Para el rendimiento se coge un valor aproximado del 70%.

Con respecto al decantador, se ha encontrado por bibliografía uno acorde a las características. Es capaz de trabajar con una cantidad de 300.000 toneladas al año. Tiene un coste de 800.000 euros.
[14]

A continuación, se muestra los costes de los equipos referenciados en la Tabla 13.

Tabla 13. Costes de los equipos

Equipo	Coste (€)
F-01	213.289,37
T-01	38.850,85
T-02	10.663,08
T-03	19.652,58
Reactor	404.668,10
E-01	37.280,55
E-02	42.149,53
E-03	44.473,45
E-04	32.489,46
E-05	33.067,92
E-06	29.535,80
E-07	47.908,92
E-08	39.463,20
B-01	10.013,06
Tanques de almacenamiento	1.726.774,79
Decantador	800.000

En el caso de que la presión no fuera diferente a la atmosférica, se debe aplicar un factor de corrección (F_p), aunque como en este caso se tiene el proceso a presión atmosférica no se aplica.

Si el material de construcción requerido fuese otro distinto al acero al carbono, también se debe realizar una corrección del precio del equipo (F_m), cuyos valores se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 14. Factores de corrección [15]

Material de construcción del equipo	Factor de corrección (Fm)
Acero al carbono	1
Aluminio	1,3
Acero inoxidable (aleación)	2,4
Acero inoxidable	3,4
Aleación Ni-Cu	4,1
Níquel	4,4
Titanio	5,8

En el caso de que la presión de operación del equipo sea distinta a la atmosférica, el valor del coste del equipo se debe corregir aplicando un factor de corrección por presión (F_p). En este caso no hay ningún equipo que opere a presión elevada, por lo que no será necesario aplicar dicho factor. Para obtener el precio del reactor, se ha buscado por bibliografía, el dato del coste de un reactor de una planta mediana de BTX. Siendo ese coste del año pasado, se actualiza el coste con el índice de CEPCI.

$$Coste_{2024} = Coste_{1998} * \frac{CEPCI_{2024}}{CEPCI_{1998}} \text{ [Ecuación 19]}$$

Tabla 15. Evolución del índice CEPCI [15]

Año	Índice de CEPCI
1998	390,6
2010	504,2
2020	596,2
2023	727,3
2024	746,5

El coste total de todos los equipos es de **3.530.280,67 €**. Para este cálculo se ha hecho la suma de todos los costes de los equipos.

5.2 Coste de capital

Una vez establecido los costes de todos los equipos, se procede a calcular el coste total de inversión de la planta. En este caso se va a realizar el método Chilton donde parte del valor de los equipos y se pondera con el resto de los costes por unos factores medios. Cada factor se ha realizado una media del rango.

A continuación, en la siguiente tabla se muestra los costes por concepto, donde este coste se consigue con la multiplicación de un factor el cual es la media del rango y el concepto referencia.

Tabla 16. Coste de capital [15]

Concepto	Factor	Concepto referencia	Coste (€)
1. Coste de equipos principales	1	1	3.530.280,67
2. Costes equipos instalados	1,40-2,2	2	6.354.505,20
3. Tuberías (Planta de fluidos)	0,3-0,6	2	2.859.527,34
4. Instrumentación (completa autom.)	0,10-0,15	2	794.313,15
5. Edificios y preparación del terreno (Planta externa)	0,60-1,00	2	5.083.604,16
6. Auxiliares (Nueva extensión)	0,25-1,00	2	3.971.565,75
7. Líneas exteriores (Unidad integrada)	0,00-0,05	2	158.862,63
8. Coste directo total	-	Suma 2-7	19.222.378,23
9. Ingeniería y construcción (complejidad complicada)	0,35-0,50	8	8.169.510,75
10. Contingencia y beneficio contratista (Proceso completado)	0,10-0,20	8	2.883.356,73
11. Factor del tamaño (Grande)	0,00-0,15	8	1.441.678,37
12. Coste indirecto total	-	Suma 9-11	12.494.545,85
13. Coste de capital	-	8+12	31.716.924,08

De esta manera se obtiene un **coste total de capital de 32M€** aproximadamente.

5.3 Viabilidad económica

Para verificar la rentabilidad del proyecto, se ha realizado el cálculo del VAN (Valor Presente Neto). En el caso de que dicho valor sea positivo el proyecto es rentable, y si por el contrario, el valor de dicho cálculo es negativo, el proyecto no es viable desde el punto de vista económico, debido a que los costes son superiores a los ingresos percibidos por la planta. Para el cálculo se rige la siguiente ecuación:

$$VAN = -I_0 + \sum_{i=1}^N \frac{CF_i}{(1+k)^i} \text{ [Ecuación 20]}$$

Siendo:

- I_0 es la inversión inicial, calculada anteriormente (32M€).
- N es la vida útil de la planta, para este proyecto se establece en 30 años.
- K es la tasa de descuento, en este caso se ha seleccionado un valor típico del 5%.
- CF_i son los flujos de caja de cada año, los cuales son el resultado de los ingresos menos los costes de operación, mostrados a continuación:

$$Costes_{operación} = Coste_{metanol} + Coste_{utilities} \text{ [Ecuación 21]}$$

$$Ingresos = I_{benceno} + I_{tolueno} + I_{xileno} + I_{H_2} \text{ [Ecuación 22]}$$

Para poder estimar los ingresos de los diferentes productos obtenidos, se tiene los precios por bibliografía, corrigiendo el precio con el factor CEPCI.

Tabla 17. Precios de los compuestos. [15]

Precio (€/t)	Benceno	Tolueno	Xileno	Hidrógeno	Metanol
Mercado 2024	630,68	898,24	821,79	3000	400

Por otro lado, en la siguiente tabla se muestra los precios de las utilities, donde se ha multiplicado por la cantidad ajustada en el balance de energía, en el caso del aceite térmico:

Tabla 18. Precio de las utilities [15]

Utility	Precio (€/Kg)	Coste anual (€/año)
Agua de refrigeración	0,0005	186.982,70
Vapor a baja presión(bar)	0,0075	1.999.886,62
Aceite térmico	10	3.000

El aceite térmico se usa en un sistema en circuito cerrado. Por ello, se purgará al año el 15% del depósito de 300 Kg. Suministrando cada año 45 KG, siendo un coste de 450€ cada año.

Los costes de operación tienen un valor de 206M€. En cambio, los ingresos producidos por los productos son 204M€. Estos cálculos son para un año.

En los flujos de caja calculados para los 30 años de vida útil de la planta, se ha considerado una subida de precios del 3%. Como suposición, con la agenda 2030, se incrementará el precio de los BTX, siendo un 2% mayor las ventas que los costes. Con lo que, a partir de 10 años de vida de la planta, se considera un flujo de caja para cada año positivo, consiguiendo así rentabilidad en la planta. Esto es así debido a que el VAN tiene un valor de **107M€**. Esto se representa en la Figura 22.

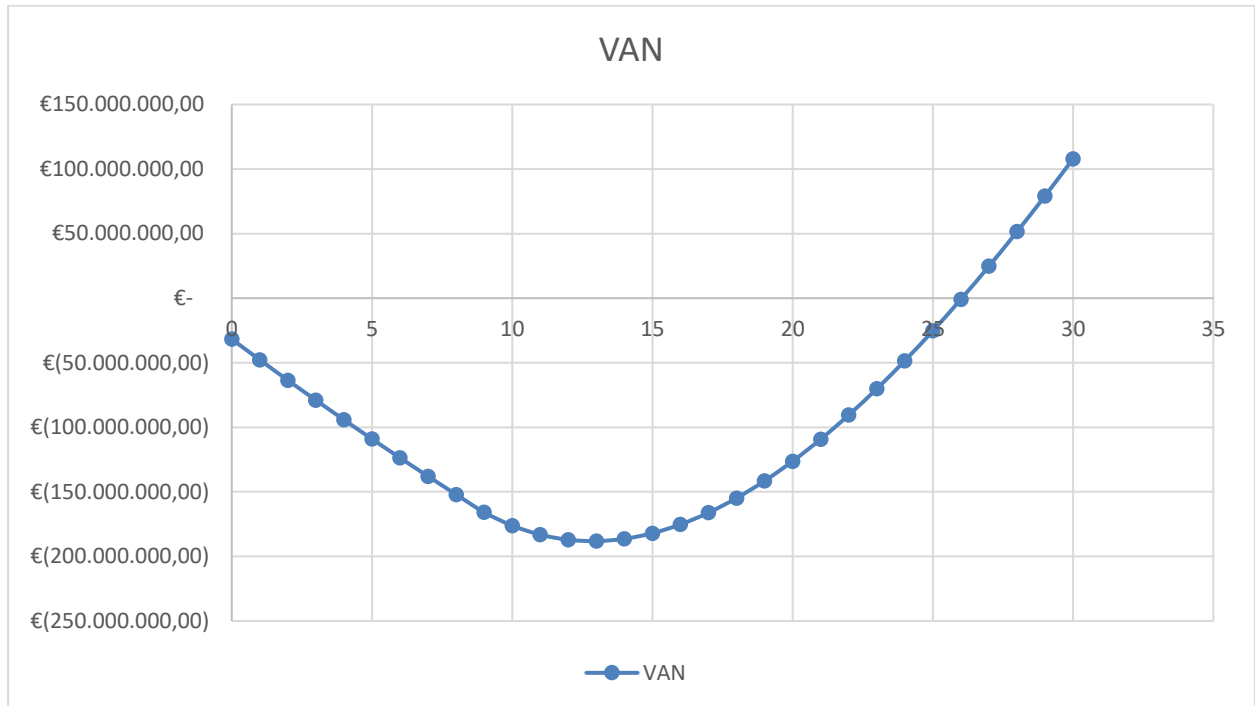


Figura 22. Comparación de VAN respecto años de amortización de la planta

A partir de los 10 años de la planta, se comienza a tener beneficios, recuperando la deuda de los años anteriores. En el año 26, la planta comienza a generar beneficios sin deuda de los años anteriores.

5.4 Cálculo del Payback

La planta comienza a tener un flujo acumulado neto positivo a partir del año 22. Esto conlleva que en ese año comienza a recuperar la inversión inicial. Como el flujo efectivo anual no es constante, se utiliza el sumatorio hasta que se recupere la inversión inicial.

$$Payback = Inversión \frac{Inversión\ inicial}{Sumatorio\ Flujo\ de\ efectivo\ anual} \quad [Ecuación\ 23]$$

Realizando el procedimiento anterior, sale como resultado 3 años. Sumando esos tres años a los 22 que empieza a ser el flujo acumulado positivo, coincide con la Figura 22. cuando se recupera la inversión inicial.

5.5 Cálculo de la TIR

En el caso de la Tasa Interna de Retorno, se obtiene un 7%. Es un valor levemente por encima de la tasa de descuento. Con ello implica una rentabilidad positiva porque está generando un retorno mayor al costo de capital. Se sigue la ecuación 24.

$$0 = -I_0 + \sum_{i=1}^N \frac{CF_i}{(1+TIR)^i} \text{ [Ecuación 24]}$$

5.6 Otras situaciones

- **Caso real**

En este apartado se ha querido mostrar cómo afecta la rentabilidad de la planta en base a la suposición en el caso anterior. Para ello, los flujos tanto de ingresos como de costes suben un 3%.

Como se muestra en la Figura 23 se obtiene un VAN negativo. Al ser así, el proyecto no sería nada rentable.

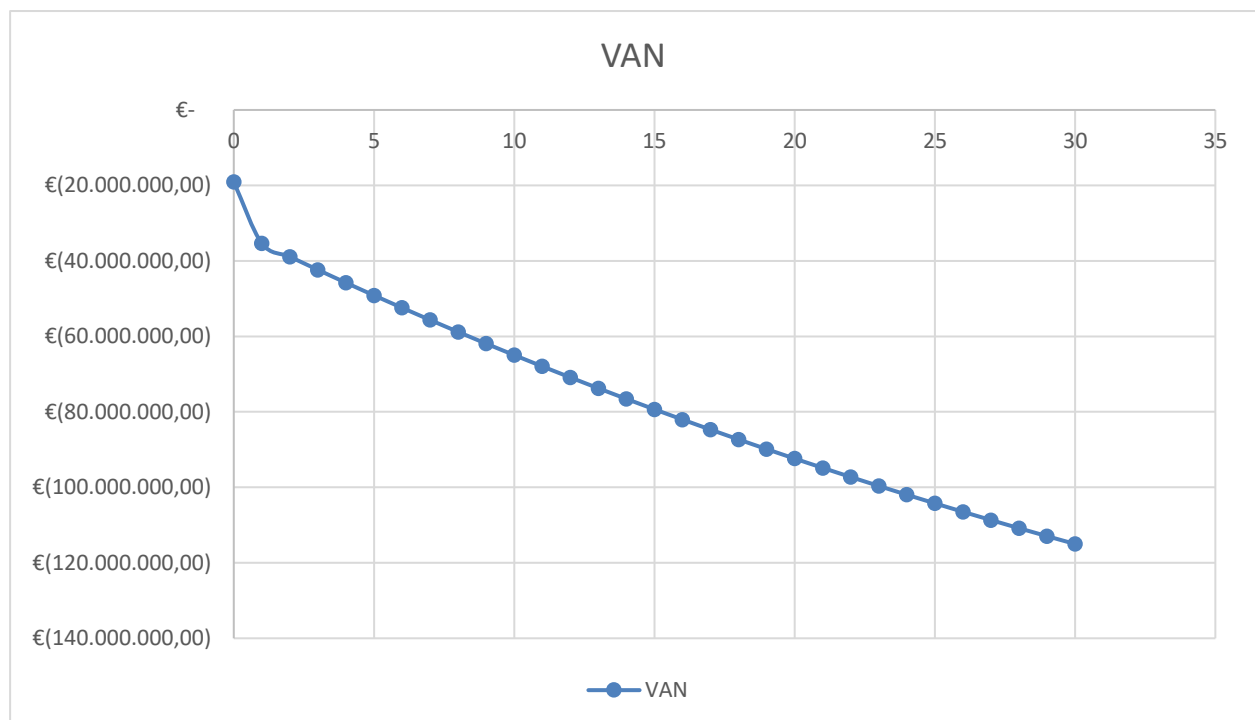


Figura 23. VAN frente a los años con igualdad de subida de precios

- **Comparación con una pequeña planta**

Para la realización de una pequeña planta, se ha cambiado la alimentación a 90.000 toneladas al año. A continuación, se han recalculado todos los cálculos previos (incluyendo balances de materia,

energía, coste). En este caso se mantiene que suba un 3% los costes de producción e ingresos. Los resultados son los siguientes:

Tabla 19. Balance de materia en pequeña escala

Compuesto	Flujo másico (t/año)
Benceno	2.440,56
Tolueno	11.782,01
Xileno	19.187,84
Agua	45.581,97
Hidrógeno	2.042,23
Metanol sobrante	2.700,00

A continuación, se muestra la rentabilidad de esta planta:

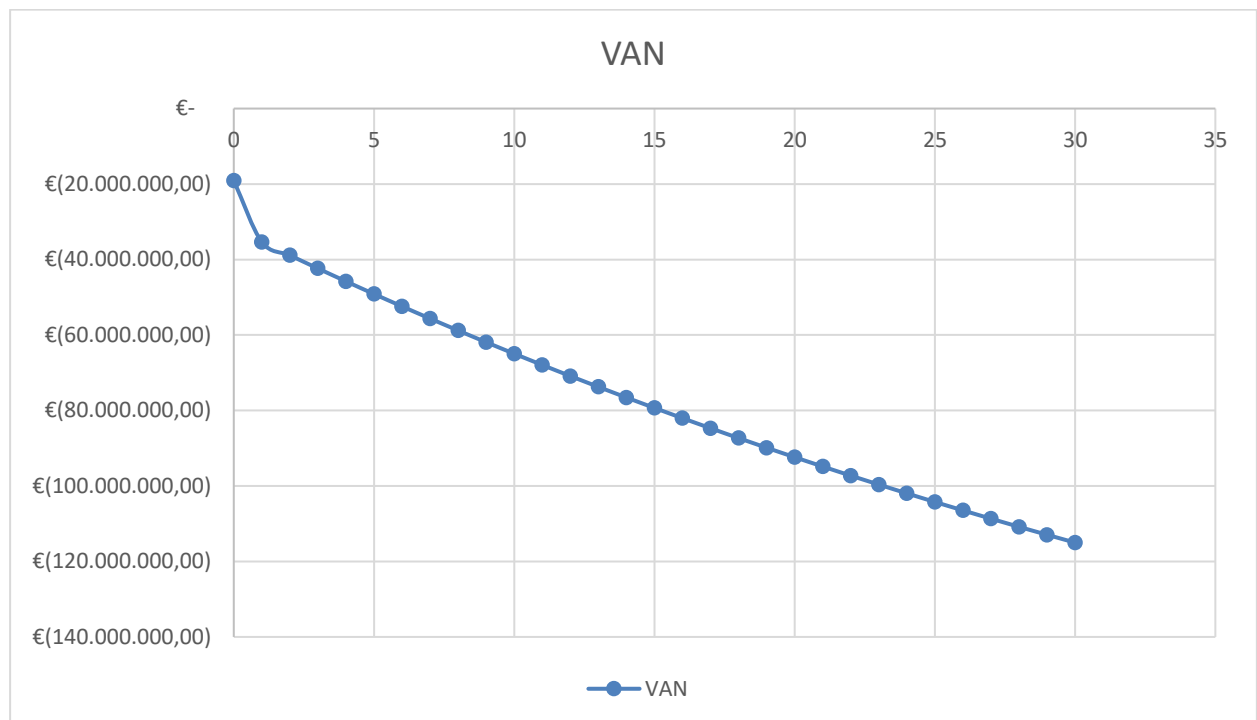


Figura 24. Comparación de VAN respecto años de una planta pequeña

Como se muestra en la Figura 24, la rentabilidad de la planta es negativa. Se obtiene para este caso un VAN de -85M€. Cabe destacar que, para estas prestaciones, siempre van implantadas junto con otros procesos químicos.

6 CONCLUSIONES

Finalmente, tras la resolución del proyecto, se llega a la conclusión de que es un proyecto interesante que estudiar debido a la alta rentabilidad (**107M€**), para una planta con una vida útil de 30 años. Cabe a destacar que es conveniente un estudio más riguroso y exhaustivo para poder determinar con más exactitud los cálculos realizados. Dado que no se ha tenido en cuenta el diseño de cada equipo. Esto provoca un aumento del coste de los equipos, lo que provocaría un nuevo análisis de rentabilidad.

La idea de este proyecto depende mucho del mercado de los BTX. Actualmente, estos compuestos en el mercado siguen relacionados con el petróleo. Esto se debe a que actualmente para la obtención de BTX se sigue rigiendo por el método tradicional.

En referente al proyecto para trabajo a futuro, sería conveniente revisar las siguientes objeciones. Primero, ver otros fluido caloportadores o más bien la utilización de las mismas líneas del proceso e implantar una integración energética. En el caso del reactor, sería de buen ver nuevas experiencias con los que obtener un mejor rendimiento de cara a obtener más cantidad de compuestos aromáticos, ya que, recordando el proyecto, el rendimiento tan solo es un 48%, lo cual es pobre aún. Habría que estar pendiente de los nuevos experimentos en cuanto a catalizadores en el caso de las zeolitas.

En conclusión, el proyecto busca una forma diferente de obtener compuestos aromáticos y esta podría ser a futuro una de las propuestas. Tanto a la hora de alejarse de los compuestos fósiles, como también a la rentabilidad económica.

7 REFERENCIAS

- [1]. Mónica Rodríguez Galán Tecnología Química (4º GIQ) AROMÁTICOS Dpto. Ingeniería Química y Ambiental
- [2]. Qian, W., & Wei, F. (2017). RECTOR TECHNOLOGY FOR METHANOL TO AROMATICS. In Multiphase Reactor Engineering for Clean and Low-Carbon Energy Applications Wiley. <https://doi.org/10.1002/9781119251101.ch9>
- [3]. Falcke, H., Holbrook, S., Clenahan, I., Lopez Carretero, A., Sanalan, T., Brinkmann, T., Roth, J., Zenger Serge Roudier, B., & Delgado Sancho, L. (n.d.). Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Production of Large Volume Organic Chemicals - Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (Integrated Pollution Prevention and Control). <https://doi.org/10.2760/77304>
- [4]. Wang T, Tang XP, Huang XF, Qian WZ, Cui Y, Hui XY, Yang W, Wei F. Conversion of methanol to aromatics in fluidized bed reactor.
- [5]. Mónica Rodríguez Galán Tecnología Química (4o GIQ) FENOL Y METANOL Dpto. Ingeniería Química y Ambiental. (n.d.).
- [6]. Alfredo Arias Aguilar, A., Tarazona Vásquez, F., & -Perú, L. (2020). UNIVERSIDAD DE INGENIERÍA Y TECNOLOGÍA CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA OBTENCIÓN DE BENCENO, TOLUENO Y XILENOS A PARTIR DE METANOL: TECNOLOGÍAS Y ANÁLISIS PRELIMINAR DE LA SITUACIÓN DEL MERCADO TRABAJO DE INVESTIGACIÓN. "ITC TRADE MAP" <https://www.trademap.org/>
- [7]. "The Brainy Insights." Accedido el [07/08/2024]. Disponible en: www.thebrainyinsights.com
- [8]. "Trade Statistics for International Business Development" Accedido el [07/08/2024]. Disponible en: <https://www.trademap.org/>
- [9]. "Quick converter" Accedido el [07/08/2024]. Disponible en: Dimensionamiento de un decantador vertical (quickconverter.net)
- [10]. Trade Statistics for International Business Development" Accedido el [3/09/2024].
- [11]. "NIST." Accedido el [03/09/2024]. Disponible en: <https://www.nist.gov>
- [12]. "Direct Industry" Accedido el [4/09/2024] <https://www.directindustry.com/industrial-manufacturer>
- [13]. "Linde Engineering" Accedido el [05/09/2024]. Disponible en: linde-engineering.com)
- [14]. "Heat Exchanger Design Handbook" por Kuppan Thulukkanam.
- [15]. Anexo de parámetros de cálculo de adquisición de equipos mediante correlaciones [Diquima_2006] ANEXO I
- [16]. "Linde Engineering" Accedido el [05/09/2024]. Disponible en: <https://www.chemengonline.com/>
- [17]. "Todeca" Accedido el [10/12/2024]. Disponible en: <https://www.todeca.com/marlothermsh/>