

UNIVERSIDAD DE SANTIAGO DE COMPOSTELA

ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXEÑARÍA



TRABAJO DE FIN DE GRADO
GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

Planta de producción de metilciclohexano

Andrea Rojas Nóvoa

Febrero 2024

INDICE GENERAL

DOCUMENTO I: MEMORIA

- Anexo I: Balances de materia y energía
- Anexo II: Cálculos justificativos
- Anexo III: Viabilidad económica
- Anexo IV: Fichas de seguridad

DOCUMENTO II: PLANOS

DOCUMENTO III: ESTUDIOS CON ENTIDAD PROPIA

DOCUMENTO IV: PLIEGO DE CONDICIONES

DOCUMENTO V: PRESUPUESTO

Documento I: Memoria

Índice

1.	Objeto	5
2.	Producto	5
2.1.	Metilciclohexano	5
2.2.	Propiedades físicas y termodinámicas	5
3.	Análisis de alternativas	6
3.1.	Introducción	6
3.2.	Alternativas para el transporte de hidrógeno	6
3.2.1.	Amoníaco.....	6
3.2.2.	Metanol	7
3.2.3.	Benceno/Ciclohexano.....	8
3.2.4.	Naftaleno/Decalina.....	9
3.2.5.	Dibenciltolueno/Perhidrodibenciltolueno.....	10
3.2.6.	Tolueno/metilciclohexano.....	11
3.2.7.	Justificación de la alternativa escogida	11
3.3.	Alternativas de proceso.....	13
3.3.1.	Hidrogenación directa	13
3.3.2.	Hidrogenación con reactor catalítico	14
3.4.	Alternativa operacional: catalizador	15
4.	Estudio de mercado	16
4.1.	Hidrógeno.....	16
4.1.1.	Contexto actual: importancia	16
4.1.2.	Producción de hidrógeno	16
4.1.2.1.	<i>A nivel global</i>	16
4.1.2.2.	<i>En Europa</i>	19
4.1.3.	Demanda de hidrógeno y aplicaciones.....	20
4.1.3.1.	<i>A nivel global</i>	20
4.1.3.2.	<i>En Europa</i>	21
4.1.4.	Comercio internacional: transporte y almacenamiento.....	22
4.1.5.	Costes de mercado	24
4.1.5.1.	<i>Costes de producción</i>	24
	25	
4.1.5.2.	<i>Costes por diferente tipo de transporte</i>	25
4.1.6.	Perspectiva de futuro y conclusiones	26
4.2.	Tolueno	27
4.2.1.	Mercado global del tolueno	27
4.2.1.1.	<i>Tipos de mercado</i>	28
4.2.1.2.	<i>Por región; importaciones y exportaciones</i>	29
4.2.2.	Coste.....	31
5.	Emplazamiento	33
5.1.	Justificación de la selección del emplazamiento.....	33
5.2.	Características del emplazamiento	34
5.2.1.	Localización	34

5.2.2.	Comunicación	35
5.2.2.1.	Red viaria.....	35
5.2.2.2.	Red marítima	35
5.2.2.3.	Red aérea.....	35
5.2.2.4.	Red ferroviaria	36
5.2.3.	Mano de obra	36
5.2.4.	Servicios.....	36
5.2.5.	Climatología.....	36
5.2.5.1.	Temperatura.....	36
5.2.5.2.	Nubosidad	37
5.2.5.3.	Precipitaciones.....	37
5.2.5.4.	Viento	38
5.2.5.5.	Sismicidad.....	38
6.	Estudio de viabilidad técnica.....	39
6.1.	Viabilidad tecnológica	39
6.2.	Disponibilidad de materias primas y venta de productos	40
6.3.	Disponibilidad de equipos	41
6.4.	Disponibilidad de catalizadores.....	41
6.5.	Disponibilidad de utilidades	41
6.6.	Seguridad en la planta.....	42
7.	Descripción del proceso	43
8.	Descripción de la instalación.....	44
8.1.	Zona de proceso	44
8.2.	Zona de tanques de almacenamiento	44
8.3.	Zona de carga y descarga	44
8.4.	Área de utilidades	45
8.5.	Otras instalaciones	45
9.	Descripción de los equipos	45
9.1.	Bomba P-101	45
9.2.	Intercambiador de calor E-101.....	45
9.3.	Válvula de expansión VLV-101	45
9.4.	Intercambiador de calor E-102.....	45
9.5.	Reactor R-101.....	45
9.6.	Intercambiador de calor E-103.....	46
10.	Control e instrumentación.....	46
10.1.	Introducción.....	46
10.2.	Tipos de controladores	46
10.3.	Tipos de control	46

10.4.	Nomenclatura de los sistemas de control.....	47
10.5.	Descripción de los lazos de control.....	48
10.5.1.	Lazo de control FIC-101	48
10.5.2.	Lazo de control TIC-102	49
10.5.3.	Lazo de control FIC-103	49
10.5.4.	Lazo de control TIC-104	50
10.5.5.	Lazo de control TIC-105	51
10.5.6.	Lazo de control PIC-101	51
10.5.7.	Lazo de control TIC-106	52
10.6.	Instrumentación adicional	52
10.6.1.	Alarmas.....	52
10.6.2.	Válvulas de alivio	52
10.7.	Instrumentación específica para hidrógeno	52
11.	Seguridad en la instalación.....	53
11.1.	Introducción.....	53
11.2.	Inventario de sustancias	54
11.3.	Clasificación de la instalación	54
11.4.	Estudio de reactividad	55
11.4.1.	Clasificación NFPA	55
11.4.2.	Matriz de compatibilidad química	57
11.5.	Distancias de seguridad	57
11.6.	Índice DOW	61
11.7.	Sistemas de alivio de presión.....	64
12.	Normas, legislación y códigos empleados	65
12.1.	Legislación relativa a seguridad industrial	65
12.2.	Legislación relativa a seguridad e higiene laboral.....	65
12.3.	Legislación relativa al medioambiente	66
12.4.	Legislación relativa a construcción	66
12.5.	Códigos de diseño	67
13.	Bibliografía.....	68

1. Objeto

El objeto de este proyecto es la producción de metilciclohexano como carrier de hidrógeno a partir de tolueno mediante una reacción de hidrogenación.

La capacidad de la planta se ha basado en la cantidad de hidrógeno que se procesa, siendo esta de 1485 t/año. La planta operará en continuo durante 330 días al año, 24 horas al día. El metilciclohexano producido tendrá una pureza del 99%.

En este proyecto se diseñará el reactor de hidrogenación, el cual es un reactor tubular de lecho fijo con catalizador.

Con este proyecto, la alumna Andrea Rojas Nóvoa opta al título de Graduado en Ingeniería Química por la Universidad de Santiago de Compostela

2. Producto

2.1. Metilciclohexano

El metilciclohexano es un cicloalcano. Es un compuesto orgánico compuesto por 7 átomos de carbono y 14 átomos de hidrógeno (C_7H_{14}). Su estructura se puede observar en la siguiente figura.

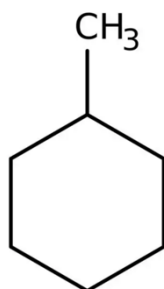


Figura 1. Estructura del metilciclohexano.

Actualmente se utiliza comercialmente como solvente de los éteres de celulosa, en síntesis orgánica, y es un componente presente en combustibles para aviación. Sin embargo, actualmente está surgiendo interés en su posible aplicación como carrier de hidrógeno, en comparación con otros LOHC.

2.2. Propiedades físicas y termodinámicas

A temperatura y presión ambiente es un líquido incoloro con un olor débil similar al benceno. Es un elemento insoluble en agua y menos denso que esta. El contacto con sus vapores puede irritar los ojos, las membranas mucosas y la piel. Puede causar somnolencia y mareos. También es muy inflamable y tóxico para el medio ambiente acuático.

Tabla 1. Propiedades físicas y termodinámicas del metilciclohexano. Elaboración propia a partir de [1] y [2]

Propiedad	Valor
Número CAS	108-87-2
Masa molar (g/mol)	98,186
Punto de fusión (°C)	-126,6
Punto de ebullición (°C)	101
Densidad (g/ml)	0,77
Presión de vapor a 25 °C (bar)	0,0613
Punto flash (°C)	-3
Temperatura de autoignición (°C)	285
Límites de inflamabilidad	
Superior (%vol)	6,7
Inferior (%vol)	1,2
Calor de evaporización a 101°C (kJ/mol)	31,27
Solubilidad	No soluble

3. Análisis de alternativas

3.1. Introducción

El hidrógeno es considerado actualmente una de las piezas clave para cumplir el objetivo de Emisiones Cero en 2050. Este elemento químico tiene un gran potencial como combustible y como almacenamiento energético, y se cree que es un factor indispensable para la descarbonización de sectores difíciles de electrificar.

Sin embargo, el transporte y almacenamiento del hidrógeno en fase gas no es recomendable, ya que debería comprimirse a presiones muy elevadas, lo que sería muy peligroso y tendría que transportarse en cantidades pequeñas. Tampoco lo es en estado líquido, puesto que para almacenarlo en tanques debería descenderse la temperatura a -250°C, requiriendo, para ello, una gran cantidad de energía. Por ello, a continuación, se realiza un estudio de las posibles alternativas para el transporte de hidrógeno.

3.2. Alternativas para el transporte de hidrógeno

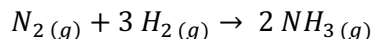
3.2.1. Amoníaco

El amoníaco es uno de los compuestos químicos más utilizados en la industria. Aproximadamente el 85% de su producción se dedica a la fabricación de fertilizantes ^[3], y también se usa para la síntesis de explosivos y otros productos intermedios. Como carrier, presenta numerosas ventajas, pues tiene una alta densidad volumétrica de hidrógeno ^[4], 121 kg H₂/m³ y se puede licuar a baja presión, además de que ya existen infraestructuras dedicadas a su transporte y almacenamiento.

El amoníaco se obtiene comercialmente mediante el proceso Haber-Bosch, a partir de la reacción catalítica de hidrógeno y nitrógeno a alta presión y temperatura. Este proceso ha sido utilizado por más de un centenar de años, por lo que se tiene gran experiencia en el mismo.

El nitrógeno empleado como reactivo se obtiene a partir del aire, y para obtener hidrógeno, se emplea el reformado con vapor, empleando gas natural como materia prima de forma mayoritaria en la industria actual.

La reacción de obtención de amoníaco es la siguiente.



Esta reacción se ve favorecida a altas presiones, y tiene una conversión del 100% a 750 bar ^[5]. Sin embargo, esta presión es demasiado elevada para ser segura, por lo que normalmente se trabaja entre 100-400 bar y 350-600°C ^[6]. A la salida del reactor se utiliza un equipo de enfriamiento para separar el amoníaco, en estado líquido, del nitrógeno e hidrógeno gaseosos, los cuales se recirculan.



Figura 2. Diagrama de bloques del proceso de producción de amoníaco. Elaboración propia.

El catalizador más usado para el proceso Haber-Bosch es de hierro, y no se consume durante la reacción.

Como se está analizando el amoníaco como un carrier de hidrógeno y no como combustible por sí mismo, es necesario tener en cuenta su proceso de deshidrogenación. Sin embargo, para muchas de las aplicaciones deseadas se puede utilizar este químico como producto final en vez de hidrógeno puro; por ejemplo, su uso como combustible.

La reacción de descomposición térmica del amoníaco se aplica industrialmente para galvanización y el recocido de metales, y permite recuperar el hidrógeno almacenado en el compuesto ^[6]. Para ello se utilizan catalizadores de níquel sobre óxido de aluminio, y se opera a 800°C y 20 bar de presión, obteniendo un 85% de recuperación de hidrógeno ^[7]. Actualmente se investigan nuevos catalizadores con el objetivo de reducir la temperatura de reacción, pero aún no se han realizado pruebas a escala industrial.

3.2.2. Metanol

El metanol es otro compuesto químico de gran importancia en la industria. Se utiliza como disolvente industrial y se emplea como materia prima en la fabricación de otros productos químicos, como el formaldehído. Su mercado es extenso y se tiene mucha experiencia en su producción y manejo.

El metanol se considera como un buen candidato a carrier de hidrógeno debido a su alto porcentaje en peso, del 12%, a su bajo coste, y a su gran capacidad de producción actual a partir de carbón y gas natural.

Para obtener el metanol industrialmente se utilizan el proceso Lurgi y el proceso ICI ^[8].

El proceso Lurgi es un proceso de baja presión en el que se obtiene metanol a partir de hidrocarburos y carbón, y que se divide en tres etapas:

- Reformado: permite la obtención de gas de síntesis a partir de la materia prima, sea esta carbón o gas natural. El procedimiento para cada tipo es distinto.
- Síntesis: se lleva a cabo la reacción en un reactor tubular de lecho fijo con catalizador, a temperaturas entre 240-270°C
- Destilación: el metanol obtenido en la síntesis se condensa y se separa. Este se introduce a una columna de destilación alimentada con vapor de agua a baja presión para obtener producto puro.

El proceso ICI consiste en la síntesis catalítica en un reactor de lecho fluidizado, y la posterior separación por destilación en dos etapas, eliminando en la primera productos ligeros como éteres, hidrocarburos ligeros y cetonas, y en la segunda, agua e hidrocarburos pesados. El proceso ICI y Lurgi se diferencian principalmente en el tipo de reactor utilizado.

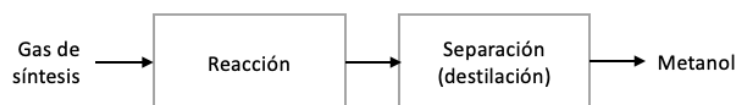


Figura 3. Diagrama de bloques del proceso de producción de metanol a partir del gas de síntesis. Elaboración propia.

Para obtener el hidrógeno del metanol se utiliza reformado de vapor a 3 atmósferas y 290°C. Sin embargo, el hidrógeno obtenido contiene impurezas, y para purificarlo se realiza una adsorción por oscilación de presión a 20 atmósferas, alcanzándose un 85% de recuperación del elemento ^[7].

Otros procesos para la deshidrogenación del metanol están siendo investigados, como la deshidrogenación homogénea en condiciones de reacción suaves ^[9], con el objetivo de hacer este proceso más eficiente y rentable.

3.2.3. Benceno/Ciclohexano

Para el transporte y almacenamiento seguro de hidrógeno, este se puede convertir a otra sustancia cuyo manejo sea más sencillo, mediante reacciones químicas con otros compuestos. Realizando la reacción inversa, se libera el hidrógeno para ser utilizado, y la materia prima se regresa al punto inicial para ser convertida de nuevo en portador; esto se conoce como ciclo de LOHC, cuyas siglas se corresponden a portador líquido orgánico de hidrógeno en inglés. Algunas de estas tecnologías aún están en proceso de desarrollo.

El análisis se centrará sobre todo en la primera parte de obtención del LOHC, puesto que esta es la sección de interés del proyecto. En la Figura 4 se puede observar el esquema del ciclo de los líquidos orgánicos carriers de hidrógeno.

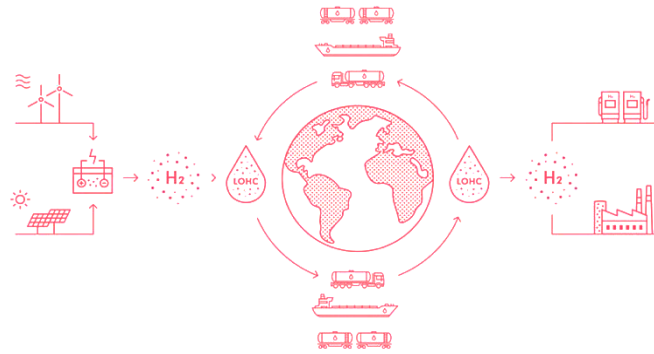


Figura 4. Esquema del ciclo de un LOHC [13]

El benceno tiene gran importancia en la industria química, pues es usado como producto inicial e intermedio en la síntesis de plásticos, resinas y fibras sintéticas, entre otros. Tanto el benceno como el ciclohexano son líquidos a temperatura ambiente, y tiene una alta capacidad de almacenaje de hidrógeno en peso (7,2%) [10].

La reacción de hidrogenación del benceno se realiza en un reactor de burbuja, en presencia de un catalizador de níquel, y en exceso de hidrógeno, a grandes temperaturas o presiones. Sin embargo, esto no da lugar a una conversión total del benceno, por lo que la salida gaseosa de este primer reactor es dirigida a un reactor de lecho fijo relleno del mismo catalizador, donde se termina la reacción. El hidrógeno no convertido se separa y se recircula, y el ciclohexano líquido obtenido es purificado en una columna de destilación para eliminar contaminantes del producto final [11].

A continuación, se presenta un diagrama de bloques de la reacción de hidrogenación.

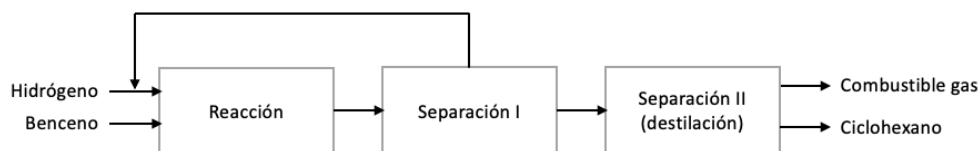


Figura 5. Diagrama de bloques del proceso de hidrogenación del benceno. Elaboración propia.

La reacción de deshidrogenación del ciclohexano se lleva a cabo en fase gas y utiliza un catalizador de níquel. No obstante, la tecnología para el uso del par benceno ciclohexano como LOHC no está ampliamente desarrollada, puesto que el benceno es una sustancia cancerígena y por ello no interesa como carrier, por lo que no hay mucha información acerca de este proceso.

3.2.4. Naftaleno/Decalina

El naftaleno se usa como intermediario químico en la fabricación de compuestos como anhídrido ftálico, colorantes y plaguicidas. El ciclo de naftaleno-decalina para el almacenamiento de hidrógeno fue uno de los primeros estudiados, debido a la alta capacidad teórica en peso de este compuesto, que llega al 7,4% [12]. Sin embargo, la decalina debe ser disuelta para mantener el ciclo dentro de la fase líquida, debido al alto punto de fusión del naftaleno, lo que reduce considerablemente su capacidad total de hidrógeno al peso. Por ello, esta tecnología está menos estudiada.

La hidrogenación de la naftalina da lugar a los isómeros de decalina, en una relación equimolar para los isómeros cis-trans. Esta se puede llevar a cabo a presión atmosférica y 320°C, en continuo en un sistema con catalizador, o en Batch a 300°C y altas presiones.

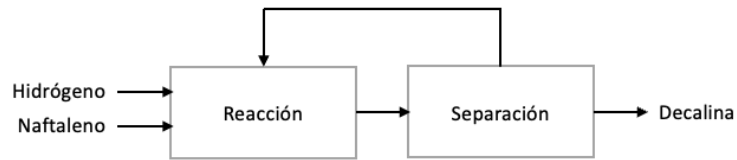


Figura 6. Diagrama de bloques del proceso de hidrogenación del naftaleno. Elaboración propia.

Sin embargo, la deshidrogenación presenta aún más problemas, puesto que se producen compuestos intermedios, como la tetralina, que, aunque puedan ser deshidrogenados, siempre quedarán en pequeñas proporciones en el LOHC, lo que disminuirá la capacidad de almacenamiento de este carrier a lo largo de los ciclos.

3.2.5. Dibenciltolueno/Perhidrodibenciltolueno

El dibenciltolueno (DBT) es un producto utilizado como aceite refrigerante, y es fabricado a partir del tolueno.

Este compuesto es considerado como un buen candidato debido a su baja toxicidad y a su alta capacidad de almacenaje de hidrógeno, de un 6,2% ^[12]. Además, es producido en grandes cantidades debido a su aplicación industrial. Ya existen proyectos actuales e infraestructura industrial desarrollada para este ciclo de LOHC, principalmente llevados a cabo por la empresa Hydrogenious.

Para la hidrogenación del dibenciltolueno se utilizan catalizadores de platino o rutenio. La materia prima no tiene que ser pura, ya que los catalizadores usados son selectivos, y no su rendimiento no se ve influido por la presencia de otros componentes.

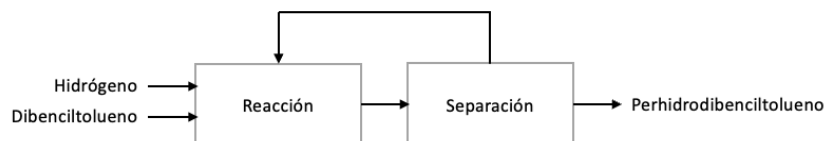


Figura 7. Diagrama de bloques del proceso de hidrogenación del dibenciltolueno. Elaboración propia.

El proyecto de Hydrogenious lleva a cabo la hidrogenación usando un catalizador sólido, a temperaturas entre 200-250°C, y a presiones entre 15 y 30 bar, en un proceso en continuo. Por otra parte, la deshidrogenación también usa un catalizador sólido, y opera entre 2 y 3 bar de presión y 250-350°C de temperatura ^[13].

3.2.6. Tolueno/metilciclohexano

El tolueno es un compuesto químico con extensas aplicaciones en la industria, utilizado en la síntesis de compuestos orgánicos, como disolvente para caucho y resinas, y también se adiciona a los combustibles para mejorar su índice de octano.

Este es considerado como un buen posible LOHC debido a su capacidad de almacenaje de hidrógeno del 6,2% en peso ^[10], por ser líquido en condiciones ambientales, y, además, ser un químico relativamente barato.

La hidrogenación del tolueno se puede llevar a cabo entre presión atmosférica y hasta 10 bar, y a temperaturas entre 150-200°C, empleando un catalizador, normalmente de níquel o platino. Actualmente, la empresa Chiyoda ha realizado un proyecto a escala industrial del ciclo LOHC para tolueno/metilciclohexano con la tecnología SPERA HYDROGEN, en la que se usa un reactor de lecho fijo con catalizador sólido ^[14]. Otra opción es realizar el proceso en fase líquida con un primer reactor con catalizador homogéneo y un segundo reactor con catalizador heterogéneo para mejorar la conversión global, siguiendo la tecnología desarrollada por la empresa Axens ^[15].

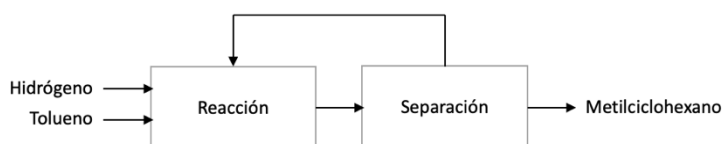


Figura 8. Diagrama de bloques general del proceso de hidrogenación del tolueno. Elaboración propia.

La deshidrogenación, hasta hace relativamente poco, no se había podido realizar a escala comercial debido a la rápida y drástica desactivación del catalizador. Sin embargo, los recientes progresos en nanotecnología han permitido la fabricación de catalizadores aptos para la deshidrogenación industrial del metilciclohexano, concretamente, llevados a cabo por la empresa Chiyoda. Actualmente se alcanza una conversión del 95% a temperaturas alrededor de 350°C y presión de 3 bar, usando un catalizador heterogéneo de S-Pt en la reacción en fase gas ^[14].

3.2.7. Justificación de la alternativa escogida

Siguiendo las ideas mencionadas previamente, el benceno, por ser un compuesto cancerígeno, no es considerado un buen candidato a carrier de hidrógeno. Tampoco lo es el naftaleno, puesto que su hidrogenación y deshidrogenación presentan muchos problemas para escalarse industrialmente, además de que la decalina debe ser disuelta en otros compuestos para mantenerse en fase líquida, lo que implica gastos extra en su separación y purificación. Por ello, entre las alternativas a LOHC analizadas, los ciclos de tolueno metilciclohexano (MCH) y dibenciltolueno perhidrodibenciltolueno (DBT) son los preferidos. Además, estos presentan un alto contenido, del 6,2% en peso, de hidrógeno.

Para comparar ambos ciclos, se debe tener en cuenta su coste y la rentabilidad. Para ello se analizan las materias primas usadas en cada uno de ellos.

El tolueno, materia prima del ciclo del metilciclohexano, es un químico relativamente barato, con mucha tecnología e infraestructura existente disponible, toxicidad relativamente baja y gran densidad energética. El tolueno puede almacenarse in situ en grandes cantidades con pérdida mínima de material, y está disponible en abundancia.

El dibenciltolueno se obtiene a partir del tolueno y es usado como agente refrigerante. Cuando se analiza el mercado del dibenciltolueno, se puede observar que el precio de este químico es alto, la oferta no es tan elevada como la del tolueno, y que la demanda del producto es fluctuante, por lo que no se recomienda interrumpir la cadena de suministro actual para usar este químico como carrier de hidrógeno.

Por otra parte, el ciclo DBT usa catalizadores selectivos, por lo que el hidrógeno no tiene por qué ser introducido puro. Sin embargo, aunque el ciclo MCH no presente esta propiedad, esto no es una gran desventaja, ya que el hidrógeno que se pretende usar para estos ciclos es obtenido por electrólisis, por lo que su cantidad de impurezas es ínfima.

En conclusión, el ciclo MCH es el más apropiado de los ciclos de LOHC estudiados.

A continuación, debe compararse el ciclo MCH con las otras dos opciones mencionadas, el amoníaco y el metanol. Para ello se analizarán principalmente los costes de producción, de descomposición y de distribución, que se pueden observar en la Figura 9.

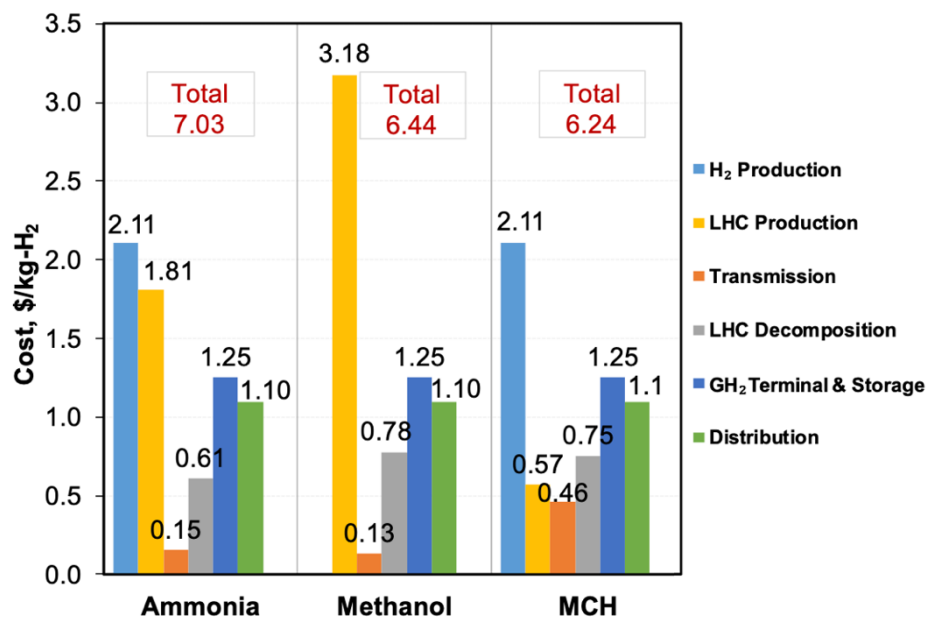


Figura 9. Comparación de los costos por kilogramo de hidrógeno del amoníaco, metanol y metilciclohexano. [7]

- Los costes de producción del amoníaco son los más elevados de los tres posibles químicos, siendo estos de 1,81\$ por kilogramo de hidrógeno, mientras que los de producción de metilciclohexano son los más bajos, de 0,57\$/kg H₂.
- Los costes de descomposición son muy similares para el metanol y el metilciclohexano, alrededor de 0,75\$/kg H₂. El amoníaco se sitúa en el puesto más bajo en este aspecto, costando solo 0,61\$/ kg H₂ su descomposición.
- Sin embargo, los costes de transporte del MCH son los más altos, de 1,56\$/kg H₂ en comparación con los costes del metanol y amoníaco, que son de 1,24 \$/kg H₂.

Si se observan los totales, se puede observar que el coste del ciclo MCH es menor en comparación con el amoníaco o el metanol. Además, a una escala pequeña, como es la planta propuesta en este proyecto, se consideran a los LOHC como el método de transporte de hidrógeno más costo-efectivo, como se puede observar en la Figura 10.

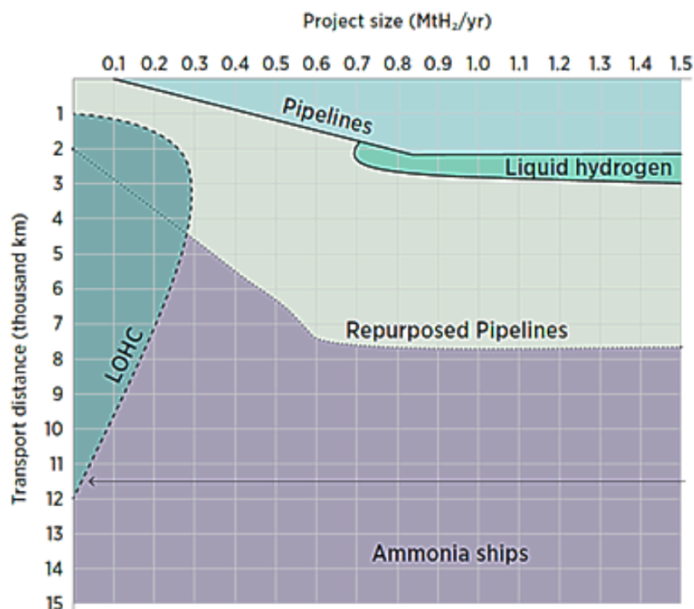


Figura 10. Método más costo efectivo en 2050 basado en el tamaño del proyecto y la distancia de transporte. [26]

En definitiva, los LOHC presentan diversas ventajas en comparación con otros carriers, debido a un consumo de energía más reducido al no requerir compresión, enfriamiento o aporte de calor, al existir la posibilidad de reutilizar infraestructura de otros hidrocarburos, y además presenta el potencial de utilizar la energía térmica del proceso como coproducto, incrementando su eficiencia energética. Esto los convierte en alternativas de transportes muy interesantes a medio y corto plazo, mientras se establecen soluciones alternativas a largo plazo, y para nichos concretos.

3.3. Alternativas de proceso

Este proyecto tiene como objetivo solo la primera parte del ciclo del LOHC, es decir, la hidrogenación del tolueno, por lo que a continuación se presentarán las diferentes posibilidades para su producción.

3.3.1. Hidrogenación directa

La primera opción para la producción del metilciclohexano es la hidrogenación directa; es decir, un proceso en el cual la reacción ocurre directamente en el electrolizador. Esta tecnología se conoce como Direct MCH[®]. En el ánodo, el agua se oxida, produciendo oxígeno, protones y electrones. A través de la membrana de intercambio, los protones y los electrones reaccionan con el tolueno para producir el metilciclohexano, con un cátodo de catalizador.

De momento, este proceso puede llevarse a cabo con electrolizadores de poca capacidad, de hasta producciones de 20 ton/H₂ al año, y aún se está desarrollando y mejorando esta tecnología, pero se cree que podría reducir los costes para este LOHC en un 50% en comparación con el proceso convencional.

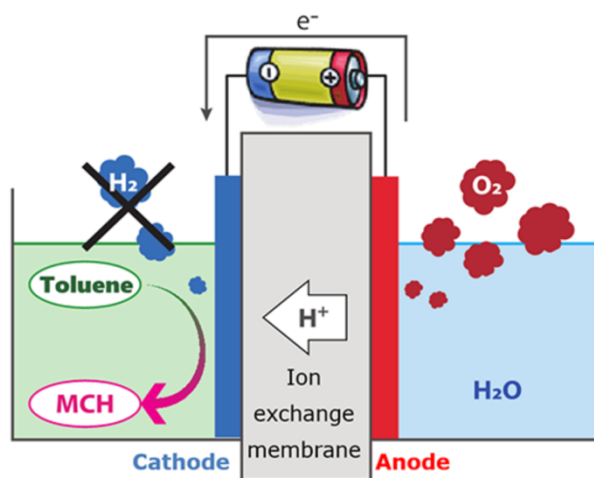


Figura 11. Esquema del electrolizador de la tecnología Direct MCH®. [16]

3.3.2. Hidrogenación con reactor catalítico

La otra opción es la hidrogenación con reactor catalítico en el proceso convencional. Para ello, existe la posibilidad que la reacción transcurra en estado líquido o gaseoso. Existen muchos estudios cinéticos para las reacciones en ambos estados con diferentes catalizadores, pero a continuación se comentarán los procesos y tecnologías realizados actualmente a escala industrial.

En estado líquido se dispone de la tecnología Axens^[17], la cual permite hidrogenar el tolueno con un catalizador homogéneo soluble, beneficiándose de las ventajas de estos tipos de catalizadores. Entre ellas se encuentran la alta actividad y selectividad del catalizador, que permite una conversión completa a bajas temperaturas, en las condiciones mencionadas en el apartado anterior.

Esta tecnología utiliza dos reactores con dos catalizadores diferentes, siendo el primero donde transcurre una hidrogenación inicial en fase líquida homogénea, y con un segundo reactor que permite la completa transformación del tolueno, obteniendo un producto más puro. Sin embargo, no se menciona si se realiza una recirculación del catalizador o si este es consumido e inutilizable tras la reacción, puesto que, al ser una tecnología relativamente novedosa, el acceso a su información no es sencillo como estudiante.

Para realizar la hidrogenación en estado gaseoso, se tiene como referencia la tecnología SPERA HYDROGEN desarrollada por Chiyoda. En esta se utiliza un exceso de hidrógeno para la reacción en un reactor de lecho fijo cargado con catalizador a una de las condiciones mencionadas en la alternativa de tolueno, y retirando calor de la reacción exotérmica para el control de la temperatura. Al utilizar exceso de materia prima, la corriente de salida del reactor se enfría y se separa el hidrógeno del metilciclohexano condensado, el cual se almacena en tanques.

El diagrama de flujo proporcionado por la propia empresa se presenta de seguido.

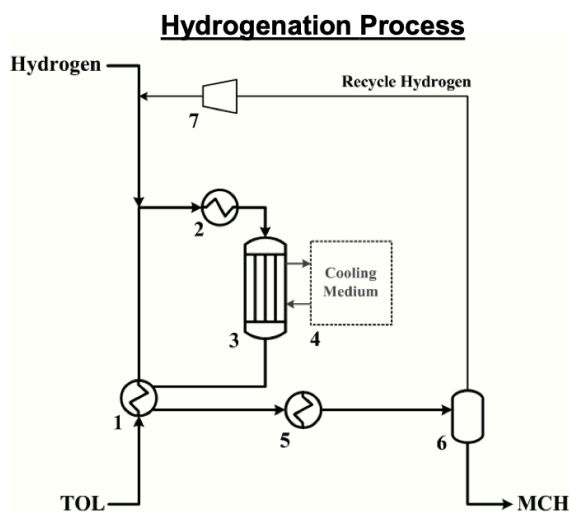


Figura 12. Esquema del proceso de hidrogenación de la tecnología SPERA HYDROGEN. [14]

Se ha decidido, puesto que existe más información de la hidrogenación en estado gaseoso, tanto de estudios cinéticos como de tecnología, y debido a que la recuperación y reuso de los catalizadores heterogéneos es más sencilla y barata, realizar este proceso con la reacción en fase gas.

3.4. Alternativa operacional: catalizador

Existen diferentes opciones de catalizadores para la reacción de hidrogenación, entre los que se encuentran catalizadores de Ni, Pt, Mg, Mo, etc [18], [19], [20], [21]. Los más estudiados a nivel comercial de industria son los catalizadores de platino y de níquel sobre soporte de óxido de alúmina. Las características más importantes para su comparación son las siguientes:

- Ambos catalizadores llegan a altas conversiones de tolueno a condiciones de presión y temperatura semejantes.
- El catalizador de níquel es más barato, y además es usado muy extensamente para procesos de hidrogenación.
- El catalizador de platino es más caro por ser un metal noble, aunque se use en menor cantidad en peso en el catalizador que el níquel, y, además, si se quiere tener una conversión alta a temperaturas bajas, es necesario que la ratio de H_2 /tolueno sea muy grande [18].

Por ello, se ha escogido un catalizador de 60% Ni/Al₂O₃, que presenta una buena selectividad sin productos secundarios y alta conversión para reacciones en estado gaseoso. Se ha realizado un estudio extensivo con la información proporcionada por las cinéticas del catalizador escogido, y un modelado inicial del equipo a diseñar, y se ha decidido que no se introducirá hidrógeno en exceso, por lo que se eliminará el equipo de separación del hidrógeno del metilciclohexano producido.

4. Estudio de mercado

4.1. Hidrógeno

4.1.1. Contexto actual: importancia

Actualmente existe la necesidad de reducir una gran cantidad de emisiones de gases contaminantes, con el objetivo de evitar un aumento exorbitante de la temperatura en el planeta. Si se superase un incremento de 1,5°C en 2050, el nivel del mar aumentaría considerablemente y se produciría un gran impacto negativo sobre especies y ecosistemas. Para evitarlo, se deben disminuir 36,9 Gt de emisiones de CO₂.

Con este propósito, se invierte en energías limpias, electrificación y en tecnología de hidrógeno y derivados. El hidrógeno tiene especial relevancia, puesto que es un combustible muy eficaz, permite la electrificación de industrias complicadas, y es materia prima en procesos químicos muy importantes como la síntesis del amoníaco. Además, teniendo en cuenta la reciente crisis de energía debido a la guerra Rusia-Ucrania, se está poniendo mucho énfasis en realizar este cambio también para alcanzar la independencia energética en Europa. En este apartado se desarrollarán perspectivas de mercado del hidrógeno, desde su producción actual, tanto por métodos contaminantes como ecológicos, demanda de este y aplicaciones más relevantes. Se hará un mayor énfasis en su transporte y almacenamiento, así como costes para las distintas alternativas, puesto que el metilciclohexano es usado como carrier de hidrógeno, por lo que su mercado no se corresponde al de un producto químico habitual, sino que está ligado al del hidrógeno.

4.1.2. Producción de hidrógeno

4.1.2.1. A nivel global

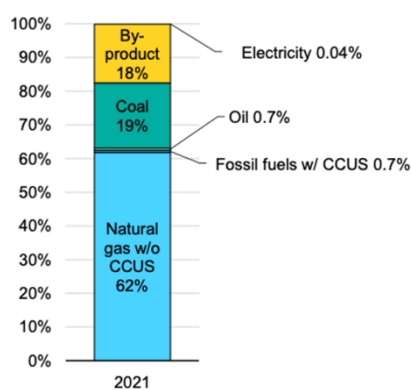


Figura 13. Porcentajes de métodos de producción de hidrógeno en 2021. [27]

En 2021, la producción mundial total fue de 94 millones de toneladas de hidrógeno, a las que se le asocian más de 900 Mt de emisiones de CO₂ [27]. Esto es debido a que la mayor parte de la demanda de H₂ se cubre mediante su producción a partir de combustibles fósiles sin ninguna reducción de emisiones.

Un 62% se produjo usando gas natural como materia prima, un 18% como subproducto en el reformado de nafta, y menos del 1% fue hidrógeno producido con bajas emisiones.

La principal ruta de obtención de este fue a partir de gas natural con captura de carbono (CCUS), y solo una parte ínfima fue obtenida usando electrolizadores. Estos porcentajes se pueden apreciar mejor en la figura adyacente.

Sin embargo, se han anunciado numerosos proyectos de producción de hidrógeno de bajas emisiones y relacionados; de realizarse todos, la producción anual podría alcanzar más de 94 Mt en 2030.

Realizando un análisis por regiones, Europa y Australia son líderes en proyectos de producción de hidrógeno verde, producido mediante electrólisis de agua. Australia, aprovechando sus recursos naturales solares y eólicos se ha convertido en un país exportador a países asiáticos de alta demanda, como Japón y Corea. En Europa se podría alcanzar la producción de 5Mt de H₂ en 2030, con Alemania y España como mayores aportadores, con 1,4 Mt. Se prevé también que Latinoamérica, Oriente Medio y África se conviertan en exportadores de hidrógeno o amoníaco de bajas emisiones a países cercanos con gran demanda. En la Figura 14 se muestran los proyectos anunciados en 2021 a nivel global.

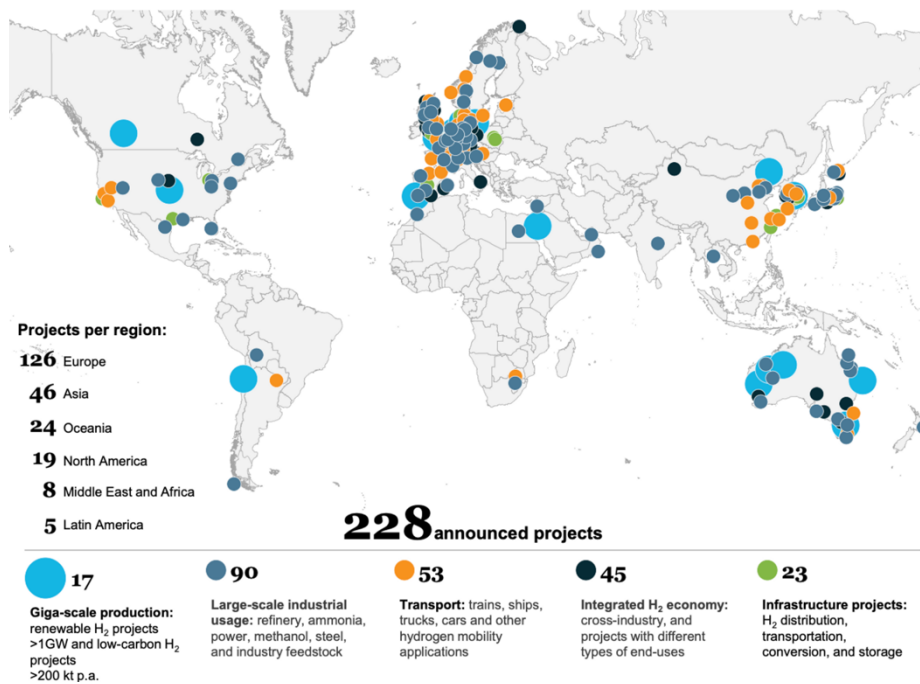


Figura 14. Proyectos anunciados relacionados con el hidrógeno bajo en emisiones a nivel global en 2021. [23]

Como se ha mencionado anteriormente, para la obtención de este hidrógeno bajo en emisiones se pueden usar electrolizadores o CCUS.

Capacidad productiva por electrolizadores

Existen 3 tipos principales de electrolizadores:

- Alcalinos. Estos utilizan una solución líquida de electrolitos, como KOH.
- De membrana de intercambio de protones (PEM). Usa un electrolito de polímero sólido.
- De óxido sólido. Usa material cerámico sólido como electrolito.

En 2021, un 70% de la capacidad instalada de electrolizadores fue del tipo alcalino, seguido de PEM [27]. Se prevé un crecimiento rápido de las posibles capacidades de los electrolizadores. A nivel mundial existen alrededor de 460 proyectos de electrolizadores, y la capacidad de producción de hidrógeno por esta tecnología se concentra principalmente en China y en Europa.

En la Figura 15 se puede apreciar la evolución de la capacidad de generación por electrolizadores desde el año 2018. En los últimos años se observa un crecimiento acelerado, y se prevé que esta tendencia continúe, hasta llegar a más de 120 GW de capacidad de producción en 2030. Asimismo, se pronostica que, al desarrollarse esta tecnología, los futuros proyectos que se lleven a cabo tengan una capacidad de producción alta en comparación a la actual.

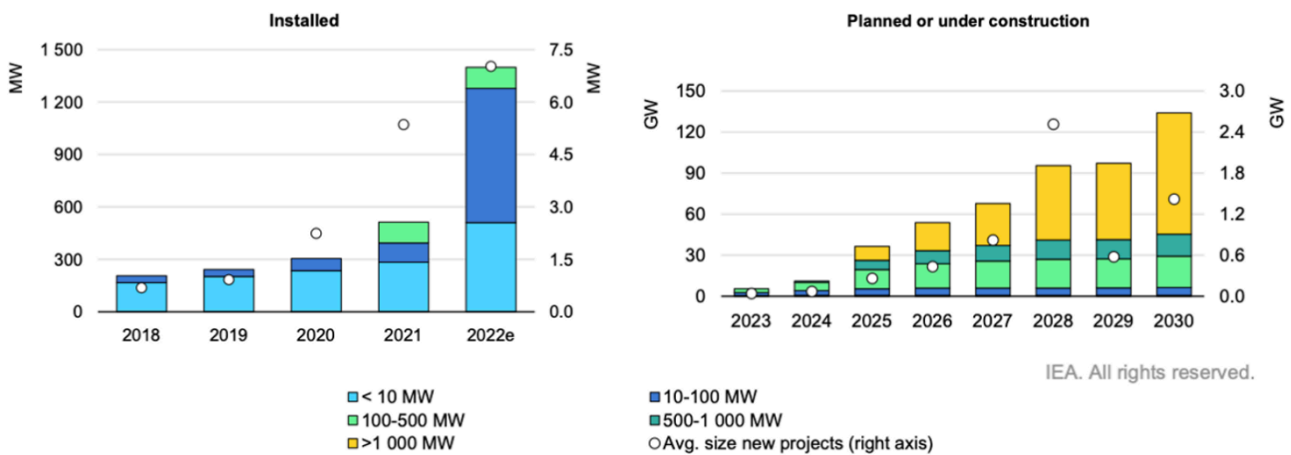


Figura 15. Capacidad global de electrolizadores por tamaño, 2018-2030. [27]

A continuación, se muestran las previsiones para la capacidad de producción por región, y por tecnología, en los próximos años. Se puede observar como Australia, África y Europa se plantean como las principales regiones de producción de H₂ usando electrolizadores.

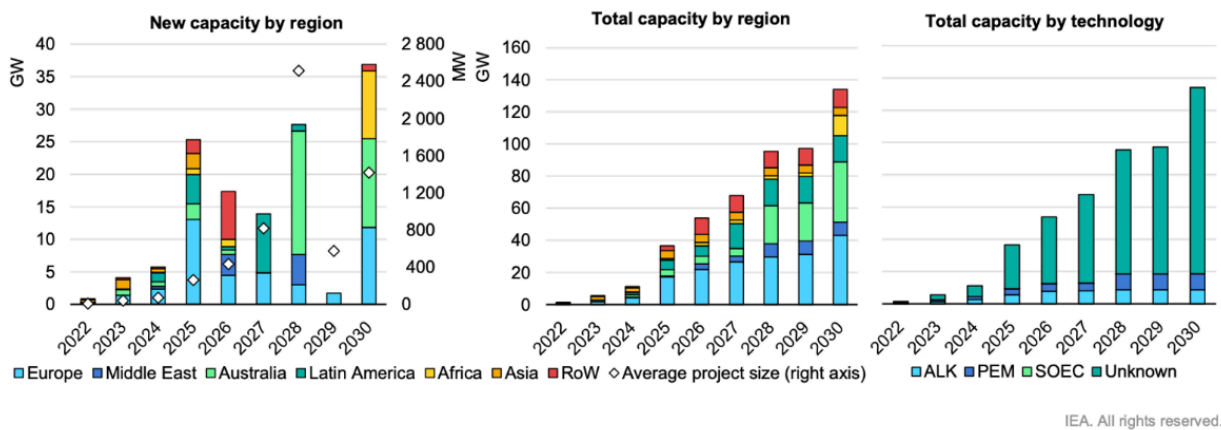


Figura 16. Capacidad de los electrolizadores por región y tipo. Previsiones hasta el año 2030 desde el 2022 [27].

Se debe tener en cuenta de que las energías renovables no son constantes, por lo que el hidrógeno producido no se mantendría a lo largo del año. Por tanto, podría discutirse la necesidad de métodos de almacenamiento de este hidrógeno renovable para poder disponer de el en todo momento.

Capacidad productiva por CCUS

CCUS son tecnologías que permiten la captura de CO₂ de fuentes puntuales o del aire, y lo usa como materia prima en una gama de productos o se almacena en formaciones subterráneas. La tecnología más usada para la producción de H₂ de pocas emisiones es el reformado de metano con vapor.

En el año 2022, se capturaron 45 Mt de CO₂ gracias al uso de CCUS [27]. Solo desde el año 2021 al 2022 se anunciaron más de 50 nuevos proyectos, y, si siguen todos adelante, se podrían capturar hasta 80

Mt de CO₂ gracias a esta tecnología. En la Figura 17 se pueden observar los proyectos realizados en el pasado y las previsiones de capacidad de producción por este método en los siguientes años.

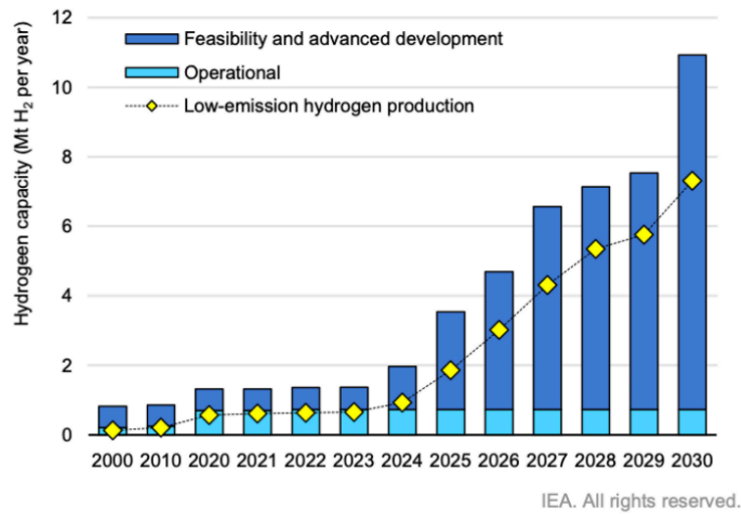


Figura 17. Capacidad pasada y planeada de producción de hidrógeno con CCUS, 2000-2030 [27].

4.1.2.2. En Europa

En Europa, a finales de 2020, había una capacidad de producción de hidrógeno de 11,5 Mt por año. Los países con mayor capacidad de producción fueron Alemania, Países Bajos, Polonia, Italia y Francia. En la siguiente figura se observan las capacidades de producción de hidrógeno de los países más relevantes, así como su método de obtención.

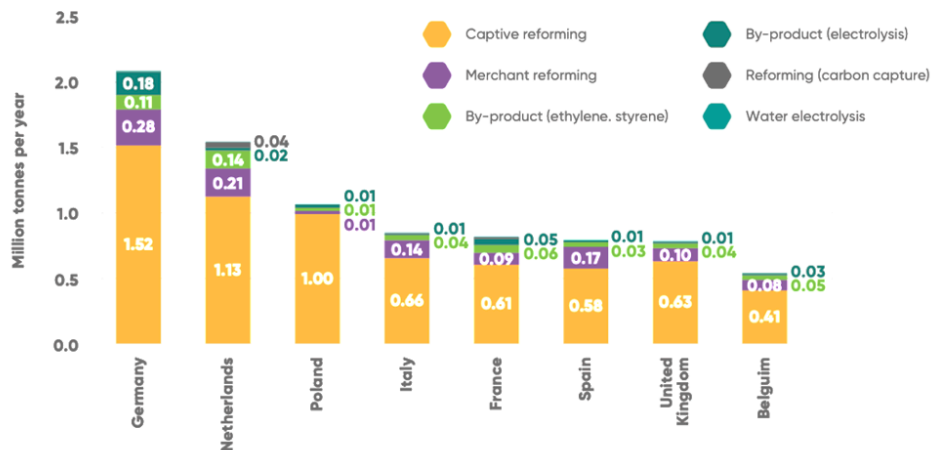


Figura 18. Capacidad de producción de los 8 países europeos más productores según el proceso usado [22].

Estos 8 países tienen un 74% de la capacidad de producción en la EU, y como se puede observar, la mayor parte de este es obtenido por métodos no renovables y sin reducción de emisiones [22]. De las 504 plantas donde se produjo H₂ en 2020, solo 3 usaron tecnologías de captura de carbono.

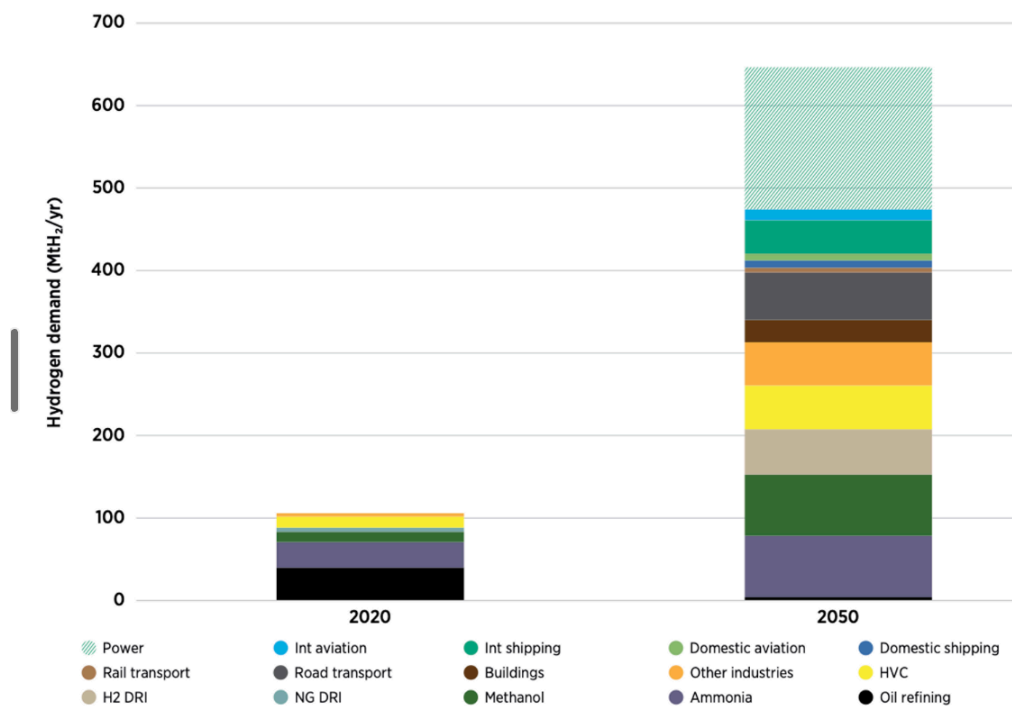
4.1.3. Demanda de hidrógeno y aplicaciones

Actualmente, el hidrógeno se usa principalmente para fines industriales, como el refinado del petróleo, la fabricación de productos químicos y la producción de acero. La demanda de hidrógeno se ha incrementado en los últimos años de forma lenta pero continuada; sin embargo, debido al corte de gas ruso por la guerra entre Rusia y Ucrania, y a la urgencia del cambio hacia las energías renovables para alcanzar el objetivo de 1,5°C en 2050, se prevé un crecimiento acelerado del mercado de este producto químico.

4.1.3.1. A nivel global

La demanda mundial de hidrógeno alcanzó más de 95 Mt en 2021 ^[27], con un crecimiento del 5% respecto al año anterior, y esta no se llegó a cubrir con la producción de ese año. Se pronostica, además, que esta se incremente más de 5 veces en 2050 en el escenario de 1,5°C, alcanzando los 614 Mt de H₂/año. Por tanto, se puede afirmar que existen muchas oportunidades para proyectos relacionados con el hidrógeno.

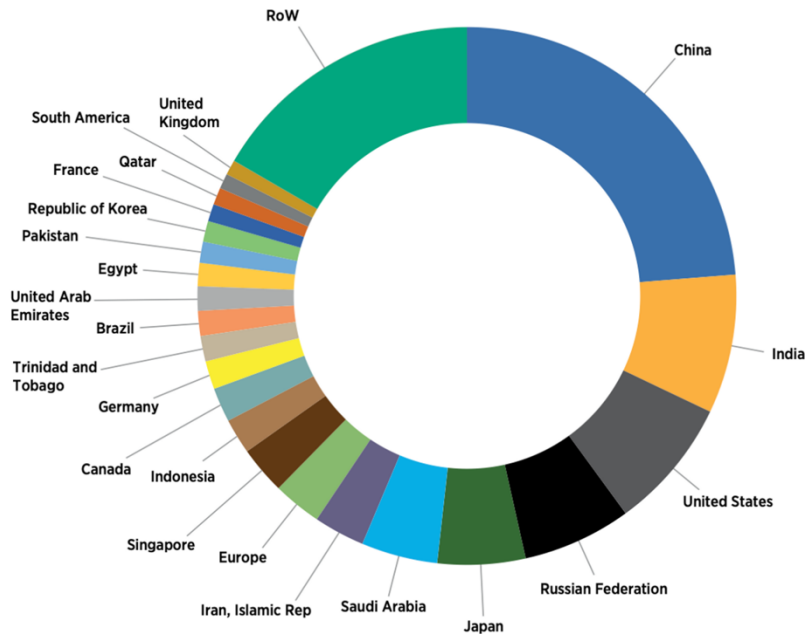
Se espera que los sectores que más se desarrollen en los próximos años sean los sectores de la química y el transporte. Concretamente, en la síntesis de amoníaco y metanol, la cual se prevé que crezca entre 3 y 4 veces la actual, y también en su uso como combustible en vehículos de transporte por carretera y ferroviario en forma de hidrógeno puro, y como amoníaco o combustible sintético, en transporte marítimo y aviación, respectivamente. Además, una gran parte del H₂ en el futuro se utilizará para la producción de energía eléctrica. El crecimiento en la demanda por aplicación se puede observar en la Figura 19, donde se compara el año 2020 con lo esperado para 2050.



Note: Hydrogen demand for 2020 excludes hydrogen as part of the mix of off-gases for steel production. DRI = direct reduced iron; HVC = high-value chemicals; Int = international; NG = natural gas.

Figura 19. Demanda de hidrógeno por aplicación en 2020 y 2050 [25].

China es el mayor consumidor de hidrógeno a nivel mundial, con una demanda de 28 Mt H₂ en 2021, incrementándose esta un 5% desde el año anterior. EEUU y Oriente Medio son los siguientes con mayor demanda actualmente, con alrededor de 12Mt H₂/año de demanda cada uno, pero se espera que India tome el segundo lugar en 2050 al cuadruplicar su producción de acero. Se predice que Estados Unidos se mantenga como tercer país de mayor demanda, incrementando su uso hasta más de 30Mt H₂/año.



Note: RoW = rest of the world.

Figura 20. Demanda de hidrógeno por país en 2050 (escenario 1,5°C [25]).

4.1.3.2. En Europa

En el año 2020, en Europa, la demanda de hidrógeno se estableció en 8,7 MT, siendo esta solo un 8,7% de la demanda global de hidrógeno [22]. La mayor parte de la demanda europea provino del sector de refinería, seguido de la síntesis de amoníaco, con un 50% y 29% de uso respectivamente. Alemania y Países Bajos son los países con mayor demanda en la unión europea, con un 35%, como se puede observar en la siguiente figura, donde también se divide esta demanda según el uso final de H₂.

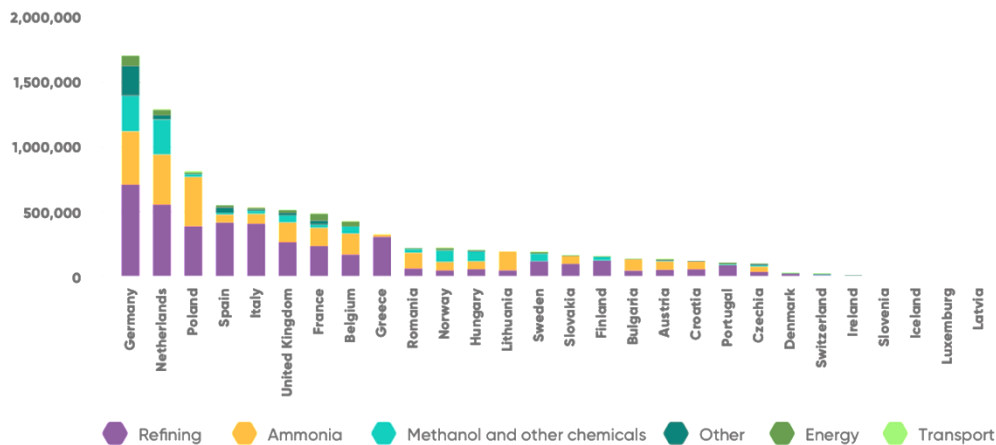


Figura 21. Demanda de hidrógeno por país y por sector en 2020 en Europa [22].

4.1.4. Comercio internacional: transporte y almacenamiento

Debido a que los países productores, con amplia disponibilidad de recursos energéticos renovables, y los países consumidores no son los mismos en todos los casos, se establecerá un comercio a nivel internacional, y también nacional, de importaciones y exportaciones. En la Figura 22 se percibe claramente la distribución de los recursos globales ecológicos y los centros de demanda, entre los que se espera que se establezca este mercado ^[24].

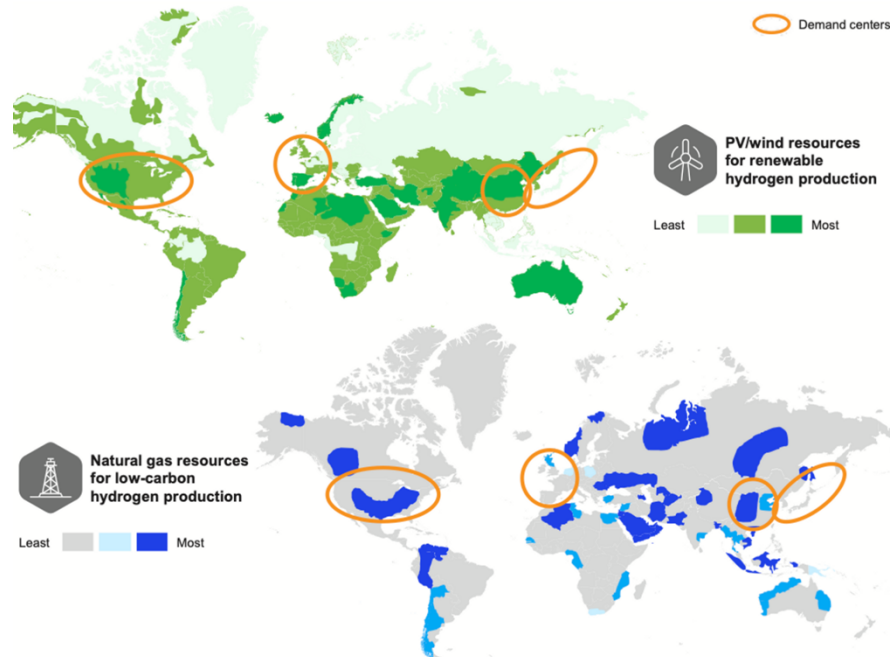


Figura 22. Distribución global de los centros de demanda de hidrógeno y de los recursos para su producción [23].

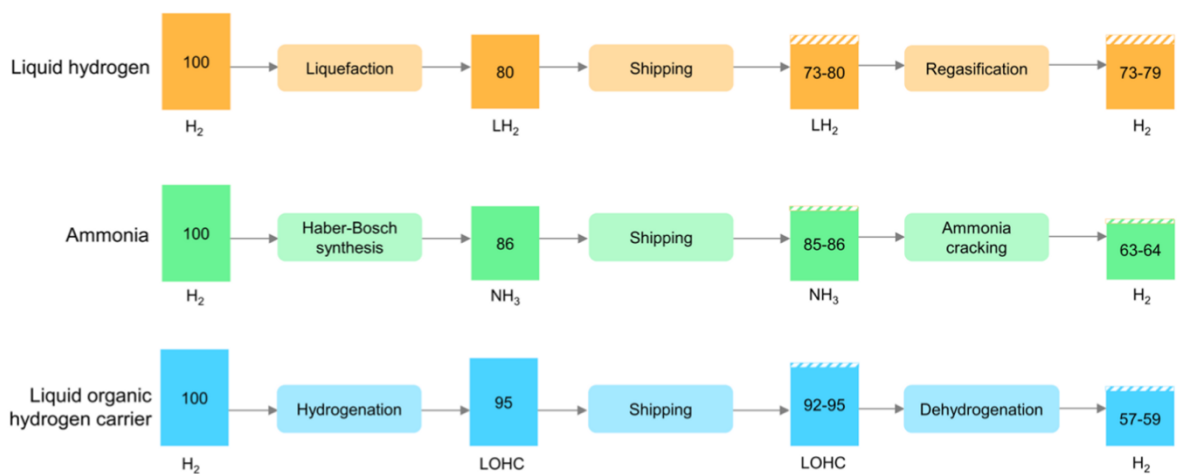
Para que se establezca este mercado, son necesarios métodos de transporte y almacenamiento seguros del hidrógeno, puesto que este es un producto químico peligroso y difícil de tratar. En este apartado se introducirán varios de los mismos, con el objetivo de entender mejor los costes de mercado del hidrógeno y sus perspectivas de futuro.

Como se ha mencionado en el análisis de alternativas, existe la posibilidad de transportar el hidrógeno en estado licuado o gaseoso, con sus desventajas ya citadas. Para el transporte a corto y medio alcance, las tuberías reacondicionadas son el método más costo efectivo, si estas están disponibles y se transportan grandes volúmenes de producto. Existe más de 1 millón de kilómetros de gasoductos de gas natural ^[27], y existen numerosos proyectos de construcción en marcha; sin embargo, la reconfiguración de las redes de gas natural a hidrógeno puede ser complicado. Esto se debe a que el tipo de tubería y características actuales pueden no ser compatibles con el transporte de hidrógeno y deban ser adaptados, ya que el H₂ puede debilitar el material, y las fugas podrían ser extremadamente peligrosas por los límites de inflamabilidad de este producto químico, por lo que también debería instalarse nueva instrumentación y reemplazar partes propensas a fugas. Si se transporta como mezcla, existe una limitación de la cantidad máxima de hidrógeno por legislación. Además, si permanece la demanda de gas natural, sería necesario la construcción de nuevas tuberías, con los desafíos técnicos correspondientes. A pesar de todos los inconvenientes mencionados, las ventajas de este método son numerosas, por lo que actualmente se llevan a cabo proyectos relacionados con este tipo de transporte.

Si el volumen desplazado es bajo, la opción más interesante sería el transporte de hidrógeno en camiones, en forma licuada y gas, dependiendo de la aplicación final, con las respectivas complicaciones que este tipo de porte implica.

Para distancias más largas, existe la opción de tuberías de transmisión submarinas, para lo que se debería investigar y desarrollar tecnología que permitiera el transporte de H₂ seguro, además de construir las. Estas, sin embargo, no son relevantes para todas las regiones, por lo que se optaría a transporte por hidrógeno líquido, usando amoníaco o LOHC, usando barcos o camiones. Los tres métodos anteriores se encuentran en un rasgo de costos parecidos, y, por tanto, la elección óptima depende del uso final y los requisitos de este.

Si el amoníaco se usa directamente, sin reconversión, es posible que este método sea el más económico; sin embargo, en caso de que la aplicación final necesite hidrógeno puro, las opciones de hidrógeno licuado y LOHC son más interesantes, aunque estas aún presenten ciertas complicaciones. El hidrógeno licuado tiene muy buena densidad energética y es una tecnología actualmente comercial, pero se necesita aumentar su capacidad para lograr alcanzar la economía de escala. Los principales problemas de los LOHC tienen que ver con el gasto energético de la reconversión, puesto que el proceso de deshidrogenación aún es relativamente novedoso, pero presentan la ventaja de ser capaz de almacenar el hidrógeno por largos plazos sin pérdidas y en tanques mucho más baratos que otras de las alternativas. Si se consiguiese reducir este gasto energético de la deshidrogenación, los LOHC podrían ser el método en el que se conservase más energía, ya que solo se pierde un 8% máximo en su hidrogenación y transporte en comparación con los 27% del hidrógeno líquido o el 15% del amoníaco.



IEA. All rights reserved.

Figura 23. Energía disponible a lo largo de la conversión y transporte de hidrógeno en términos equivalentes [27].

Actualmente la mayor parte del hidrógeno se guarda a gran escala en formaciones de sal, las cuales no están disponibles de manera uniforme en los territorios con mayor demanda de hidrógeno. La facilidad de transporte y almacenamiento de hidrógeno en LOHC debido a sus pocos requisitos y sus condiciones líquidas en condiciones ambientales hacen de estos carriers una alternativa muy interesante.

4.1.5. Costes de mercado

4.1.5.1. Costes de producción

Como se ha mencionado antes, actualmente el hidrógeno verde no es suficientemente competitivo en el mercado principalmente debido a sus costes de producción.

Sin embargo, en escenarios optimistas, el coste de producción de H₂ a partir de electrolizadores se espera que baje de 1 dólar por kilogramo. Esto se debe a que dichos costes tienen una tendencia decreciente más rápida de la esperada, gracias a la disminución de gastos de capital en electrolizadores, del costo nivelado de energía, y al aumento de niveles de uso de hidrógeno.

Como se visualiza en la Figura 24, el precio de producción del hidrógeno renovable rondaba entre los 4 y 6 dólares por kilo fabricado en el 2020. Sin embargo, para el año 2030 se espera que este rango de coste se reduzca hasta 1,5-2,5 USD/kg, y que se equipare al costo actual del hidrógeno gris hacia 2050. También se aprecia que el coste del hidrógeno con reducción de emisiones ronda un precio actualmente bastante bajo entre 1 y 2 dólares por kilo producido.

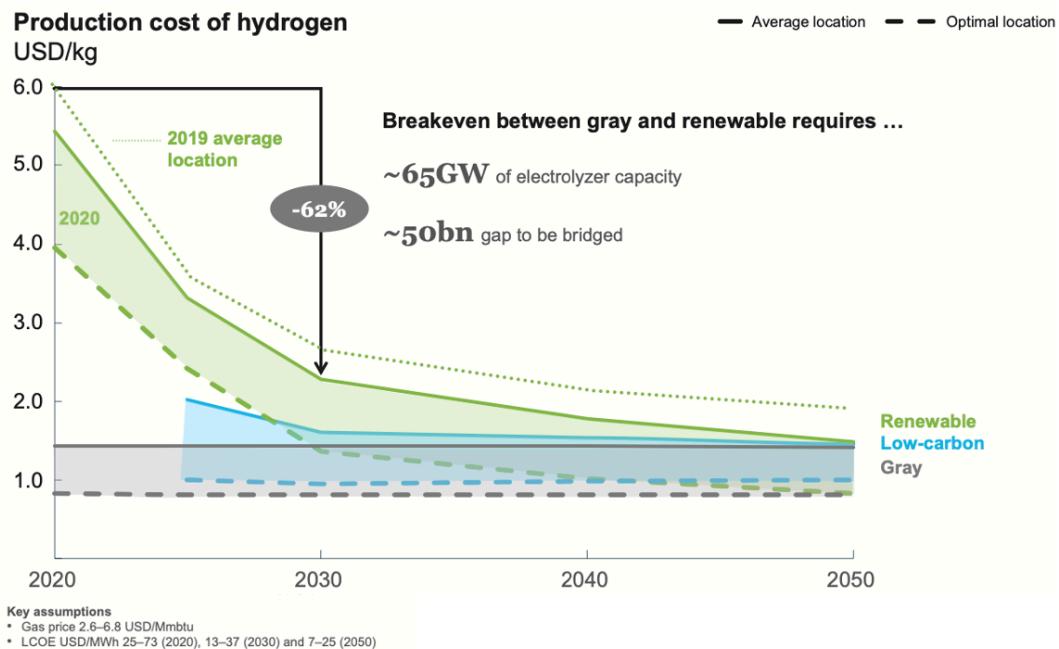


Figura 24. Costes de producción de hidrógeno pasados y previsiones hasta 2050 por tipos [23].

Sin embargo, se deben tener en cuenta los costes de emisión de CO₂, que influyen en el precio final del hidrógeno gris y bajo en carbono. En la siguiente gráfica se puede observar el coste del hidrógeno según el tipo de producción asumiendo un coste de 50 USD por tonelada de CO₂. Como se puede analizar, esto favorece a la elección de producir hidrógeno por electrolizadores o con captura de carbono, a largo plazo.

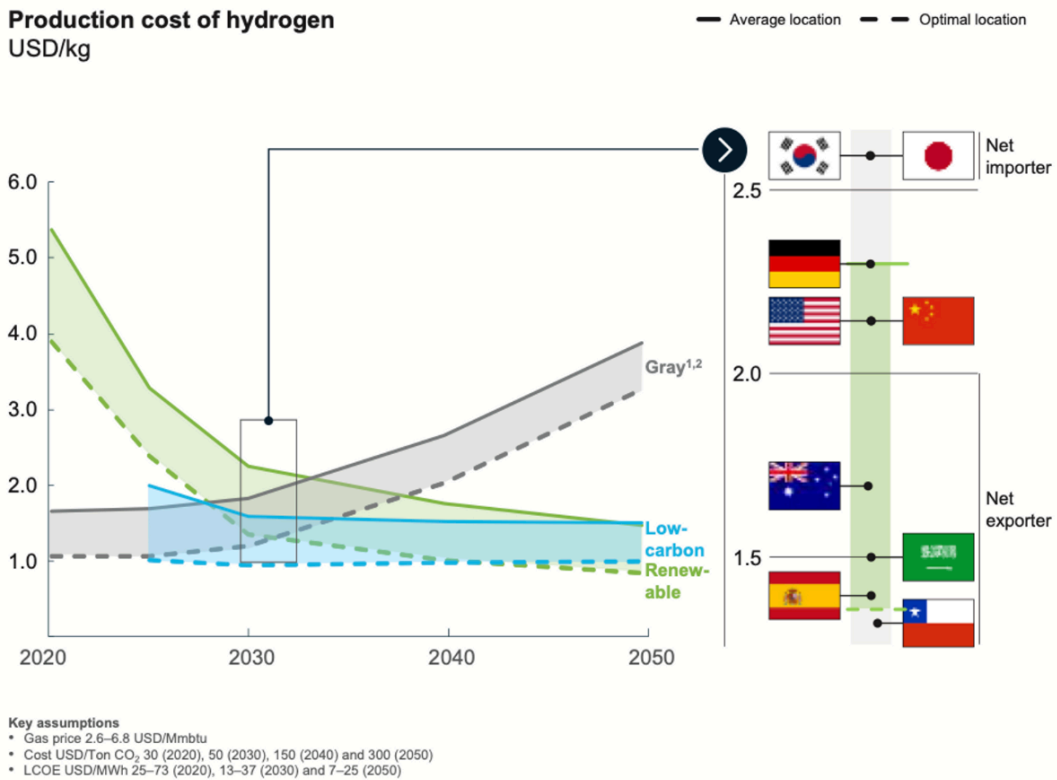


Figura 25. Costes de producción de hidrógeno pasados y previsiones hasta 2050 por tipos teniendo en cuenta los costes de carbon [23].

4.1.5.2. Costes por diferente tipo de transporte

Anteriormente se presentaron los distintos métodos de transporte y almacenamiento; a continuación, se muestran los costes de transporte relacionados con alguna de las alternativas.

		Costs				
		Distribution		Transmission		
		0–50 km	51–100 km	101–500 km	>1,000 km	>5,000 km
Pipelines¹	Retrofitted	City grid	Regional distribution pipelines	Onshore transmission pipelines	Onshore/Subsea transmission pipelines	N/A
	New	City grid	Regional distribution pipelines	Onshore transmission pipelines	Onshore/Subsea transmission pipelines	N/A
Shipping	LH₂	N/A	N/A	N/A	LH ₂ ship	LH ₂ ship
	NH₃²	N/A	N/A	N/A	NH ₃ ship	NH ₃ ship
Trucking	LOHC²	N/A	N/A	N/A	LOHC ship	LOHC ship
	LH₂ trucking	Distribution truck LH ₂	Distribution truck LH ₂	Distribution truck LH ₂	N/A	N/A
	Gaseous trucking	Distribution truck CH ₂ ³	Distribution truck CH ₂ ³	Distribution truck CH ₂ ³	N/A	N/A

¹ Assuming high utilization
² Including reconversion to H₂; LOHC cost dependent on benefits for last mile distribution and storage
³ Compressed gaseous hydrogen

Figura 26. Coste para los diferentes métodos de transporte por distancia y método usado [23].

En la figura anterior se puede observar que, como se ha mencionado, el uso de conducciones para hidrógeno es el método más adecuado para cortas distancias, pudiendo llegar a menos de 0,1 dólares por kg de H₂. A largas distancias, conducciones submarinas y en camión tienen un coste menor que el transporte del hidrógeno líquido o en carriers. Sin embargo, el uso de barcos es más sencillo y seguro, y el coste de transporte por este método se situaría entre 1 y 2 dólares por kilo para distancias entre 1000 y 5000 km, y superarían los 2 USD/kg para más de 5000 km.

Por tanto, los costes de transporte de hidrógeno a nivel mundial podrían llegar a costar menos de 2-3 USD/kg.

A continuación, se presentan desarrollados los costes de transporte de hidrógeno para las tres opciones de larga distancia (amoníaco, hidrógeno licuado y LOHC), para todas las etapas de los carriers en la Figura 27, según 3 rutas modeladas.

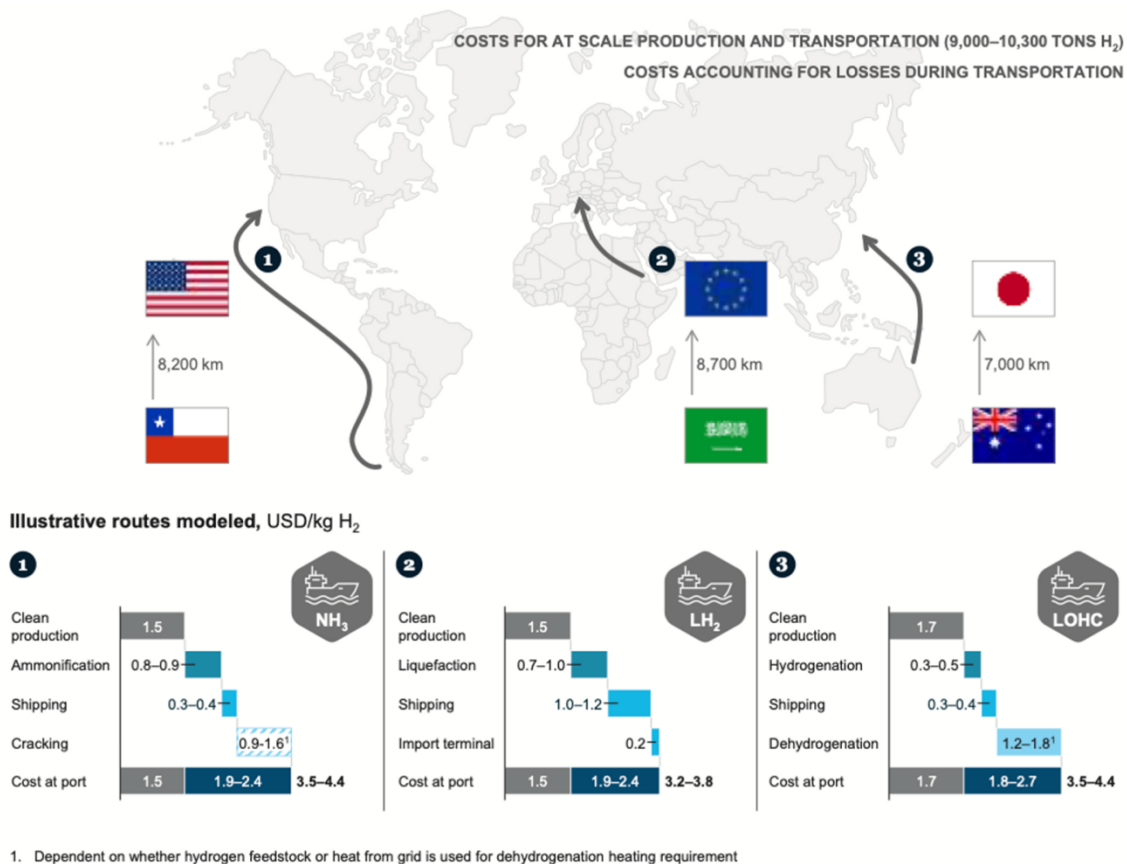


Figura 27. Costos totales de hidrógeno por diferentes métodos de transporte para el transporte global entre varias rutas modeladas [23].

4.1.6. Perspectiva de futuro y conclusiones

Como se ha venido analizando hasta ahora, se prevé que el mercado del hidrógeno crezca considerablemente debido al incremento en su demanda, la reducción de sus costes y además la aparición de legislaciones que favorecen el cambio a fuentes renovables. Asimismo, pueden existir varios métodos de transporte y almacenamiento de este, lo que justifica el posible uso de carriers como el metilciclohexano.

Este mercado del hidrógeno se llevará a cabo a nivel global, con grandes flujos de este químico entre países productores y consumidores. China, la Unión Europea, y dentro de esta, España e Italia, serán centros importantes para el comercio de hidrógeno; Alemania, Japón y Corea serán países principalmente importadores, mientras que África del Norte, Australia y Chile se dedicarán sobre todo a la exportación de este químico. Se espera que en 2030 se exporten alrededor de 12 millones de toneladas de hidrógeno de bajas emisiones.

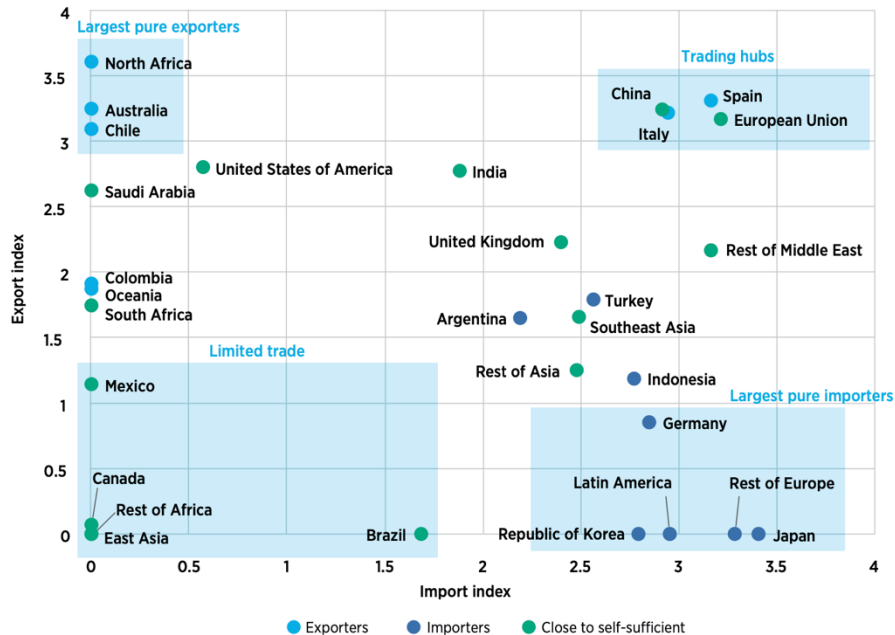


Figura 28. Volúmenes de hidrógeno importado y exportado por países en 2050 para un escenario optimista [25].

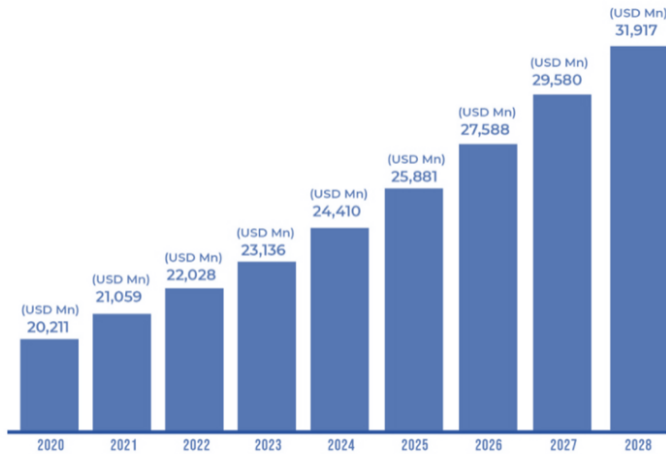
Como se puede observar, se prevé España sea muy importante en Europa para el crecimiento en el mercado de H₂, ya que es un país con muchos recursos renovables, y se espera que sus exportaciones netas dupliquen su demanda. Además, se está dedicando mucho capital a proyectos relacionados con el hidrógeno sostenible, concretamente se planean más de 74.000 MW de capacidad de electrolizadores entre 2022 y 2030, un valor considerable comparándolo con el resto de Europa [22].

En conclusión, España es muy buena ubicación para el planteamiento de industria relacionada con el hidrógeno, puesto que la gran capacidad futura de producción de este implica que este se convertirá en un país exportador a nivel internacional o a otras regiones europeas con mayor demanda de H₂. Además, entre España y Alemania existen menos de 5000 km de distancia, por lo que el transporte usando LOHC es una opción relativamente barata.

4.2. Tolueno

4.2.1. Mercado global del tolueno

El tolueno es un hidrocarburo aromático inoloro vital en la industria química. El mercado global de tolueno se estimó entre 22 y 25 mil millones de dólares americanos en 2022, y se espera que supere los 37 mil millones de dólares para el año 2030 [28], con un crecimiento de más del 5,4% de tasa de anual compuesta. A continuación, se presentan varias gráficas comparativas proporcionadas por distintos informes de mercado, con lo que se confirma la previsión de crecimiento del comercio de este químico.



Source: www.acumenresearchandconsulting.com

Figura 30. Evolución del comercio del tolueno prevista entre 2020-2028 en millones de dólares [29].

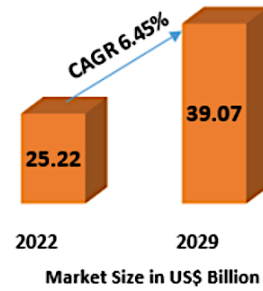


Figura 29. Comparación del valor de mercado del tolueno en 2022 con el previsto en 2029 en millones de dólares [30].

Esto se debe a que existe un incremento en la demanda de aromáticos en el sector petroquímico, debido al amplio uso del tolueno en mezclas de gasolina para potenciar el octanaje. Por otra parte, el tolueno se necesita como materia prima para el desarrollo de productos químicos intermedios, fibras sintéticas, tintes y elastómeros, entre otros.

Las empresas más importantes relacionadas con el comercio del tolueno son: BASF, Shell, HELM AG, Covestro, Sinopec, Formosa Plastics, Lyondell Basel, BP Chemicals, Mitsui Chemicals, etc

4.2.1.1. Tipos de mercado

El mercado de los derivados del tolueno se puede dividir principalmente en benceno/xileno, aditivos de gasolina, diisocianato de tolueno, y otros. El benceno y xileno tuvieron la mayor cuota de mercado en el 2022, y se espera que esta se incremente en un 5,4% de tasa de crecimiento anual de debido al aumento de la demanda de sus derivados como el poliéster. Estos químicos se usan en la síntesis de plásticos, resinas, fibras sintéticas, caucho, y medicamentos, entre otros.

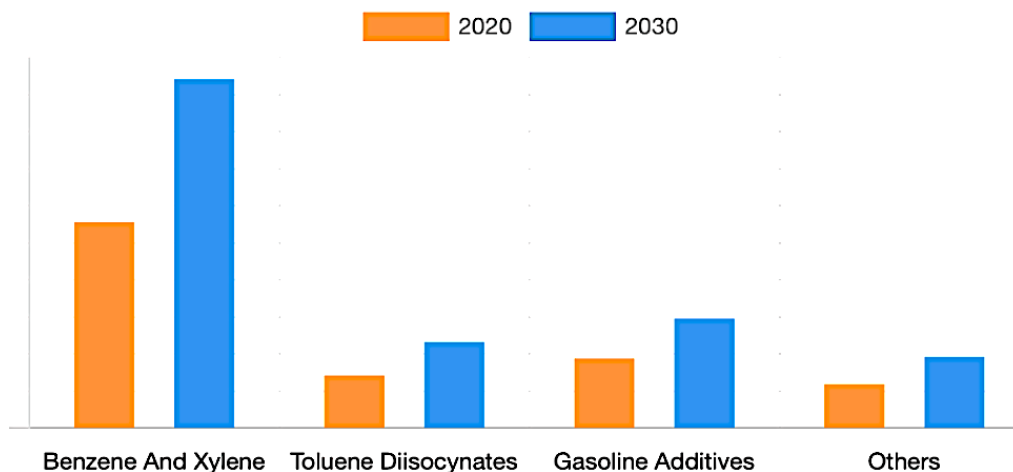


Figura 31. Mercado de los derivados del tolueno en 2020 y previsión del 2030 [31].

A pesar de ser muy usado en el sector petroquímico, las mayores ganancias del mercado del tolueno fueron se obtuvieron del sector farmacéutico, que constituyó un 31% de su mercado total en 2022. Además, se prevé que este sector crezca un 5,2% en tasa de crecimiento anual hasta 2030, debido al incremento de las enfermedades en las que se usan los medicamentos fabricados a partir del tolueno, y también del uso para el tratamiento de parásitos en mascotas. La producción global del tolueno, excluyendo este sector, se pronostica que se expanda en un 4,4%, según la empresa BASF.

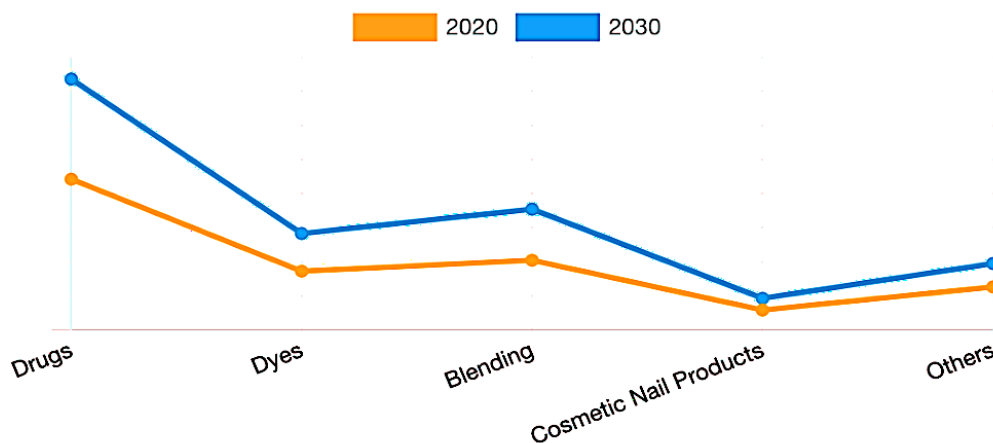


Figura 32. Mercado del tolueno por aplicación en 2020 y previsión del 2030 [31].

La mayor parte del tolueno en el 2022 fue obtenida a partir del reformado, siendo este uno de los principales procesos de producción de hidrocarburos aromáticos como el benceno y el tolueno. Se espera que este método de síntesis incremente su mercado en un 5,5% de tasa de crecimiento anual hasta el 2030. Debido a que el proyecto de planta de producción de metilciclohexano tiene una visión renovable, es interesante tener en cuenta la posibilidad de la obtención de la materia prima de una manera sostenible. Se conoce que en la actualidad BioBTX y Agilyx colaboran para la creación de la primera planta comercial de producción de BTX sostenible, utilizando pirólisis de plásticos [34].

4.2.1.2. Por región; importaciones y exportaciones

Asia fue, en 2022, la región con una mayor cuota de mercado del tolueno con un 46,2% [31]. Se espera que la región asiática presente la tasa de crecimiento más rápida a nivel global, con un 5,8% de tasa de crecimiento anual compuesta entre 2021 y 2030. Esto puede estar relacionado con la demanda creciente en industrias de salud, electrónica, pintura o cosmética, a una mayor modernización de estos sectores, y al crecimiento económico, químico y de nivel de vida de algunos de los países de este territorio.

En la Figura 33 se constata la diferencia de dinero entre importaciones y exportaciones de tolueno a nivel global en 2021. Los colores azules indican que el país es importador, mientras que los colores amarillos denotan países exportadores. El color gris significa que no se obtuvieron datos de ese país para el periodo estudiado.

Más concretamente, en 2021, los países con un mayor valor comercial en exportaciones de tolueno fueron Japón, con 321 millones de dólares, Tailandia, con 236 millones, Taipéi Chino, Singapur y Alemania, con 209 millones, 115 millones y 95,4 millones de dólares, respectivamente. Los mayores importadores de este producto químico fueron India, con 379 millones de dólares, Corea del Sur (198 millones), Vietnam (112 millones), Indonesia y China.

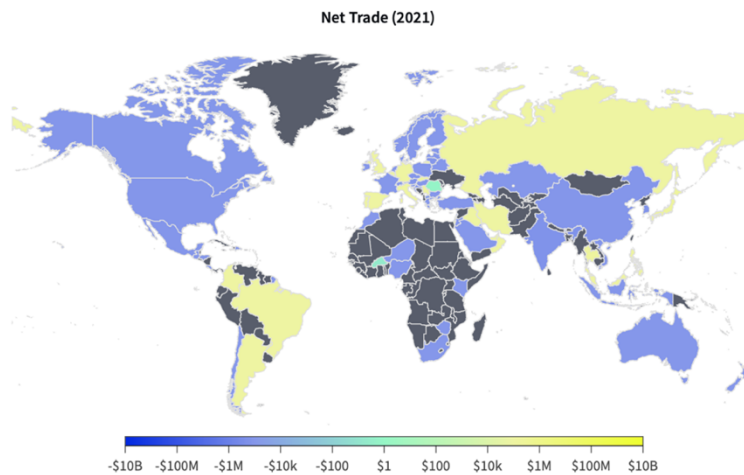


Figura 33. Diferencia de dinero entre importaciones y exportaciones de tolueno en 2021 [33].

El mercado de exportaciones del tolueno experimentó una caída del 2019 al 2020, por la crisis global de la pandemia del Covid-19, pero se recupera su crecimiento en 2021, y se espera que este mercado siga incrementándose. En la siguiente figura, cada color representa a una región: Asia - rojo, América del Sur - verde, Oceanía - naranja, Europa - violeta, África - amarillo, América del Norte - azul. Asia y Europa han sido, desde hace más de 10 años, las regiones con un mayor comercio del tolueno.

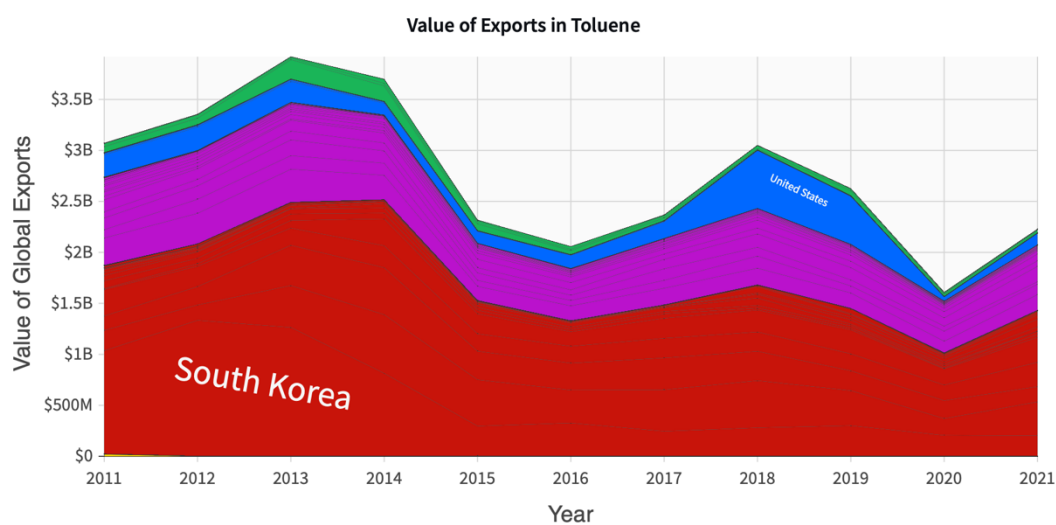


Figura 34. Evolución del mercado de exportaciones a nivel global desde el 2011 al 2021 por región [33].

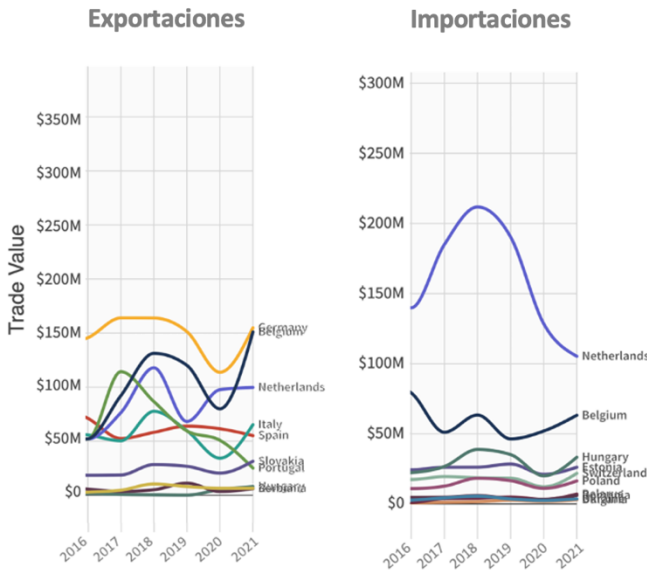


Figura 35. Evolución del valor de mercado de las exportaciones e importaciones en Europa del 2016 al 2021 [33].

En Europa, en los últimos años los países con mayor cantidad de exportación fueron Alemania, Bélgica y Países Bajos. Estos dos últimos, junto con Hungría, también fueron los países con mayor valor de importaciones de tolueno.

En las figuras adyacentes se puede observar la evolución del comercio en millones de dólares en Europa desde el 2016 hasta el 2021.

4.2.2. Coste

El precio del tolueno depende de la zona del que se obtenga el mismo. Actualmente, Europa y EEUU presentan los costes más elevados de este producto químico, mientras que el tolueno de las regiones asiáticas es más barato. La comparación de estos precios en un periodo de tiempo cercano del año 2023 se muestra en la Tabla 2.

Tabla 2. Coste del tolueno por región [37].

Región	Precio (USD/ton)	Fecha
Rotterdam	1054,25	26 de junio
Noroeste de Europa	991,25	4 de mayo
China	835	26 de junio
Corea del Sur	820	26 de junio
Golfo EEUU	1082,24	4 de mayo

Acto seguido, se realiza un análisis de la evolución del precio del tolueno en Europa. Las restricciones de viaje por el coronavirus debilitaron la demanda de petróleo, y con ello, los precios de este producto químico cayeron a mínimos históricos, por debajo de 300 dólares la tonelada, durante el periodo de pandemia.



Figura 36. Evolución del precio del tolueno en Europa entre 2006 y 2020 [35].

Sin embargo, en los últimos años, con la recuperación de la movilidad postpandemia y con la crisis de suministro por la guerra rusa, los precios han incrementado considerablemente, hasta llegar al precio actual de alrededor de 1000\$/ton. En las Figura 36 y Figura 37 se puede apreciar la evolución de los precios previa a la pandemia y la recuperación de los costes durante 2020-2021.

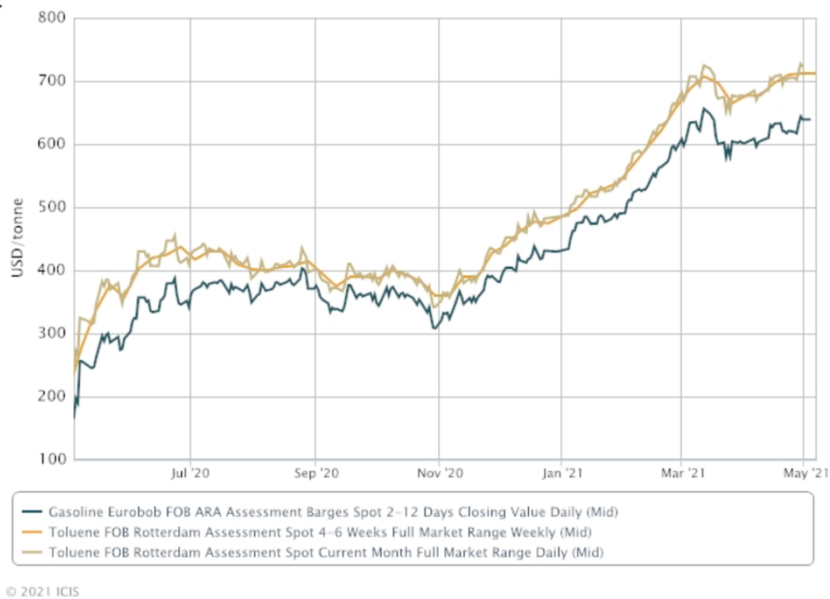


Figura 37. Evolución del precio del tolueno en Europa entre 2020 y 2021 [36].

5. Emplazamiento

En este apartado se estudiará la mejor localización de la planta en base a criterios como la disponibilidad de insumos, buena comunicación de la planta, disponibilidad de recursos humanos, clima favorable, y abastecimiento de servicios.

5.1. Justificación de la selección del emplazamiento

La planta de producción de metilciclohexano se situará en el Polígono Industrial 7 de Perafort, en Tarragona, España.



Figura 38. Situación de la planta

Este Polígono se haya en una ubicación privilegiada para el desarrollo de un proyecto de que utiliza hidrocarburos como materias primas, ya que en Tarragona se encuentra el complejo químico más grande del sur de Europa. Este complejo químico abarca industrias y empresas relacionadas con productos petroquímicos, donde destaca la refinería de Repsol, poliolefinas, plásticos, productos químicos orgánicos y química fina, entre otros; y se encuentra conectado al puerto de Tarragona por medio de red viaria y tuberías.

Por otra parte, es una ubicación ideal para implementar nuevos proyectos de hidrógeno. Esto se debe a que parte de las ayudas de la Comisión Europea dedicadas a la transición ecológica, concretamente al sector del hidrógeno verde, pretenden fomentar la creación de valles de hidrógeno a lo largo de Europa, siendo Tarragona uno de estos sitios, donde se establecería el Valle del Hidrógeno de Cataluña. Dentro de este gran proyecto, cabe destacar la creación y puesta en marcha en 2025 de un electrolizador de 150 MW de capacidad en Tarragona, gracias al consorcio liderado por Repsol y Enagás. Este sería el mayor electrolizador en toda España, suministrando hidrógeno a todas las industrias de la región, y además, se prevé un incremento de su capacidad hasta 1 GW a partir de 2027. ^[38]

Actualmente se está invirtiendo en la construcción de nuevas redes de hidrodutos del proyecto H2Med para el transporte de hidrógeno por Europa, que conectarían Barcelona y Marsella con el resto de los ejes de transporte de hidrógeno de la Península propuestos por Enagás para 2030-2040.



Figura 39. Redes de hidrógeno propuestas por Enagás. [39]

Por tanto, considerando todos los puntos mencionados anteriormente, se puede justificar la selección del emplazamiento como muy adecuado.

5.2. Características del emplazamiento

5.2.1. Localización

La parcela seleccionada se encuentra en Cami Mas Blanquet en el Polígono Industrial 7 de Perafort, en la zona norte del complejo químico industrial de Tarragona. Este dispone de una superficie de 42.796 m², lo que la hace ideal para el emplazamiento del proyecto, ya que dispone de espacio suficiente para su capacidad actual y para futuras mejoras o ampliaciones del proceso.

La planta de producción de metilciclohexano se implantará en el terreno presentado en la Figura 40.



Figura 40. Terreno seleccionado para el emplazamiento de la planta. [40]

5.2.2. Comunicación

5.2.2.1. Red viaria

El Polígono Industrial de Perafort se encuentra en un punto bien comunicado por carretera, pues se encuentra a 8 km de Tarragona, con la que está comunicado a través de la Autovía A-27 y la Nacional N-240, que cuentan con conexiones a otros polígonos y a la estación de tren. También tiene cercanía a otros puntos de comunicación de la región mediante la autopista AP-7.

Por tanto, se determina que este polígono tiene buenas comunicaciones por carretera.

5.2.2.2. Red marítima

El Polígono se encuentra a menos de 20 km por carretera al Puerto de Tarragona. Este es uno de los principales motores económicos de Cataluña, teniendo importancia sobre todo en el comercio internacional de los productos petroquímicos, ya que posee infraestructura segura y adaptada para el almacenamiento y tratamiento de petróleos, hidrocarburos y otros productos químicos. Se trata de la principal plataforma logística para la importación de materias primas del sector químico, y de exportación de los productos derivados, ya que su localización es estratégica, al tener una buena conexión comercial, particularmente con Europa, pero también con el resto del mundo. El Puerto tiene establecidas líneas marítimas regulares con 60 países, lo que facilita el transporte de materias primas y productos con cualquier parte del mundo. [41]

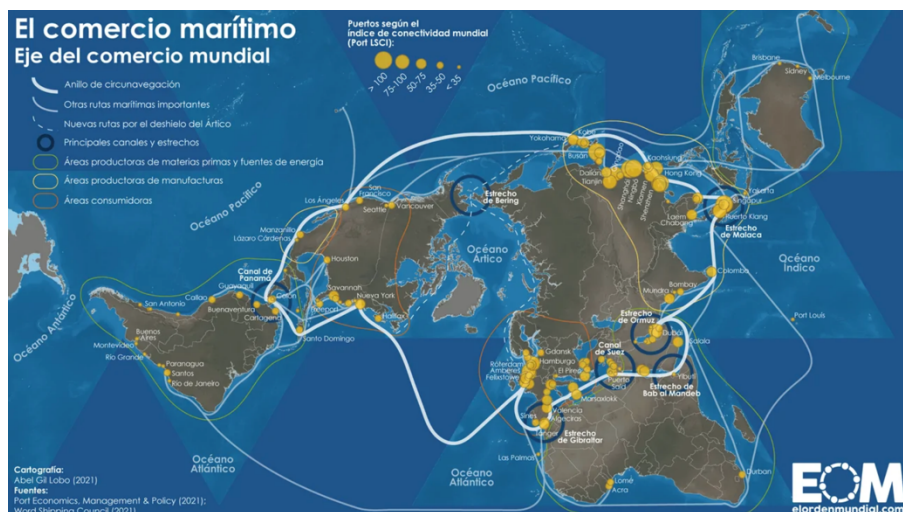


Figura 41. Redes de comercio marítimo internacional [42].

Cabe destacar que ChemMed, el clúster industrial, logístico, académico y científico de la química de Tarragona, se encuentra liderado por el Port de Tarragona y la AEQT (Asociación de Empresas Químicas de Tarragona). [43]

5.2.2.3. Red aérea

El Polígono tiene una buena comunicación aérea, con una distancia de 15 km al Aeropuerto de Reus, y de aproximadamente 90 km al Aeropuerto Josep Tarradellas-El Prat (Barcelona).

5.2.2.4. Red ferroviaria

Tarragona dispone de AVE a Barcelona y al interior de la península, y líneas ferroviarias hacia Europa a través de Francia. Las terminales de mercancías Tarragona-Clasificación y Tarragona-Constanti se encuentran a menos de 11 km de distancia.

5.2.3. Mano de obra

Se considera que existe mano de obra bien cualificada cercana, debido a su cercanía con ChemMed Tarragona, que dispone de centros de investigación y tecnología química como el Instituto Catalán de Investigación Química (ICIQ). A nivel académico destaca la Universidad Rovira i Virgili (URV), donde se oferta el *Máster interuniversitario de Tecnologías del Hidrógeno (Z)*, centros de formación profesional, y, además, a nivel de Cataluña existe una amplia oferta universitaria, con 12 universidades, 7 públicas y 5 privadas, que ofrecen diversos grados relacionados con la química y la ingeniería química. Por otra parte, las redes de transporte de la zona facilitarían la llegada de mano de obra cualificada y no cualificada procedente de otras regiones.

5.2.4. Servicios

La Asociación Empresarial Química de Tarragona ha dispuesto una serie de servicios e infraestructuras a disposición de las empresas químicas industriales presentes en el complejo químico de Tarragona. Entre ellos se encuentran:

- Tuberías de transporte de productos químicos, conocidas como Rack de Dixquímics, que comunican a las industrias con el puerto de Tarragona.
- Tres parques de bomberos que cubren tanto la zona del puerto como las empresas de los polígonos de Tarragona.
- Dos plantas de ciclo combinado que, con sus 820 MW de potencia, generan electricidad, vapor, agua desmineralizada y aire comprimido para el suministro de las distintas compañías.
- Suministro de agua regenerada para uso industrial.

5.2.5. Climatología

Tarragona se caracteriza por un clima mediterráneo con veranos cortos, despejados y calurosos, e inviernos largos, fríos, ventosos, con nubosidad parcial.

5.2.5.1. Temperatura

La temperatura en Tarragona es suave en invierno y cálida en verano. Esta región presenta una temporada templada de tres meses de duración en los meses de junio a septiembre, en la que la temperatura promedio es de más de 26°C, y una temperatura fresca de 4 meses entre noviembre y marzo en la que la temperatura máxima promedio es de menos de 17°C.

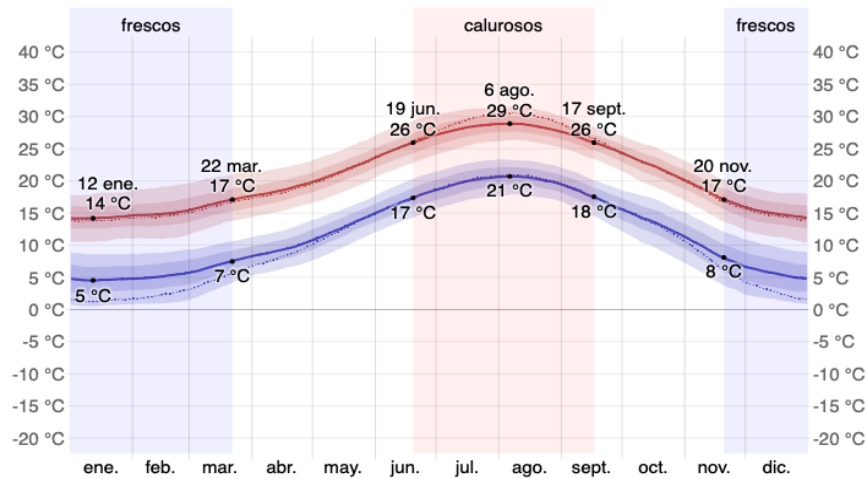


Figura 42. Temperatura en Tarragona a lo largo del año [45].

5.2.5.2. Nubosidad

El porcentaje de nubosidad en Tarragona varía a lo largo del año, con está aumentando principalmente en otoño, de un 29% a un 42%. Los meses de verano son principalmente despejados. En la Figura 43 se aprecian los niveles de nubosidad a lo largo de todo el año.

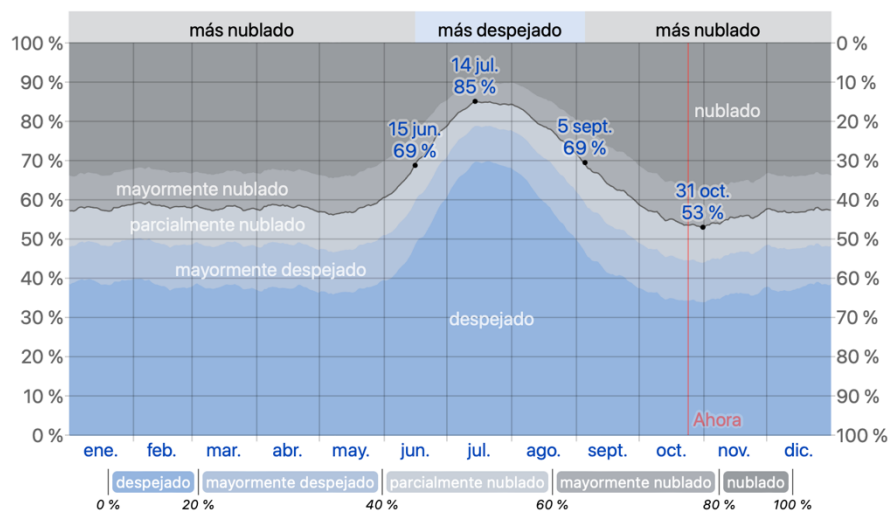


Figura 43. Nubosidad en Tarragona a lo largo del año [45].

5.2.5.3. Precipitaciones

Tarragona es una región con un porcentaje de precipitaciones anual bajo. En verano, las precipitaciones son bastante improbables, y estas se registran mayoritariamente en primavera y otoño, sobre todo en octubre, con un promedio de lluvia de 49 mm. En esta temporada, las lluvias pueden llegar a tener una elevada intensidad, pero suelen ser de corta duración.

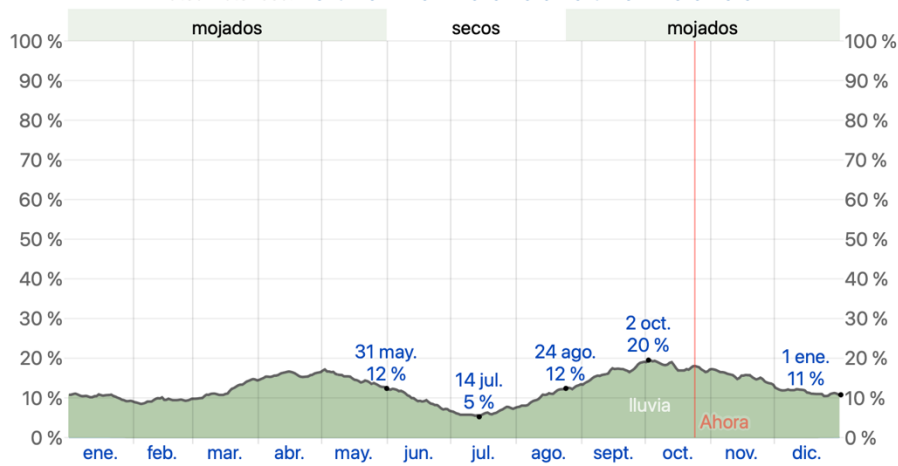


Figura 44. Precipitaciones en Tarragona a lo largo del año [45].

5.2.5.4. Viento

La ventosidad en la zona de Tarragona tiene variaciones estacionales considerables, con un promedio de viento de 15 km/h en los meses más ventosos de año, de octubre a abril, llegando a alcanzar los 17,2 km/h de media en diciembre, el mes más ventoso. El resto del año la velocidad del viento es de 12,6 km/h. En la siguiente figura se exhibe la velocidad promedio del viento en Tarragona a lo largo del año.

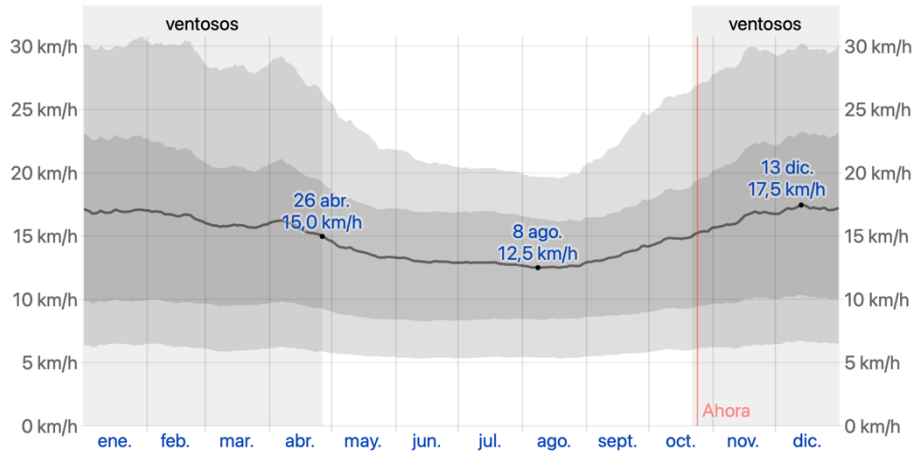


Figura 45. Velocidad del viento en Tarragona a lo largo del año [45].

5.2.5.5. Sismicidad

Como se puede apreciar en el mapa, la zona de Tarragona no es especialmente sísmica, por lo que no se supone que esto presente ningún inconveniente para la construcción de la planta química.

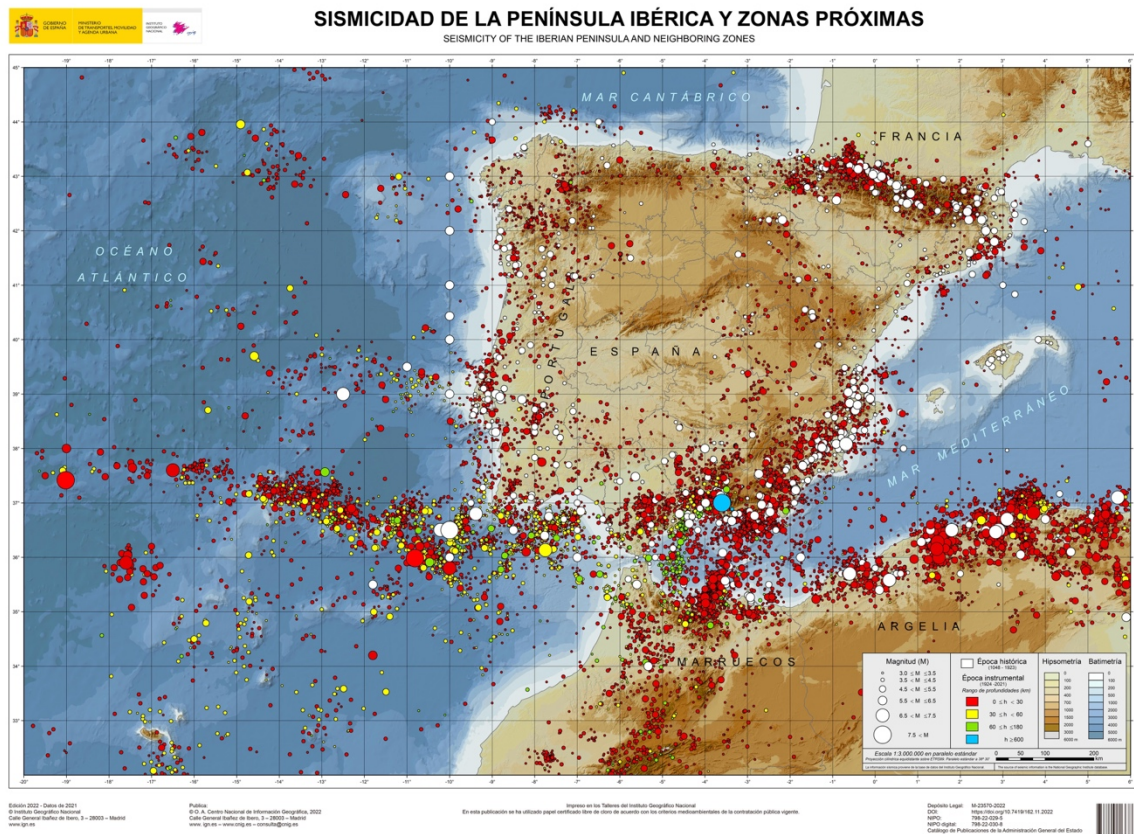


Figura 46. Mapa de sismicidad de la península ibérica y zonas próximas [46].

6. Estudio de viabilidad técnica

En este apartado se determinan las posibles limitaciones tecnológicas del proyecto y se evalúa si los recursos disponibles permiten el desarrollo del proyecto planta de producción de metilciclohexano.

6.1. Viabilidad tecnológica

Como se ha desarrollado en el apartado de análisis de alternativas, existen diversos procesos para la producción de metilciclohexano, con la reacción llevada a cabo en estado gaseoso o estado líquido. En la actualidad existen plantas químicas de empresas como Chiyoda o Axens, que llevan a cabo este proceso, con capacidades mayores a la de producción de esta planta, de 1800 t/año de hidrógeno.

Asimismo, es importante tener en cuenta la viabilidad del ciclo del carrier, ya que para los LOHC, el planteamiento inicial es la ida del carrier y el retorno de la materia prima. Recientemente se ha realizado un estudio de la viabilidad del ciclo de tolueno-MCH en el ámbito de un proyecto de transporte de hidrógeno desde St Fergus y Sullom Voe (Escocia) hasta Rotterdam. En este, se analizan dos escenarios, uno a pequeña escala, con un coste nivelado de 5,5 €/kg de hidrógeno para 40.100 toneladas al año en 2027, y otro a gran escala, con un coste nivelado de 2,9 €/kg de hidrógeno para 250.500 toneladas al año en 2031^[47]. En ambos escenarios no se identificaron barreras técnicas para el transporte y almacenando de hidrógeno en carriers, ya que se reutilizarían almacenamientos de otros petroquímico, al ser sus riesgos físicos y ecológicos equivalentes o incluso menores que aquellos

de los productos petroquímicos. También se identifican posibles optimizaciones de costes y tecnologías, como la optimización de la ubicación para la eliminación de necesidades de transporte entre ubicaciones en los sitios de exportación e importación.

Por tanto, se demuestra la viabilidad del tecnológica y del proceso, al ser este ya realizado a escala industrial, y del ciclo de tolueno-metilciclohexano como carrier de hidrógeno.

6.2. Disponibilidad de materias primas y venta de productos

La disponibilidad de insumos es uno de los factores críticos en la decisión del emplazamiento de la planta, puesto que sin estas el proceso no puede llevarse a cabo. En la producción de metilciclohexano, las materias primas necesarias son hidrógeno y tolueno.

El hidrógeno se podrá obtener de los hidroductos que conectarán el complejo químico de Tarragona con los proyectos de obtención de hidrógeno presentes en la región, como el futuro electrolizador de 150 MW ^[38], y con otras fuentes de esta materia prima a través del corredor ibérico H2Med ^[39]. También se podría importar del Puerto de Tarragona en caso de que fuera necesario.

El tolueno, por otra parte, se podría obtener de la industria local a partir de la refinería Repsol presente en el complejo, o incluso importándolo por barco de las regiones productoras a través del Puerto, que es uno de los principales puntos de importación de materias primas necesarias en procesos de producción, y tiene una gran relevancia en el sector de productos petroquímicos, ya que en Tarragona se producen anualmente 20 millones de toneladas provenientes de este sector industrial. El Puerto de Tarragona además presenta una gran ventaja al facilitar la llegada de las materias primas a su punto de consumo gracias a las 71 líneas de tuberías *Dixquímics* que lo conectan a las industrias químicas.

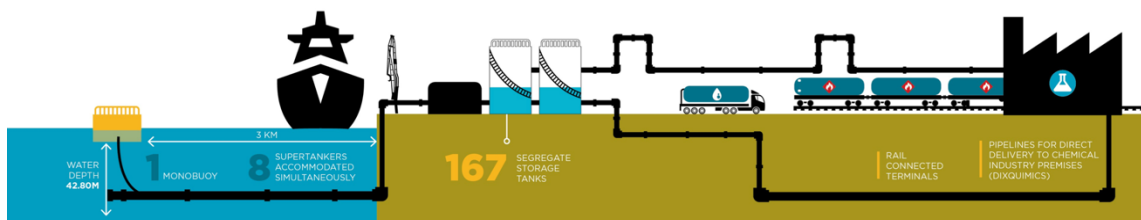


Figura 47. Facilidades del Puerto de Tarragona para los productos petroquímicos [48]

El producto obtenido en planta es el metilciclohexano, que como se ha explicado en alternativas y mercado, es un carrier de hidrógeno. Por tanto, este se transportará a centros de demanda de hidrógeno, como Alemania, otros países de la región norte de Europa, Oriente Medio y China. Su transporte es sencillo ya que se realiza a condiciones ambientales y en tanques comunes a la industria petroquímica, por lo que se podría aprovechar la infraestructura actual presente en el Puerto de Tarragona. Además, gracias a la ubicación de la planta, se podría incluso considerar el transporte en camiones hacia puntos de demanda en Europa.

Se espera que los carriers tomen importancia en el futuro del hidrógeno, y con una previsión de mercado positiva, y plantas de deshidrogenación siendo construidas en regiones con gran requerimiento de hidrógeno, se puede garantizar la demanda de este producto químico.

6.3. Disponibilidad de equipos

Para el proceso de producción de metilciclohexano son necesarios varios intercambiadores de calor, bombas, válvulas, y un reactor multitubular para hidrogenación. En el proyecto se proporcionan datos suficientes para llevar a cabo el diseño de la mayoría de los equipos, o para conseguirlos por catálogo, ya que todos estos son de uso común en la industria, por lo que existe una gran disponibilidad en el mercado.



Figura 48. Reactor de hidrogenación catalítico industrial proporcionado por el fabricante Aeidan Industries [49].

6.4. Disponibilidad de catalizadores

En este proceso, el reactor de hidrogenación es catalítico, y se usa un catalizador de Níquel con soporte de Al_2O_3 . Este es un catalizador que lleva mucho tiempo en la industria para hidrogenación, y por tanto, existe una amplia disponibilidad en mercado. Particularmente, empresas como BASF o Axens disponen de este preciso catalizador.



Figura 49. Catalizador de $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$ para hidrogenación [50].

6.5. Disponibilidad de utilidades

Dentro de la planta de producción de metilciclohexano se utilizan diversas utilidades:

- Energía eléctrica: se emplea para el funcionamiento de equipos y red de alumbrado, y es suministrada de la red eléctrica.

- Vapor de calefacción: se genera en las calderas, normalmente a partir de gas natural, y se utiliza en los distintos intercambiadores de calor.
- Gas natural: usado para la obtención del vapor en calderas.
- Agua de proceso: se obtiene a partir de la red de suministro de agua. Esta se usa en los intercambiadores de calor para enfriamiento.

Como se ha explicado en el apartado de emplazamiento, el Polígono Industrial seleccionado dispone de utilidades y servicios necesarios para la instalación de una planta industrial. Tanto la electricidad, como el abastecimiento de agua para proceso o el gas serán proporcionados por el polígono. Por tanto, el Polígono de Perafort garantiza la disponibilidad de las utilidades necesarias para la planta de producción de metilciclohexano.

6.6. Seguridad en la planta

Poder garantizar la seguridad de la planta, de los trabajadores y de los alrededores es fundamental cuando se analiza la viabilidad técnica, ya que, en el caso contrario, el proyecto sería rechazado.

La planta de producción de metilciclohexano opera a temperaturas inferiores de 200°C y a presiones relativamente bajas. Sin embargo, se trata con un producto químico potencialmente peligroso, el hidrógeno, debido a sus límites de inflamabilidad. Buscando evitar fugas y garantizar la seguridad del proceso, se emplea tecnología desarrollada específicamente para hidrógeno, como conducciones fabricadas con materiales resistentes, o sensores de gas que lo detecten. Otros instrumentos muy necesarios en las plantas donde se trabaja con hidrógeno son los detectores de llama, ya que el incendio provocado por este producto químico es casi invisible, al ser el hidrógeno incoloro e inodoro, y no producir residuos contaminantes en su combustión.



Figura 50: Sensores/detectores de gas de cama catalítica. A la derecha, el modelo Dräger Polytron® 8200 CAT. [51]
A la izquierda el modelo Sensepoint XCD de Honeywell. [52]

Por otra parte, para el almacenamiento del hidrógeno se emplean tanques validados, es decir, que se hayan sometido a distintas pruebas de seguridad, como pruebas de permeabilidad, de ciclo, de inflamabilidad, o de caída, ya que en ellos, el hidrógeno se almacena a altas presiones y puede ser una fuente de riesgo.



Figura 51. Tanque de almacenamiento de hidrógeno a alta presión.

Como precaución ante posibles casos extremos, se instalan otros equipos específicos como válvulas de alivio de materiales certificados resistentes a este producto químico, o válvulas on/off neumáticas que permitan el cierre de los tanques de almacenamiento y el aislamiento de componentes clave en sistemas de alta presión.



Figura 52. Válvula on/off TESCOM VA. [53]

También se instalan lazos de control para mantener las distintas variables de proceso en los valores correctos y se diseñan los equipos en base a unas condiciones de diseño máximas, con los materiales más adecuados en cada caso. Para garantizar una mayor seguridad en los lazos de control correspondientes a las corrientes de hidrógeno, se usaría instrumentación de control específicamente desarrollada para esto; algunos de estos equipos serán mencionados más adelante en el apartado de Control e Instrumentación.

7. Descripción del proceso

El proceso de obtención del metilciclohexano se divide en el acondicionamiento de las materias primas y la reacción de hidrogenación para la síntesis del producto.

La primera materia prima del proceso, el tolueno, entra por la corriente 1, en condiciones atmosféricas y se aumenta hasta alcanzar la presión de reacción, 136,2 kPa, utilizando una bomba centrífuga. Esta corriente 2 se calienta en un intercambiador de calor hasta los 170°C, conformando la corriente 3.

La otra materia prima, el hidrógeno, entra por la corriente 4 a presión de 150 bar y temperatura ambiente. Su presión disminuye hasta 136,2 kPa usando una válvula de expansión. Esta nueva corriente, 5, se introduce en un intercambiador de calor con el objetivo de incrementar su temperatura hasta la de reacción, 170°C.

A continuación, las corrientes anteriores se mezclan, formando la corriente 7, la cual se introduce en el reactor multitubular de lecho fijo, que opera a una presión de 136,2 kPa atm y temperatura de 170°C. La reacción tiene lugar en fase gas en presencia de un catalizador de níquel, cuya conversión es del 99% y selectividad del 100%.

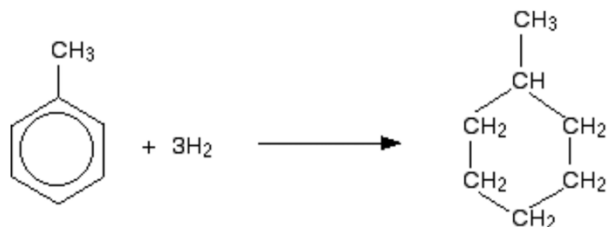


Figura 53. Reacción de hidrogenación del tolueno

La corriente de salida del reactor, corriente 8, que se compone principalmente de metilciclohexano, con un 99% de pureza, se enfría en un intercambiador de calor para poder almacenarla en estado líquido en tanques para su posterior transporte, saliendo de proceso como la corriente 9.

8. Descripción de la instalación

8.1. Zona de proceso

En esta zona se hallarán todos los equipos de proceso, y es donde se lleva a cabo el acondicionamiento de las materias primas y su posterior reacción para su conversión a metilciclohexano, tal y como se ha explicado en el apartado anterior, descripción del proceso.

8.2. Zona de tanques de almacenamiento

El almacenaje de las materias primas y productos se realiza en tanques de almacenamiento en una zona específica para los mismos con el fin de mantener distancias seguras entre las zonas de la planta, garantizando la seguridad de la misma ante un posible accidente o fuga. Entre estos también deben cubrirse ciertas distancias de seguridad dependiendo del tipo de tanque, siguiendo la normativa GAP 2.5.2.

En el tanque TK-101, cilíndrico de lecho flotante, se almacena el tolueno a temperatura y presión ambiente, mientras que en el tanque TK-102, esférico y a presión de 150 bar, se almacena el hidrógeno. Por último el metilciclohexano producido se almacena en el tanque TK-103, que también es de tipo cilíndrico con lecho flotante.

8.3. Zona de carga y descarga

Esta zona, situada cercana al área de almacenamiento, será donde se produzca la descarga de materias primas y la carga de producto.

8.4. Área de utilidades

En esta área se dispondrá del equipamiento necesario para la generación de las utilidades necesitadas en planta, como calderas para la generación del vapor de media presión.

8.5. Otras instalaciones

Entre estas se incluyen las oficinas, el laboratorio, la sala de control, los servicios y los espacios auxiliares, las cuales se harán en edificaciones lo suficientemente alejadas de la zona de producción y de almacenamiento, con el objetivo de cumplir las medidas de seguridad necesarias para aumentar el tiempo de reacción ante un accidente, ya que la mayor parte de trabajadores de planta se encontrarán en estas instalaciones.

9. Descripción de los equipos

9.1. Bomba P-101

La función de la bomba P-101 es impulsar y aumentar la presión de entrada al proceso del tolueno, que entra a presión atmosférica. Así, la corriente se adecuará a la presión de trabajo del reactor, de 136,2 kPa.

9.2. Intercambiador de calor E-101

El intercambiador de calor E-101 tiene como objetivo aumentar evaporar el tolueno y aumentar su temperatura hasta los 170°C, que es la temperatura de trabajo del reactor. Para ello se utiliza vapor de media presión.

9.3. Válvula de expansión VLV-101

La válvula de expansión VLV-101 se usa para disminuir la presión del hidrógeno que entra a planta, el cual estaba almacenado a 150 bar, hasta la presión a la que se realiza la reacción, de 136,2 kPa.

9.4. Intercambiador de calor E-102

El objetivo del intercambiador de calor E-102 es aumentar la temperatura de la corriente de hidrógeno hasta los 170°C, que es la temperatura del reactor. Para lograrlo, se usa vapor de media presión.

9.5. Reactor R-101

El reactor R-101 es un reactor catalítico multitubular de lecho fijo, en el que transcurre la reacción de hidrogenación en estado gaseoso, a temperatura de 170°C y presión de 136,2 kPa. Esta está catalizada por níquel en soporte de Al_2O_3 , con una conversión del 99% y una selectividad del 100%.

La reacción que tiene lugar en este reactor es muy exotérmica, para lo que se usa una configuración análoga a un intercambiador de calor de carcasa y tubos, con el catalizador y los reactantes en el lado de tubos, mientras se circula agua refrigerante por el lado de carcasa.

9.6. Intercambiador de calor E-103

La función del intercambiador de calor E-103 es reducir la temperatura de la corriente de metilciclohexano saliente del reactor, condensándolo y enfriándolo, usando agua de refrigeración, para su posterior almacenamiento.

10. Control e instrumentación

10.1. Introducción

Todo proceso químico llevado a escala industrial, a pesar de funcionar en estado estacionario, es susceptible de perturbaciones a lo largo del tiempo, debido a que es un sistema dinámico. Estas deben ser tenidas en cuenta en el diseño, puesto que las desviaciones en los valores de las variables de proceso pueden afectar a la capacidad de producción y a los beneficios de la planta, y en casos más extremos, a la seguridad del personal, al medio ambiente y a los equipos adyacentes.

Para la monitorización y corrección de las perturbaciones que se producen en un proceso, y para reducir estos riesgos y aumentar la seguridad y garantizar un correcto funcionamiento de la planta, se utilizan los sistemas de control. Dentro de este punto se presentan los sistemas de control diseñados para la planta de producción de metilciclohexano.

10.2. Tipos de controladores

El controlador es un elemento clave en el sistema de control, ya que permite determinar la actuación necesaria a partir de la información obtenida por los elementos primarios, y transmite la información al elemento final de control para manipular la variable de proceso. Existen diferentes algoritmos de control, los cuales se pueden combinar, pero los más comunes en la industria son los siguientes:

- Control proporcional integral: la acción es inmediata tras la detección de un error y también proporcional a la integral de la señal de esta, por lo que actúa hasta eliminar la perturbación y devolver la variable al setpoint. El error se corrige en un periodo de respuesta amplio.
- Control proporcional integral derivativo: además de tener en cuenta los principios mencionados anteriormente, tiene también carácter de predicción, por lo que el control es más rápido y estable, aunque mucho más susceptible al ruido.

10.3. Tipos de control

A continuación, se explican las configuraciones de control más usadas en la industria.

- Control feedback: se mide la variable de proceso y se compara con el punto de consigna o setpoint, creando un error, el cual se utiliza para determinar la acción correctora del elemento final de control. Este es el método más simple utilizado en el control de procesos.
- Control deductivo: utiliza medidas secundarias para modificar la variable manipulada. Las medidas secundarias son aquellas tomadas cuando la variable controlada no puede ser medida, por lo que se debe usar un equipo de cálculo para estimar dichos valores usando estas medidas.

- Control feedforward: usa medidas directas de las perturbaciones para ajustar las variables manipuladas, anticipándose a los efectos de estas en el proceso.
- Control en cascada: la señal de salida de un controlador se conecta al punto de consigna de un segundo controlador, donde cada controlador mide una variable diferente del mismo proceso.
- Control relacional: permite mantener el control de una corriente en la proporción especificada a otra corriente; para ello una de ellas actúa como corriente maestra, y la otra es manipulada para cumplir dicha proporción.

En la siguiente figura se puede observar un lazo de control feedback, con todos los elementos que conforman un lazo de control.

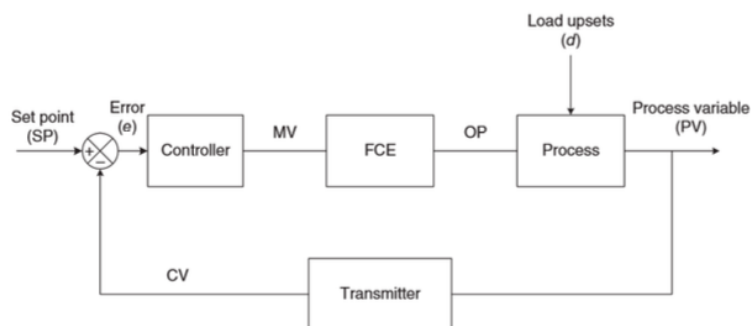


Figura 54. Lazo de control feedback.

10.4. Nomenclatura de los sistemas de control

Los lazos de control se identificarán de acuerdo con las normas ANSI/ISA-5.1, 2009, cuyo objetivo es la uniformización de la representación de los instrumentos y sistemas de instrumentación de medida y control. ^[54]

Cada instrumento del lazo de control se designa con un código según la siguiente notación:

XYZ – ABB

Donde X indica el tipo de variable medida, YZ la función del dispositivo, A el número de sección y BB al número de lazo. En la Tabla 3 se recoge la nomenclatura usada en este proyecto para el diseño de los lazos de control:

Tabla 3. Nomenclatura utilizada para los sistemas de control del proyecto planta de producción de MCH.

Letra	Primera	Siguientes
A	Composición	Alarma
C	-	Controlador
F	Flujo	-
H	-	Alto
I	-	Indicador
L	-	Bajo
P	Presión	-
T	Temperatura	Transmisor
V	-	Válvula

Asimismo, cada elemento del lazo de control se encuentra dentro de una figura, normalmente circular, con las letras XYZ en la parte superior, y en la parte inferior la identificación del lazo de control, como se puede apreciar en la figura. La presencia de una raya continua en el centro del círculo indica que el elemento está en una localización remota respecto al punto de medida de la variable medida y montado en el panel de control. La línea discontinua indica que ese elemento, situado en una localización remota respecto al punto de medida la variable medida, está montado detrás del panel de control. La ausencia de línea en el símbolo circular representa un elemento montado localmente respecto al punto de medida de la variable.



Figura 55. Nomenclatura de los elementos de control.

Por otra parte, las señales de información transmitidas entre elementos pueden ser de tipos diferentes, y para su identificación se utiliza otra simbología.

10.5. Descripción de los lazos de control

10.5.1. Lazo de control FIC-101

El objetivo del lazo de control FIC-101 es regular el flujo de tolueno que entra a la bomba P-101, encargada de incrementar la presión de esta corriente. Para ello se controla la corriente de reflujo del equipo mediante un control feedback. Cuando el transmisor FT-101 detecta un cambio en el flujo de salida de la bomba, manda la información al controlador FIC-101, que compara el valor del caudal medido con el setpoint y toma la decisión de abrir la válvula FCV-101 si el caudal fuera demasiado bajo. para permitir que parte del flujo se recirculase a la entrada de la bomba, o cerrarla si este fuera demasiado alto.

Tabla 4. Lazo de control FIC-101.

Variable controlada	Flujo de salida de la bomba P-101
Variable manipulada	Corriente de reflujo del equipo
Elementos principales del lazo de control	Transmisor de flujo FT-101 Controlador/indicador de flujo FIC-101 Válvula de control FCV-101
Estrategia de control	Control feedback
Algoritmo de control	Control PID

10.5.2. Lazo de control TIC-102

El lazo de control TIC-102 se encarga de regular la temperatura del tolueno a la salida del intercambiador de calor E-101, que debe ser de 170°C. Esta es controlada mediante un sistema de control en cascada, debido a que se esperan fluctuaciones continuas en el flujo de vapor. El bucle primario, cuyo transmisor TT-102 controla la temperatura de salida del intercambiador y envía su valor al controlador TIC-102, el cual cambia el conjunto FIC-102 en consecuencia. En el bucle secundario, el transmisor FT-102 transmite el valor del flujo de entrada del vapor de media presión al controlador FIC-102, y en caso de existir una diferencia, susodicho controlador actuará sobre la válvula TCV-102, que permite manipular el flujo de vapor de media presión que entra en el intercambiador.

Tabla 5. Lazo de control TIC-102.

Variable controlada	Temperatura de salida del intercambiador E-101
Variable manipulada	Corriente de vapor de media presión que entra al intercambiador E-101
Elementos principales del lazo de control	Transmisor de temperatura TT-102 Controlador/indicador de temperatura TIC-102 Transmisor de flujo FT-102 Controlador/indicador de flujo FIC-102 Válvula de control FCV-101
Estrategia de control	Control en cascada
Algoritmo de control	Control PID

10.5.3. Lazo de control FIC-103

El lazo de control FIC-103 es el encargado de regular el caudal de entrada al intercambiador E-102. Para ello se controla la corriente de reflujo del equipo mediante un control feedback. Cuando el transmisor FT-103 detecta un cambio en el flujo manda la información al controlador FIC-103, el cual

compara el valor del caudal medido con el setpoint y modifica la apertura de la válvula FCV-103 en consecuencia.

Tabla 6. Lazo de control FIC-102.

Variable controlada	Flujo de entrada del intercambiador E-102
Variable manipulada	Corriente de reflujo
Elementos principales del lazo de control	Transmisor de flujo FT-103 Controlador/indicador de flujo FIC-103 Válvula de control FCV-103
Estrategia de control	Control feedback
Algoritmo de control	Control PID

10.5.4. Lazo de control TIC-104

El objetivo del lazo de control TIC-104 es regular la temperatura de la corriente de hidrógeno a la salida del intercambiador de calor E-102, utilizando un control en cascada análogo al lazo de control TIC-102. Esta temperatura es controlada mediante el transmisor TT-104, que envía el valor al controlador TIC-104, el cual envía su valor al controlador FIC-104 del bucle secundario, que lo comparará con el punto de consigna, y aumentará o disminuirá el caudal de vapor de entrada al intercambiador E-102 mediante la válvula de control TCV-104. También el transmisor de flujo FT-104 envía datos del flujo de la corriente de entrada de vapor para una respuesta rápida del sistema de control en caso de que se produzcan perturbaciones.

Tabla 7. Lazo de control TIC-102.

Variable controlada	Temperatura de salida del intercambiador E-102
Variable manipulada	Corriente de vapor de media presión que entra al intercambiador E-102
Elementos principales del lazo de control	Transmisor de temperatura TT-104 Controlador/indicador de temperatura TIC-104 Transmisor de flujo FT-104 Controlador/indicador de flujo FIC-104 Válvula de control TCV-104
Estrategia de control	Control en cascada
Algoritmo de control	Control PID

10.5.5. Lazo de control TIC-105

El objetivo del lazo de control TIC-105 es regular la temperatura de salida del reactor R-101. Para ello se manipula el flujo de la corriente de agua de refrigeración que se introduce en el reactor. La temperatura de la corriente de salida es medida por el transmisor TT-105, el cual envía el valor al controlador TIC-105, comparando este el valor medido con el setpoint. El caudal de la utilidad se manipula usando la válvula de control TCV-105, la cual se abre si la temperatura de la corriente de salida es muy elevada, lo que permite disminuir la temperatura en el interior del reactor al permitir la entrada de un mayor caudal de agua de refrigeración, o viceversa.

Tabla 8. Lazo de control TIC-103.

Variable controlada	Temperatura de salida del reactor R-101
Variable manipulada	Corriente de agua de refrigeración que entra al reactor R-101
Elementos principales del lazo de control	Transmisor de temperatura TT-105 Controlador/indicador de temperatura TIC-105 Válvula de control TCV-105
Estrategia de control	Control feedback
Algoritmo de control	Control PID

10.5.6. Lazo de control PIC-101

Este lazo permite mantener y controlar la presión en el reactor R-101. Para ello, el transmisor PT-101 envía una señal al controlador PIC-101, comparando el valor medido con el setpoint, y, en caso de ser necesario, actuando sobre la válvula de control PCV-101. Si la presión en el interior del reactor es mayor que el setpoint, dicha válvula se abrirá para permitir el incremento del caudal de gases de salida del reactor, disminuyendo la presión en el interior del equipo, o, por el contrario, se cerrará si la presión en el reactor es menor de lo que debería

Tabla 9. Lazo de control PIC-101.

Variable controlada	Presión en el reactor R-101
Variable manipulada	Flujo de salida de la corriente del reactor R-301
Elementos principales del lazo de control	Transmisor de temperatura PT-101 Controlador/indicador de temperatura PIC-101 Válvula de control PCV-101
Estrategia de control	Control feedback
Algoritmo de control	Control PID

10.5.7. Lazo de control TIC-106

El objetivo del lazo de control TIC-106 es regular la temperatura de salida del intercambiador E-103. Para ello se manipula el flujo de la corriente de agua de refrigeración que se introduce en el intercambiador. Esta temperatura de la corriente de salida es medida por el transmisor TT-106, enviada al controlador TIC-106, y comparada en este con el setpoint. A continuación se manipulará la válvula de control TCV-106, aumentando o disminuyendo el caudal de agua de refrigeración de entrada al intercambiador E-103 análogamente al funcionamiento del lazo TIC-106.

Tabla 10. Lazo de control TIC-104.

Variable controlada	Temperatura de salida del intercambiador E-103
Variable manipulada	Corriente de agua de refrigeración que entra al intercambiador E-103
Elementos principales del lazo de control	Transmisor de temperatura TT-106 Controlador/indicador de temperatura TIC-106 Válvula de control TCV-106
Estrategia de control	Control feedback
Algoritmo de control	Control PID

10.6. Instrumentación adicional

10.6.1. Alarmas

Las alarmas son dispositivos diseñados para alertar cuando se alcanza un nivel crítico de una de las variables del proceso, ya sea nivel, temperatura, o presión. Esto se consigue produciendo señales normalmente luminosas o auditivas que notifican a los técnicos y operarios de control de que existe un problema. En este proceso se instalarán alarmas de alta (TAH-101) y baja temperatura (TAL-101) en el equipo principal, el reactor R-101.

10.6.2. Válvulas de alivio

Se instalan válvulas de alivio de presión en aquellos equipos que operan a una presión mayor que la atmosférica para proteger a la planta ante sobrepresiones. Por ello, se colocan válvulas de alivio en los intercambiadores de calor E-101 y E-102, y en el reactor R-101.

10.7. Instrumentación específica para hidrógeno

Tratar con hidrógeno es complicado, puesto que una fuga de este puede causar graves accidentes debido a su amplio rango de inflamabilidad en aire, como se ha mencionado anteriormente. Para garantizar la seguridad y un mejor control de los procesos que involucran hidrógeno, diversos fabricantes diseñan instrumentación teniendo en cuenta sus riesgos y características específicas, como el uso de soldaduras y empaquetaduras apropiadas en las válvula de control de hidrógeno. A continuación se presentan algunos ejemplos de esta instrumentación, entre los que se encuentran medidores de las posibles variables controladas y actuadores como válvulas de control.

- **Medidor de temperatura Rosemount X-well.** Este medidor de temperatura permite la medición precisa y no invasiva sin termopozos ni penetraciones en el proceso que puedan crear puntos de fuga de hidrógeno.
- **Medidor de flujo Coriolis HPC015 de Micro Motion.** Caudalímetros compactos para aplicaciones de dosificación de hidrógeno con un diseño carente de piezas móviles que se puedan desgastar. También fácil de instalar y buena precisión de caudal másico.
- **Válvulas proporcionales, de solenoide y de retención de ASCO.** Distintas válvulas que permiten un control preciso del flujo de hidrógeno y con una vida útil larga.
- **Válvulas de instrumentación Anderson Greenwood.** Serie de válvulas que proporcionan un sellado mejorado del hidrógeno a altas presiones usando sello de vástago, con un diseño a prueba de fugas. Especialmente indicadas para los sistemas de dispensado de hidrógeno combustible.
- **Fisher GX Válvula de control y actuador.** Esta puede cumplir con una alta gama de requisitos de tamaño de tubería y flujo. Está disponible como válvula tres vías, lo que la hace muy adecuada para un control preciso de la temperatura
- **Regulador de hidrógeno de alta presión (KGPR65D).** Es una válvula reguladora que permite reducir la presión del flujo del gas de hidrógeno del tanque de almacenamiento al punto de suministro, usando tecnología de control de alta precisión.

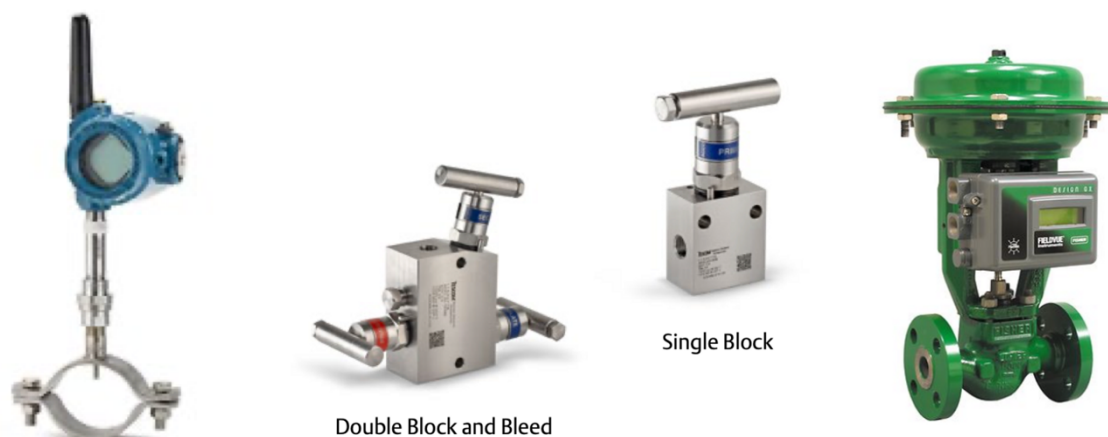


Figura 56. Instrumentación específica de hidrógeno. De izquierda a derecha: Rosemount X-Well (medidor de temperatura) [53], 2 Anderson Greenwood (válvulas de instrumentación) [55], y Fisher GX (válvula de control y actuador). [56]

11. Seguridad en la instalación

11.1. Introducción

La seguridad de la instalación es muy importante, y deben tenerse en cuenta los posibles peligros que conlleve tratar con distintas sustancias químicas. La directiva Seveso es la legislación correspondiente al control de riesgos de accidentes que involucran sustancias peligrosas. Siguiendo esta directiva, en este apartado se clasificará la planta tras realizar un inventario de sustancias del proceso. También se realizará un estudio de reactividad, se calcularán las distancias de seguridad mínimas entre equipos y se calculará el índice de incendio y explosión. Por último, se planteará un escenario de fuga y se harán los cálculos para el dimensionamiento de una válvula de alivio.

11.2. Inventario de sustancias

El Real Decreto 840/2015, del 21 de septiembre, tiene como propósito la prevención y disminución de accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas y de sus consecuencias. Por este se aprueban las medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas.^[57]

Para la aplicación de esta normativa y la realización del inventario de sustancias empleadas en el proceso, se deben conocer ciertas propiedades de estas, las cuales se definen a continuación:

- **Punto flash:** temperatura más baja a la cual los vapores que emanan de un líquido pueden arder.
- **Temperatura de autoignición:** temperatura a partir de la cual una sustancia puede incendiarse sin la necesidad de una fuente de ignición.
- **Límite inferior de inflamabilidad y límite superior de inflamabilidad:** la concentración más baja o alta, respectivamente, de vapor o gas (como porcentaje en volumen de la sustancia en el aire), que, en presencia de una fuente de ignición, produce un incendio flash.

Mostradas en la Tabla 11, se hallan las susodichas propiedades de los químicos empleados en el proceso. Estos datos se han obtenido de las fichas de seguridad encontrados en el Anexo IV.

Tabla 11. Propiedades termodinámicas de las sustancias presentes en la planta de producción de metilciclohexano. Elaboración propia.

Nombre sustancia	Punto flash (°C)	T. autoignición (°C)	Lím. Inferior de inflamabilidad (%)	Lím superior de inflamabilidad (%)
Tolueno	4,4	480	1,1	7,1
Hidrógeno	N/A	560	4	77
Metilciclohexano	-3	285	1,2	6,7

11.3. Clasificación de la instalación

La clasificación de la instalación se realiza según el Real Decreto 840/2015, de 21 de septiembre, y esta se podrá catalogar según sea un establecimiento de nivel inferior o de nivel superior. Un establecimiento se define como la totalidad del emplazamiento en el que se encuentren sustancias peligrosas.

- **Establecimiento de nivel inferior:** establecimiento en el que haya presentes sustancias peligrosas en cantidades iguales o superiores a las especificadas en el umbral inferior.
- **Establecimiento de nivel superior:** establecimiento en el que haya presentes sustancias peligrosas en cantidades iguales o superiores a las especificadas en el umbral superior.

En ausencia de cumplir las situaciones previas para todas las sustancias presentes, deben realizarse cálculos aplicando la regla de las sumas con el objetivo de clasificar la instalación independientemente de la cantidad individual de cada sustancia y su umbral.

Para el cálculo se considera la cantidad contenida en los tanques de almacenamiento, ya que esta es la máxima cantidad que se dispondrá en planta. Estos tienen un periodo de 5 días, y su volumen se calcula posteriormente en los cálculos justificativos de otros equipos.

Tabla 12. Cantidad y clasificación CLP de las sustancias con su umbral superior e inferior. [57]

Nombre sustancia	Cantidad (t)	Clasificación CLP	Umbral inferior (t)	Umbral superior (t)	Nominada
Tolueno	342,8	H225, H315, H361d, H336, H373, H304, H412	10	50	No
Hidrógeno	22,5	H220, H280	5	50	Si
Metilciclohexano	365,3	H225, H304, H315, H336, H441	10	50	No

Como se puede observar, la mayoría de las sustancias supera el umbral superior, por lo que la instalación quedaría clasificada como establecimiento de nivel superior por la normativa Seveso III. Al quedar clasificada como establecimiento de nivel superior, según el artículo 10 del Real Decreto 840/2015, es de cumplida obligación realizar un informe de seguridad.

11.4. Estudio de reactividad

11.4.1. Clasificación NFPA

La NFPA es una entidad internacional voluntaria que fue creada con el fin de promover activamente la protección y prevención contra el fuego, y la norma NFPA 704 es el código que explica el diamante de los materiales peligrosos. Este se divide en cuatro partes de colores distintos, cada uno ligado a un significado.

- Azul: peligro para la salud
- Rojo: riesgo de inflamabilidad
- Amarillo: riesgo por reactividad
- Blanco: peligros específicos

Las tres primeras divisiones tienen una escala del 0 al 4, según no presenten ningún peligro o este sea máximo. El color blanco únicamente presenta indicaciones especiales de las sustancias, si las tuviesen.

Esto se puede observar con más claridad en la siguiente figura.

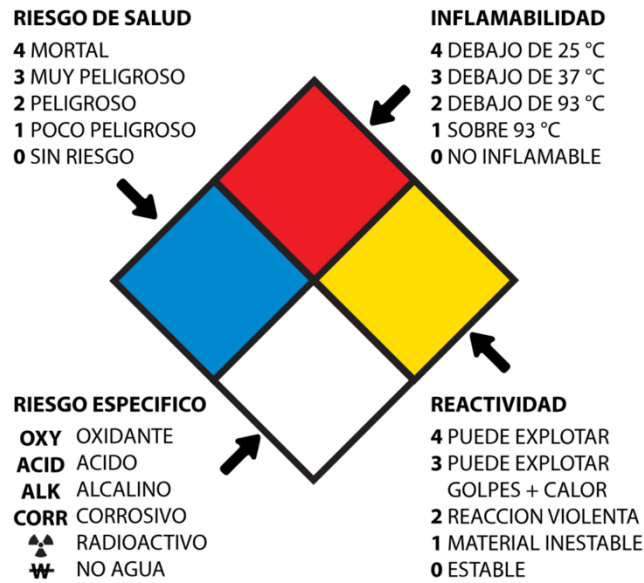


Figura 57. Diamante de materiales peligrosos según el código NFPA

En la Tabla 13 se muestra la clasificación NFPA de las sustancias del proceso, que ha sido realizada a partir del software Chemical Reactivity Worksheet 4 (CRW4).

Tabla 13. Clasificación de las sustancias que participan en el proceso según la norma NFPA 704. Elaboración propia a partir del software CRW4.

Nombre sustancia	Riesgos a la salud	Inflamabilidad	Reactividad	Riesgo específico	Diamante NFPA 704
Tolueno	2	3	0	-	
Hidrógeno	0	4	0	-	
Metilciclohexano	1	3	0	-	

11.4.2. Matriz de compatibilidad química

Esta matriz muestra la compatibilidad entre los compuestos que participan en proceso, según las interacciones que puedan darse entre los mismos. Para ello se utiliza el software Chemical Reactivity Worksheet 4 (CRW4), cuya simbología es la siguiente.

Tabla 14. Nomenclatura de la matriz de compatibilidad química. Elaboración propia a partir del software CRW4.

Símbolo	Significado
Y	Compatible. No hay problemas esperados de reactividad.
N	Incompatible. Se esperan problemas de reactividad.
C	Precaución. Puede haber problemas bajo ciertas condiciones.
SR	Autorreactivo. Potencialmente autorreactivo.

De seguido, se presenta la matriz de compatibilidad para la planta de metilciclohexano.

Y : Compatible
N : Incompatible
C : Caution
SR : Self-Reactive
 * : Changed by user

NFPA				Planta MCH Compatibility Chart	HYDROGEN	METHYLCYCLOHEXANE	TOLUENE
Health	Flammability	Instability	Special				
0	4	0		HYDROGEN			
1	3	0		METHYLCYCLOHEXANE	Y		
2	3	0		TOLUENE	Y	Y	

Figura 58. Matriz de compatibilidad química obtenida a partir del software CRW4.

Como se puede apreciar en la figura anterior, todos los compuestos presentes en este proceso son compatibles entre sí.

11.5. Distancias de seguridad

La distribución de los equipos y de los espacios dentro de la planta es de suma importancia para minimizar riesgos en la instalación. Las distancias mínimas de separación son establecidas por la guía GE Global Asset Protection Services: GE GAP 2.5.2/2A. Estas distancias mínimas entre bloques de proceso y entre equipos se presentan en las Figuras 59 y 60, respectivamente.

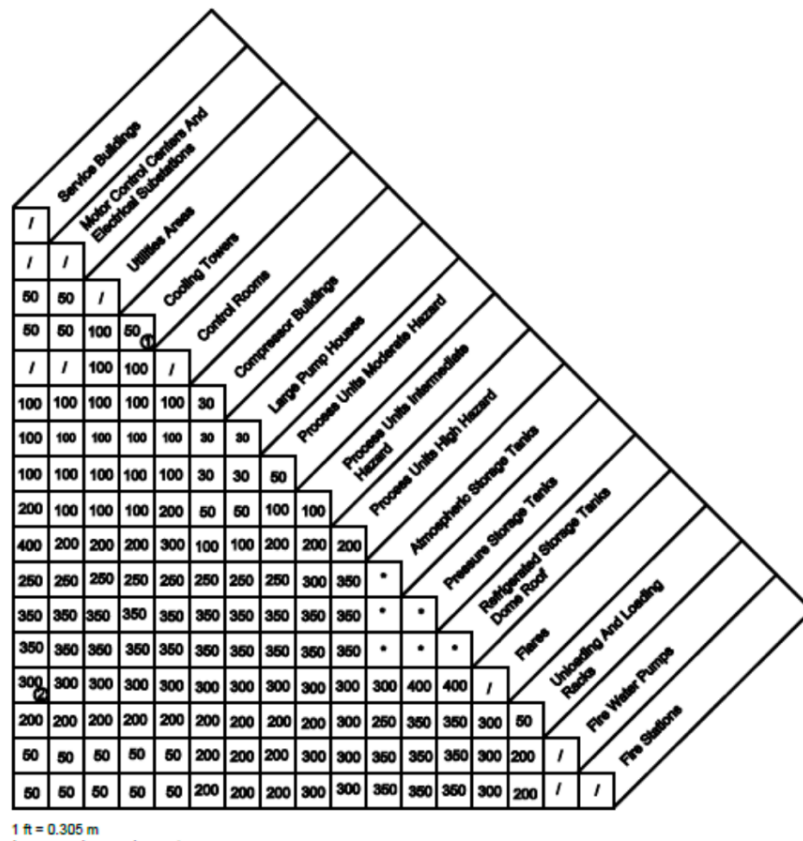


Figura 59. Distancias de seguridad entre instalaciones. [58]

En la Tabla 15 se muestran las distintas distancias mínimas entre las áreas de proceso de la planta de producción de metilciclohexano.

Tabla 15. Distancias mínimas entre áreas de proceso presentes en la planta de producción de metilciclohexano.

Distancias mínimas (m)	Área de servicios	Área de utilidades	Sala de control	Uds riesgo intermedio	Tanques a presión atm	Tanques a alta presión
Área de servicios	-					
Área de utilidades	15,25	-				
Sala de control	-	30,5	-			
Uds de proceso de riesgo intermedio	61	30,5	61	30,5		
Tanques de almacen. a P atm	61	76,25	76,25	91,5	-	
Tanques de almacen. a alta presión	76,25	106,75	106,75	106,75	-	-

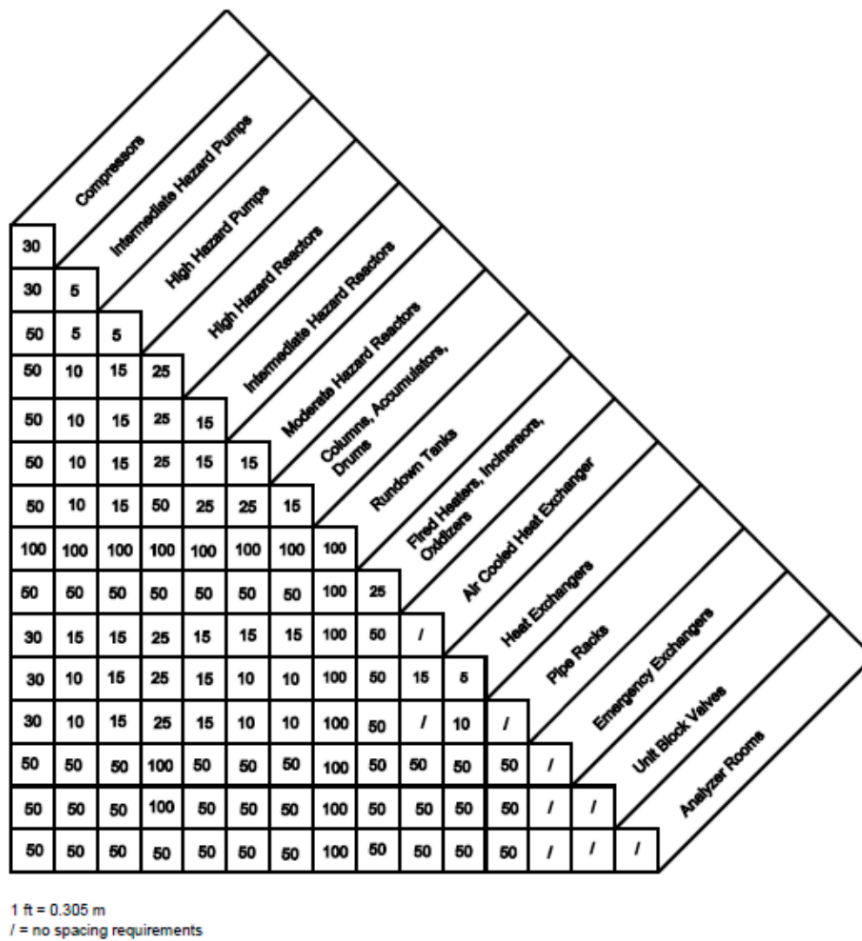


Figura 60. Distancias de seguridad entre equipos. [58]

De seguido se presenta la tabla correspondiente a las distancias para los equipos presentes en la planta de producción de metilciclohexano. Se debe tener en cuenta que el peligro del reactor de proceso se clasifica según el Anexo A, al llevar a cabo una reacción de hidrogenación, como reactor de peligro intermedio.

Tabla 16. Distancias mínimas entre equipos presentes en la planta de producción de metilciclohexano.

Equipo	Equipo	Distancia mínima (m)
Bomba P-101 A	Bomba P-101 B	1,525
Bomba P-101 A/B	Intercambiadores de calor (E-101, E-102, E-103)	3,05
Bomba P-101 A/B	Reactor R-101	3,05
Intercambiador de calor	Intercambiador de calor	1,525
Reactor R-101	Intercambiadores de calor (E-101, E-102, E-103)	4,575

Por último, ya que en el *Anexo II. Cálculos justificativos. Otros equipos* se han calculado los volúmenes y diámetros necesarios de los tanques de almacenamiento de las materias primas y productos del proceso, se ha decidido desarrollar un cálculo extra de las distancias de seguridad que se deberían respetar entre estos tanques mediante la Guía GAP usada anteriormente, con el objetivo de aplicarlas en el plano de implementación, y determinar correctamente el área requerida para la ubicación de estos tanques.

En esta guía se desarrolla que la distancia entre tanques depende del tipo de tanque utilizado y de su capacidad. Ya que para la planta de producción de metilciclohexano se utilizan dos tanques de techo flotante, para el tolueno y metilciclohexano, de volúmenes muy diferentes, y un tanque esférico a alta presión para el hidrógeno, se presenta el criterio para el cálculo de la distancia mínima de seguridad en la siguiente tabla.

Tabla 17. Distancias mínimas entre tanques por tipo de tanque y capacidad. [58]

Tipo de tanque y capacidad		Distancia mínima (ft)
Tanque 1	Tanque 2	
Tanque de lecho flotante (<3.000 barriles)	Tanque de lecho flotante (>10.000 barriles, < 300.000)	1 x D (del tanque con D mayor)
Tanque de lecho flotante (<3.000 barriles)	Tanque esférico a presión	1,5 x D (del tanque con D mayor). 100 ft mínimo.
Tanque de lecho flotante (>10.000 barriles, < 300.000)	Tanque esférico a presión	1,5 x D (del tanque con D mayor) 100 ft mínimo.

Los tipos de tanque y capacidad presentados en la tabla anterior se corresponden con los tanques presentados en la tabla a continuación, donde se especifica que producto químico es almacenado por el mismo, y donde también se muestra el cálculo realizado de las distancias mínimas entre susodichos tanques.

Tabla 18. Distancias mínimas entre los tanques de proceso.

Tanque 1	Tanque 2	Distancia mínima (m)
Tanque de tolueno	Tanque de metilciclohexano	22,02
Tanque de tolueno	Tanque de hidrógeno	30,48
Tanque de metilciclohexano	Tanque de hidrógeno	33,03

11.6. Índice DOW

El índice DOW es una metodología para la determinación del daño máximo probable de la propiedad, usada en aquellas plantas donde se trata con sustancias inflamables, reactivas y peligrosas. El cálculo del Índice de Incendio y Explosión se aplicará al reactor R-101, ya que es el equipo principal de la planta, y permitirá una mejor evaluación del riesgo, útil para el correcto diseño del equipo y prevención de estos.

En primer lugar, es necesario calcular el factor de material, el cual representa una medida de la intensidad de liberación de energía de un compuesto o mezcla de compuestos. Para ello, se comprueban si los compuestos están tabulados en el Apéndice A de la Guía De Clasificación De Peligros Del Índice De Incendios Y Explosiones.^[59] De este Anexo se han obtenido los siguientes factores de material.

Tabla 19. Índices de material para las sustancias de la planta.

Nombre sustancia	MF
Tolueno	16
Hidrógeno	21
Metilciclohexano	16

Como índice del material se toma el mayor de los obtenidos. Por tanto, el MF es igual a 21.

De seguido, se procede a la evaluación de riesgos generales y especiales del proceso, obteniendo los factores correspondientes justificándose los factores de penalización escogidos para cada uno de los puntos, para ello siguiendo los puntos indicados en susodicha bibliografía, los cuales se desarrollan de seguido.

En relación a los riesgos generales del proceso:

- Reacciones exotérmicas: En el reactor ocurre una reacción exotérmica de hidrogenación, que según la guía, se penaliza con 0,3.
- Drenajes: Se aplica una penalización de 0,50 en drenajes debido a la existencia de un dique que evita los derrames a otras áreas pero expone a todos los equipos dentro del dique.
- No se aplica reacción endotérmica; tampoco manejo y transferencia de materiales, debido a la ausencia de carga y descarga en el equipo; ni unidades de proceso confinadas ni acceso, ya que existe un buen acceso al equipo y este se encuentra en el exterior.

Referente a los riesgos especiales del proceso:

- Sustancias tóxicas: se penaliza como 0,2 x el mayor N_h de uno de los componentes de la mezcla. Este valor se obtiene del NFPA o del Anexo 1. El N_h más alto se corresponde al tolueno y al metilciclohexano con un valor de 2, por lo que este factor se penaliza con 0,4.
- Presión baja: no aplica ya que la presión no es inferior a 500 mm Hg.

- Operación en condiciones de inflamabilidad o cercanas a ella: se aplica una penalización de 0,3 ya que la entrada de aire provocada por un fallo podría formar una mezcla inflamable.
- Explosión de polvo: no aplica.
- Presión: el reactor trabaja a una presión de 19,754 psi, lo que equivale a 5,058 psig. Para la obtención del factor de penalización por presión se aplica la Figura 61, sin ser necesario aplicar un factor de corrección, al tener todos los componentes de la mezcla un punto de inflamabilidad inferior a 60°C. El factor de presión es de 0,18.

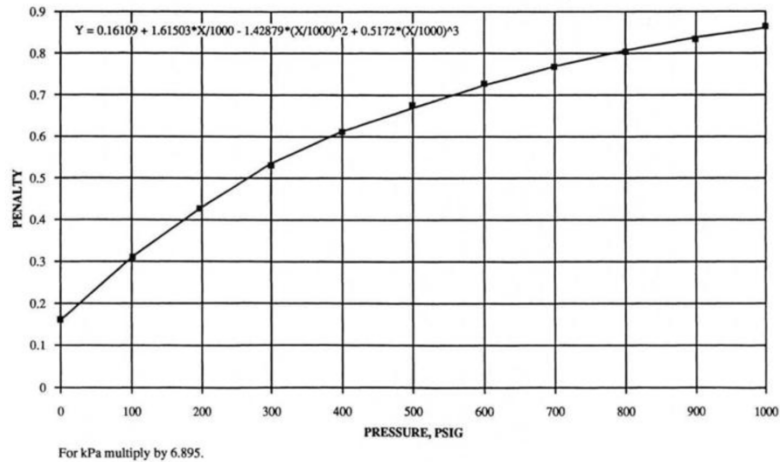


Figura 61. Factor de penalización por presión.

- Baja temperatura: no se aplica ya que la temperatura siempre es superior a 10°C
- Cantidad de material inflamable: esta penalización se basa en la cantidad de material combustible que se puede liberar en la unidad de proceso en 10 minutos. Para conseguir el valor de penalización, primero se calcula la masa de cada compuesto máxima en 10 minutos en el reactor, y se obtiene el valor de HC del Anexo I de la Guía. Estos se multiplican para obtener el calor liberado, tal y como se realiza en la siguiente tabla.

Tabla 20. Calor liberado por sustancia en diez minutos.

Nombre sustancia	Masa en 10 min (kg)	Masa en 10 min (lb)	H _c (BTU/lb * 10 ³)	Calor liberado (BTU * 10 ³)
Tolueno	476,09	1049,6	17,4	18263,04
Hidrógeno	31,25	68,9	51,6	3555,24
Metilciclohexano	506,82	1117,35	19	21229,65

Estos se suman, y el resultado alcanzado, de $0,04 \text{ BTU} \cdot 10^9$, se usa en la Figura 62 para buscar el valor de penalización correspondiente, siendo este de 0,15.



Figura 62. Factor de penalización por calor liberado en BTU.

- Corrosión y erosión: los compuestos presentes no son corrosivos, por lo que la velocidad de corrosión se asume menor de 0,5 mm, y la penalización resultante es de 0,10.
- Fugas – Juntas y empaquetaduras: debido a que se ha utilizado una eficiencia de junta soldada de 0,85, se aplica una pequeña penalización de 0,10.
- Uso de calentadores con llama: no se aplica al no utilizarse estos equipos.
- Sistema de intercambio térmico con aceite caliente: se utiliza agua de refrigeración para el intercambio térmico así que no procede.
- Equipo rotatorio: no hay por lo que no es pertinente.

En la tabla presentada de seguido, se observan los valores obtenidos de cada factor junto con el Índice de Incendio y Explosión.

Tabla 21. Resultados de los factores de peligro y el Índice de Incendio y Explosión

Factor	Valor obtenido
Índice del material (MF)	21
Factor de peligros generales del proceso (F ₁)	1,80
Factor de peligros especiales del proceso (F ₂)	2,23
Factor de peligro de la unidad de proceso (F ₃)	4,01
Índice de Fuego y Explosión	84,29

Según el valor obtenido de IIE se puede clasificar la unidad en función del grado de peligro por los valores indicados en la guía DOW.

Tabla 22. Grado de peligro según el rango de IIE.

IIE	Grado de peligro
1-60	Ligero
61-96	Moderado
97-127	Intermedio
128-158	Intenso
Más de 159	Grave

El reactor R-101 presenta por tanto, un peligro moderado.

Asimismo, a partir del IIE se calcula el radio de exposición, de modo que se puedan conocer las unidades que estarían expuestas en caso de accidente. Según la Figura 63, el radio de exposición sería de 21,58 metros.

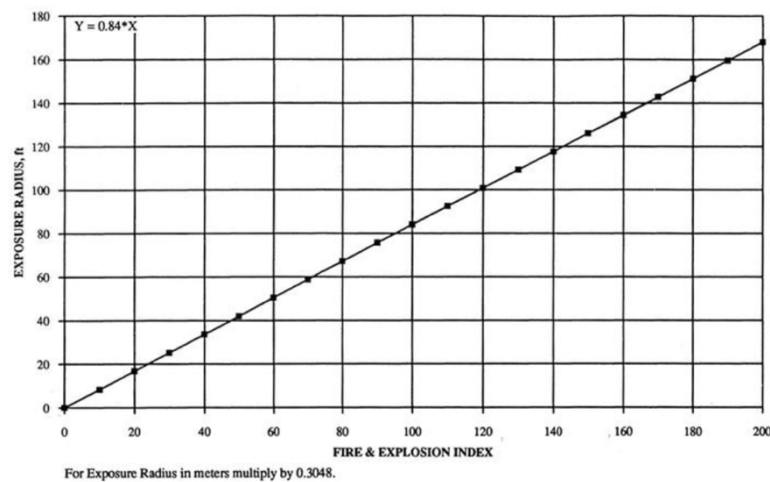


Figura 63. Radio de explosión según el Índice de Incendio y Explosión.

11.7. Sistemas de alivio de presión

Los sistemas de alivio de presión son sistemas de seguridad equipados en equipos presurizados que permiten mantener el proceso químico en unas condiciones de operación seguras, siendo estos un último recurso ante presiones excesivas. Funcionan permitiendo la salida del gas o líquido del equipo antes de que se genere una sobrepresión que pueda provocar un accidente. Existen distintos tipos de sistemas de alivio de presión, entre los que se encuentran los discos de ruptura, diseñados para romperse a una determinada presión, y válvulas de alivio, que se abren ante un aumento de presión, y se cierran una vez establecidas las condiciones normales del equipo.

En este proyecto se considera el diseño de una válvula de alivio para el reactor R-101, que trabaja a 136,2 kPa, como medida de seguridad ante una posible sobrepresión. El dimensionamiento de la misma se lleva en detalle en el segundo Anexo de esta memoria según la norma API RP 520.^[60]

La válvula escogida es una válvula de alivio para gases tipo J, con un área de descarga de 830 mm².

12. Normas, legislación y códigos empleados

En este apartado se listan las normativas, códigos de diseño y legislación usados o referenciados durante el desarrollo del proyecto de planta de producción de metilciclohexano.

12.1. Legislación relativa a seguridad industrial

- Real Decreto 1196/2003, de 19 de septiembre, por el que se aprueba la Directriz Básica de protección civil para el control y planificación ante el riesgo de accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas.
- Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales.
- Real Decreto 840/2015, de 21 de septiembre, por el que se aprueban medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas.

12.2. Legislación relativa a seguridad e higiene laboral

- Orden de 9 de marzo de 1971 por la que se aprueba la Ordenanza General de Seguridad e Higiene en el Trabajo.
- Directiva 92/58/CEE del Consejo, de 24 de junio de 1992, relativa a las disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y de salud en el trabajo.
- Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales (PRL).
- Real Decreto 485/1997, de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo.
- Real Decreto 486/1997, de 14 de abril, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud en los lugares de trabajo.
- Real Decreto 773/1997, de 30 de mayo, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas a la utilización por los trabajadores de equipos de protección individual.
- Real Decreto 1215/1997, de 18 de julio, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud para la utilización por los trabajadores de los equipos de trabajo.
- Real Decreto 1627/1997, de 24 de octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y de salud en las obras de construcción.
- Directiva 1999/92/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 16 de diciembre de 1999, relativa a las disposiciones mínimas para la mejora de la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores expuestos a los riesgos derivados de atmósferas explosivas.
- Real Decreto 374/2001, de 6 de abril, sobre la protección de la salud y seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con los agentes químicos durante el trabajo.
- Real Decreto 614/2001, de 8 de junio, sobre disposiciones mínimas para la protección de la salud y seguridad de los trabajadores frente al riesgo eléctrico.
- Real Decreto 681/2003, de 12 de junio, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores expuestos a riesgos derivados de atmósferas explosivas en el lugar de trabajo.

- Real Decreto 1311/2005, de 4 de noviembre, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores frente a los riesgos derivados o que puedan derivarse de la exposición a vibraciones mecánicas.
- Real Decreto 286/2006, de 10 de marzo, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición al ruido.

12.3. Legislación relativa al medioambiente

- Directiva 2010/75/UE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 24 de noviembre de 2010, sobre emisiones industriales (prevención y control integrados de la contaminación).
- Ley 21/2013, de 9 de diciembre, de evaluación ambiental.
- Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados.
- Ley 37/2003, de 17 de noviembre, acerca de las cuestiones relativas al Ruido.
- Ley 34/2007, de 15 de noviembre, de calidad del aire y protección de la atmósfera.
- Real Decreto – ley 5/2004, de 27 de agosto, por el que se regula el régimen del comercio de Derechos de Emisión de gases de efecto invernadero.
- Real Decreto 1513/2005, de 16 de diciembre, por el que se desarrolla la Ley 37/2003 de 17 de noviembre, del Ruido, en lo referente a la evaluación y gestión el ruido ambiental.
- Decreto 176/2009, de 10 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de la Ley 16/2002, de 28 de junio, de protección contra la contaminación acústica, y se adaptan sus anexos
- Real Decreto 102/2011, de 28 de enero, relativo a la mejora de la calidad del aire.
- Real Decreto 815/2013, de 18 de octubre, por el que se aprueba el Reglamento de emisiones industriales y de desarrollo de la Ley 16/2002, de 1 de julio, de prevención y control integrados de la contaminación.
- Real Decreto 817/2015, de 11 de septiembre, por el que se establecen los criterios de seguimiento y evaluación del estado de las aguas superficiales y las normas de calidad ambiental.
- Ley 33/2015, de 21 de septiembre, por la que se modifica la Ley 42/2007, de 13 de diciembre, del Patrimonio Natural y de la Biodiversidad.
- Real Decreto Legislativo 1/2016, de 16 de diciembre, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de prevención y control integrados de la contaminación.
- Decreto 172/2022, de 20 de septiembre, del Catálogo de fauna salvaje autóctona amenazada y de medidas de protección y conservación de la fauna salvaje autóctona protegida

12.4. Legislación relativa a construcción

- Real Decreto 1627/1997, de 24 de octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y de salud en las obras de construcción.
- Real Decreto 842/2002, de 2 de agosto, por el que se aprueba el Reglamento electrotécnico para baja tensión.
- Real Decreto 314/2006, de 17 de marzo, por el que se aprueba el Código Técnico de la Edificación.

12.5. Códigos de diseño

- ASME (American Society of Mechanical Engineers)
- DIN (Deutsches Institut für Normung)
- API (American Petroleum Institute)
- TEMA (American Tubular Exchanger Manufacturers Association)
- ASTM (American Society for Testing and Materials)
- UNE (Una Norma Española)

13. Bibliografía

1. NATIONAL LIBRARY OF MEDICINE. *Methylcyclohexane* [base de datos en línea]. PUBCHEM [consultado 6 de junio 2023]. Disponible en: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Methylcyclohexane>
2. *Ficha de seguridad del metilciclohexano* [en línea]. ThermoFisher [consultado 7 de junio 2023]. Disponible en: https://www.fishersci.es/chemicalProductData_uk/wercs?itemCode=11984431&lang=ES
3. *Ammonia* [en línea]. ACS [consultado 6 de junio 2023]. Disponible en: <https://www.acs.org/molecule-of-the-week/archive/a/ammonia.html>
4. BÁRKÁNYI, Á. TARCSAY, B.L. et al. Future of hydrogen economy: simulation-based comparison of LOHC systems. *Clean Technologies and Environmental Policy* [en línea]. 2023, pp. 1-16 [consultado 8 de junio 2023]. Disponible en: <https://doi.org/10.1007/s10098-023-02528-w>
5. RAMOS ROBLES, M^a Dolores. Proceso Haber-Bosch. Síntesis de amoníaco. *MoleqLa* [en línea]. 215, 17, pp 22-24 [consultado 8 de junio 2023]. ISSN 2173-0903. Disponible en: https://www.upo.es/cms1/export/sites/upo/moleqLa/documentos/Numero17/Numero_17.pdf
6. LUCETINI, Ilaria et al. Review of the Decomposition of Ammonia to Generate Hydrogen. *Industrial & Engineering Chemistry Research* [en línea]. 2021, 60, 51, pp. 18560-18611 [consultado 8 de junio 2023]. Disponible en: <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.1c00843>
7. PAPADIAS, D.D, PENG J-K & AHLUWALIA, R.K. Chemical Carrier Concepts for Hydrogen Delivery. En: International Hydrogen Infrastructure, 11-12 Sept, Boston, MA, 2018 [en línea]. [consultado 8 de junio 2023]. Disponible en: <https://www.energy.gov/sites/prod/files/2018/10/f56/fcto-infrastructure-workshop-2018-31-ahluwalia.pdf>
8. LEE, Sunggyu. *Methanol Synthesis Technology*. [en línea]. CRC: Florida, 1990. [consultado 8 de junio 2023]. Disponible en: <https://books.google.es/books?hl=es&lr=&id=Qdnc7uK-aH8C&oi=fnd&pg=PA1&dq=methanol+synthesis+technology+lee+pdf&ots=tXMAbwimuv&sig=hiMqzxeqPO0LcQhJSLVfx1m0gJY#v=onepage&q&f=false>
9. GARG, Nidhi et al. Recent developments on methanol as liquid organic hydrogen carrier in transfer hydrogenation reactions. *Coordination Chemistry Reviews*. [en línea]. 2021, 433. [consultado 9 de junio 2023]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.ccr.2020.213728>
10. *Development of large scale H₂ storage and transportation technology with Liquid Organic Hydrogen Carrier (LOHC)* [en línea]. CHIYODA CORPORATION, 2013. [consultado 10 de junio 2023]. Disponible en: <https://www.jccp.or.jp/international/conference/docs/15rev-chiyoda-mrshimura-chiyoda-h2-storage-and-transport.pdf>
11. INTRATEC SOLUTIONS. *Technology Profile: Cyclohexane Production from Benzene and Hydrogen* [en línea]. Chemical Engineering, 2018. [consultado 11 de junio 2023]. Disponible en: <https://www.chemengonline.com/cyclohexane-production-benzene->

hydrogen/#:~:text=Initially%2C%20benzene%20is%20fed%20to,of%20an%20external%20circulation%20loop

12. SOUTHALL, Emma & LUKASHUK, Liliana. *Analysys of Liquid Organic Hydrogen Carrier Systems. Johnson Matthey Technology Review* [en línea]. 2022, 66(3), pp. 271-284 [consultado 8 de junio 2023]. Disponible en: <https://doi.org/10.1595/205651322X16415722152530>
13. HYDROGENIOUS. *LOHC* [en línea]. [consultado 10 de junio 2023]. Disponible en: <https://hydrogenious.net>
14. CHIYODA CORPORATION. *SPHERA HYDROGEN Process* [en línea]. [consultado 11 de junio 2023]. Disponible en: <https://www.mofa.go.jp/files/000355890.pdf>
15. LECARPENTIER, Sebastien, COTTE, Arnaud & DECOODT, Stephanie. *LOHC: H2 delivery pathway for emerging hydrogen market* [en línea]. Axens [consultado 11 de junio 2023]. Disponible en: https://resources.axens.net/hubfs/Landing%20Pages/Resources/Technical%20Article/PDF%20Files/Axens_TA_Liquid%20Organic%20Hydrogen%20Carriers%20LOHC_EN_2022.pdf?utm_campaign=Hydrogen&utm_medium=email&_hsmi=225278401&_hsenc=p2ANqtz-_13iSboWSAhZ_dCL59kHsXyMK8tZe02yhighFE_uWu9RD7rRh7nXtkC6d2c-zCRAIGk3VWB2gdHf6hDLA5NSvejByFA&utm_content=225278401&utm_source=hs_automation
16. *Direct MCH[®] - one-step chemical hydride production using renewable energy* [en línea]. ENEOS, 2023. [consultado 13 de junio 2023]. Disponible en: https://www.eneos.co.jp/english/company/rd/intro/low_carbon/dmch.html
17. *LOHC, a Compelling Hydrogen Transport and Storage Solution* energy [en línea]. Axens, 2023. [consultado 13 de junio 2023]. Disponible en: <https://www.axens.net/markets/hydrogen/loh-compelling-hydrogen-transport-and-storage-solution>
18. TAIMOOR, Aqeel & PITAULT, Isabel. Kinetics of toluene hydrogenation—integrating a dynamic approach regarding catalyst activity. *Reaction Kinetics, Mechanisms and Catalysis* [en línea] 2011, 102(2), pp. 263-282 [consultado 1 de junio 2023]. Disponible en: <https://doi.org/10.1007/s11144-010-0270-3>
19. CASTAÑO, Pedro et al. Kinetic Model Discrimination for Toluene Hydrogenation over Noble-Metal-Supported Catalysts. *Ind. Eng. Chem. Res.* [en línea] 2007, 46, pp. 7417-7425. [consultado 1 de junio 2023]. Disponible en: <https://doi.org/10.1021/ie070094m>
20. LINDFORS, Lars Peter et al. Kinetics of toluene hydrogenation on Ni/Al₂O₃ catalyst. *Chemical Engineering Science*. [en línea] 1993, 48, pp. 3813-3828. [consultado 1 de junio 2023]. Disponible en: [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(93\)80224-E](https://doi.org/10.1016/0009-2509(93)80224-E)
21. LINSHENG, Wang. Rapid Hydrogenation of Toluene in a One-Pass Reactor at Ambient Temperature and Pressure on a Novel Nanostructured Super-Alloy Catalysts without Containing Noble Metals. *Journal of Materials Science & Nanotechnology*. [En línea] 2021, 9(1) [consultado 1 de junio 2023]. ISSN: 2348-9812

22. *Clean hydrogen monitor* [en línea]. Hydrogen Europe, 2022. [consultado 17 de junio 2023]. Disponible en:
https://hydrogeneurope.eu/wp-content/uploads/2022/10/Clean_Hydrogen_Monitor_10-2022_DIGITAL.pdf
23. *Hydrogen Insights. A perspective on hydrogen investment, market development and cost competitiveness* [en línea]. Hydrogen Council, 2021. [consultado 18 de junio 2023]. Disponible en:
<https://hydrogencouncil.com/wp-content/uploads/2021/02/Hydrogen-Insights-2021.pdf>
24. *Geopolitics of hydrogen* [en línea]. IRENA, 2022. [consultado 19 de junio 2023]. Disponible en:
<https://www.irena.org/Energy-Transition/Technology/Hydrogen/Geopolitics-of-hydrogen>
25. *Global hydrogen trade to meet the 1,5°C climate goal. Part I - Trade outlook for 2050 and way forward* [en línea]. IRENA, 2022. [consultado 20 de junio 2023]. Disponible en:
https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2022/Jul/IRENA_Global_hydrogen_trade_part_1_2022_.pdf
26. *Global hydrogen trade to meet the 1,5°C climate goal. Part II – Technology review of hydrogen carriers* [en línea]. IRENA, 2022. [consultado 20 de junio 2023]. Disponible en:
https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2022/Apr/IRENA_Global_Trade_Hydrogen_2022.pdf?rev=3d707c37462842ac89246f48add670ba
27. *Global hydrogen review* [en línea] IEA, 2022. [consultado 20 de junio 2023]. Disponible en:
<https://iea.blob.core.windows.net/assets/c5bc75b1-9e4d-460d-9056-6e8e626a11c4/GlobalHydrogenReview2022.pdf>
28. *Global Toluene Market Size By Derivative (Benzene And Xylene, Gasoline Additives), By Application (Chemical Intermediates, Explosives, Gasoline, Solvent), By Geographic Scope And Forecast* [en línea] Verified Market Research, 2023. [consultado 27 de junio 2023]. Disponible en:
<https://www.verifiedmarketresearch.com/product/toluene-market/>
29. *Toluene Market Size - US\$31,917 Mn by 2028 | CAGR 6.1% Report* [en línea] Acumen Research and Consulting, 2021. [consultado 28 de junio 2023]. Disponible en:
<https://www.globenewswire.com/en/news-release/2021/12/29/2358971/0/en/Toluene-Market-Size-US-31-917-Mn-by-2028-CAGR-6-1-Report-Published-by-Acumen-Research-and-Consulting.html>
30. *Toluene Market – Global Industry Analysis and Forecast (2023-2029)* [en línea] Maximize Market Research, 2023. [consultado 29 de junio 2023]. Disponible en:
<https://www.maximizemarketresearch.com/market-report/toluene-market/13903/>
31. *Toluene Market by Derivative Type (Benzene & Xylene, Toluene Diisocyanates, Gasoline Additives, and Others), Application (Drugs, Dyes, Blending, Cosmetic Nail Products, and Others), and Production Process (Reformat Processes, Pygas Processes, Coke/Coal Processes, and Styrene Processes): Global Opportunity Analysis and Industry Forecast, 2021-2030* [en línea] Allied Market

- Research, 2022. [consultado 29 de junio 2023]. Disponible en: <https://www.alliedmarketresearch.com/toluene-market>
32. *ESTADISTICAS DEL COMERCIO: lista de exportadores para el Tolueno*. [en línea] Trade Map, 2023. [consultado 29 de junio 2023]. Disponible en: https://www.trademap.org/Country_SelProduct_TS.aspx?nvpm=3%7c%7c%7c%7c290230%7c%7c%7c6%7c1%7c1%7c2%7c2%7c1%7c2%7c1%7c1%7c1
 33. *Toluene data* [en línea] OEC [consultado 30 de junio 2023]. Disponible en: <https://oec.world/en/profile/hs/toluene?countryComparisonFlowSelector=Exports&countryComparisonGeoSelector=eu&countryComparisonMeasureSelector=Trade%20Value>
 34. *BioBTX and Aginyx announce collaboration for the production of circular aromatic chemicals* [en línea] Aginyx, 2023 [consultado 29 de junio 2023]. Disponible en: <https://www.agilyx.com/biobtx-and-agilyx-announce-collaboration-for-the-production-of-circular-aromatic-chemicals/>
 35. ELLIS, Vicky. *Europe toluene, MX sink past 14-year lows on crude coronavirus flop, weaker demand* [en línea] ICIS, 2020. [consultado 29 de junio 2023]. Disponible en: <https://www.icis.com/explore/resources/news/2020/03/30/10487995/europe-toluene-mx-sink-past-14-year-lows-on-crude-coronavirus-flop-weaker-demand/>
 36. ADAM, Zubair. *Toluene, mixed xylenes: Latest Europe market developments* [en línea]. ICIS, 2021. [consultado 29 de junio 2023]. Disponible en: <https://www.icis.com/explore/resources/news/2021/05/04/10635095/toluene-mixed-xylenes-latest-europe-market-developments/>
 37. *Toluene international price* [en línea] ECHEMI, 2023. [consultado 27 de junio 2023]. Disponible en: <https://www.echemi.com/pip/toluene-tempid160704000607.html>
 38. *Tarragona tendrá la planta de hidrógeno verde más grande del estado*. [en línea]. Vall De L'Hidrogen Catalunya. [consultado 28 de octubre 2023]. Disponible en: <https://www.h2valley.cat/es/tarragona-tendra-la-planta-de-hidrogeno-verde-mas-grande-del-estado/>
 39. *Una red de transporte para suministrar hidrógeno*. [en línea]. Enagás [consultado 28 de octubre 2023]. Disponible en: <https://www.enagas.es/es/transicion-energetica/red-gasista/infraestructuras-energeticas/transporte-hidrogeno/>
 40. *Terreno en venta, Perafort*. [en línea] [consultado 28 de septiembre 2023]. Disponible en: <https://www.idealista.com/inmueble/92734666/>
 41. *Puerto de Tarragona* [en línea] [consultado 28 de octubre 2023]. Disponible en: <https://www.porttarragona.cat/es/>
 42. *El mapa del comercio marítimo en el mundo* [en línea] EOM, 2021. [consultado 28 de octubre 2023]. Disponible en: <https://elordenmundial.com/mapas-y-graficos/mapa-comercio-maritimo-mundo/>

43. ChemMed Tarragona [en línea] [consultado 29 de octubre 2023]. Disponible en: <https://www.chemmedcluster.com/es/>
44. Chemmed Cluster Tarragona [en línea] Chemical Parks in Europe [consultado 29 de octubre 2023]. Disponible en: <https://chemicalparks.eu/parks/chemmed-cluster-tarragona>
45. Weather Spark [en línea] [consultado 26 de octubre 2023]. Disponible en: <https://es.weatherspark.com/y/45958/Clima-promedio-en-Tarragona-España-durante-todo-el-año>
46. *Mapas de sismicidad y peligrosidad* [en línea] Instituto Geográfico Nacional, 2023 [consultado 5 de julio 2023]. Disponible en: <https://www.ign.es/web/mapas-sismicidad>
47. *Liquid Organic Hydrogen Carriers: Hydrogen Transport from Scotland to Rotterdam (LHyTS)* [en línea] Net Zero Technology Centre, 2023 [consultado 13 de noviembre 2023]. Disponible en: https://www.netzerotc.com/wp-content/uploads/2023/11/LHyTS-NZTC-report.pdf?vgo_ee=UQDeky7NHGiNuNRMq4AVlfDQf7YRIHEker1eWdoz4CFZRG7N7m%2B%3ACtR68UauUlliZ2wVFguLF1239qzxqqf9
48. *Capacidad e instalaciones para graneles líquidos en el Puerto de Tarragona*. [en línea] [consultado 28 de octubre 2023]. Disponible en: https://www.porttarragona.cat/files/docs/Serveis_Negoci/Negoci/Trafics_Estadistiques/liquidbulk/LiquidB-trip.pdf
49. *Catalytic Hydrogenation* [en línea] Aeidan Industries, 2022 [consultado 27 de agosto 2023]. Disponible en: <https://aeidanindustries.com/index.php/hydrogenation/>
50. *Nickel Alumina Catalyst Factory Price for Hydrogenation* [en línea] [consultado 28 de agosto 2023]. Disponible en: <https://naitealuminum.en.made-in-china.com/product/LOKawMfGbUrh/China-Nickel-Alumina-Catalyst-Factory-Price-for-Hydrogenation.html>
51. *Dräger Polytron® 8200 CAT* [en línea] Dräger [consultado 3 de noviembre]. Disponible en: https://www.draeger.com/es_csa/Products/Polytron-8200?
52. *Gas y detección de llamas. Industrial fijo*. [en línea] Honeywell [consultado 3 de noviembre]. Disponible en: <https://sps.honeywell.com/mx/es/products/safety/gas-and-flame-detection/industrial-fixed>
53. *Hydrogen Fuel Industry. Proven automation solutions and local expertise to help you overcome your toughest challenges*. [en línea] Emerson [consultado 4 de noviembre]. Disponible en: <https://www.emerson.com/documents/automation/hydrogen-fuel-industry-brochure-en-6504548.pdf>
54. *Instrumentation Symbols and Identification*. American Institute of Electrical Engineers. North Carolina: 2009 [consultado 30 de junio 2023]. ISBN: 978-1-936007-29-5

55. *H2 Valve Series - Hydrogen Applications*. [en línea] Emerson [consultado 5 de noviembre]. Disponible en: <https://www.emerson.com/documents/automation/catalog-agi-h2-valve-series-tescom-en-8224470.pdf>
56. *Fisher GX Control Valve And Actuator System*. [en línea] Askalon Process [consultado 6 de noviembre]. Disponible en: <https://www.askalon.com/en/product/fisher-gx-control-valve-and-actuator-system>
57. Real Decreto 840/2015, de 21 de septiembre, por el que se aprueban medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas [en línea] [consultado 1 de julio 2023] Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-2015-11268>
58. Global Asset Protection Services. GAP.2.5.2: Oil and Chemical Plant Layout and Spacing.
59. *Dow's fire & explosion index Hazard classification guide*. American Institute of Electrical Engineers. New York: 1994, 7 [consultado 30 de junio 2023]. ISBN: 0-8169-0623-8.
60. American Petroleum Institute (API). *Sizing, Selection, and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries*. 7ª Edición, 2000.

Anexo I:
Balances de
Materia y Energía

Índice

1.	Balance de materia	3
1.1.	Introducción	3
1.2.	Balance de materia global	3
2.	Balance de energía	5
2.1.	Introducción	5
2.2.	Balance de energía por equipos	5
2.2.1.	Bombas centrífugas.	5
2.2.1.1.	Procedimiento de cálculo	5
2.2.1.2.	Bomba P-101 A/B.....	7
2.2.1.3.	Bomba P-101 A/B: caso supuesto.....	8
2.2.2.	Intercambiadores de calor.....	11
2.2.2.1.	Procedimiento de cálculo	11
2.2.2.2.	Intercambiador de calor E-101.	11
2.2.2.3.	Intercambiador de calor E-102.	14
2.2.2.4.	Intercambiador de calor E-103.	15
2.2.3.	Reactor R-101.	17
2.2.3.1.	Introducción.....	17
2.2.3.2.	Cálculo de la entalpía de reacción y del calor de reacción	18
2.2.3.3.	Cálculo del caudal másico de agente refrigerante.....	19
3.	Bibliografía	20

1. Balance de materia

1.1. Introducción

Los balances de materia son una herramienta muy importante de la ingeniería, que se utilizan para el cálculo de los caudales de la corriente de cada unidad, que permiten su posterior dimensionamiento y diseño. Estos se rigen por el principio de conservación de la masa, según la siguiente expresión:

$$E - S + G = A \quad (1)$$

Donde:

E: cantidad de materia que entra en el sistema

S: cantidad de materia que sale del sistema

G: cantidad de materia generada o consumida en el sistema

A: cantidad de materia acumulada en el sistema

Dependiendo del alcance del sistema al que se aplique el balance, este puede ser individual (a un equipo), o global (aplicado a todo el proceso). Asimismo, se puede aplicar únicamente a un componente, o a todos los presentes en proceso.

El proceso de producción de metilciclohexano funcionará en estado estacionario, es decir, sus variables no varían a lo largo del tiempo, por lo que no existirá el término de acumulación. Por tanto, se simplifica el balance como:

$$E - S + G = 0 \quad (2)$$

En equipos donde no se produzca reacción química, el término de generación es nulo y puede ser eliminado.

$$E = S \quad (3)$$

Sin embargo, en este proceso solo existe un equipo principal, el reactor R-101, ya que en el resto no se producen ni reacciones, ni recirculaciones, ni bypass ni purgas. Por ende, el balance global de materia al proceso se corresponderá al balance individual al reactor de hidrogenación.

1.2. Balance de materia global

Para la realización del balance de materia global se ha considerado un uso de 1.485 toneladas al año de hidrógeno puro como materia prima. Sabiendo la planta opera 330 días al año y 24 horas al día, se puede calcular el caudal másico de entrada de hidrógeno por hora.

$$1.485 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \cdot \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{330 \text{ días}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 187,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ H}_2$$

Sabiendo que el peso molecular del hidrógeno es 2,016 kg/kmol, se puede calcular el caudal molar introducido al proceso:

$$187,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{2,016 \text{ kg}} = 93,006 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{ H}_2$$

Conociendo que la relación estequiométrica de la reacción son 1 mol de tolueno por cada 3 moles de hidrógeno, que el peso molecular del tolueno es de 92,14 kg/kmol, se pueden calcular los caudales másico y molar de tolueno.

$$93,006 \frac{\text{kmol H}_2}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ kmol Tolueno}}{3 \text{ kmol H}_2} = 31,002 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{ Tolueno}$$

$$31,002 \frac{\text{kmol Tolueno}}{\text{h}} \cdot \frac{92,14 \text{ kg}}{1 \text{ kmol}} = 2.856,55 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ Tolueno}$$

Como se ha mencionado anteriormente, el balance de materia global se corresponde al balance al reactor R-101, donde ocurre la reacción de hidrogenación, cuya selectividad es del 100% y tiene una conversión del 99%. A partir de estos datos se puede calcular la cantidad de metilciclohexano producido, y la composición de la corriente de salida del reactor. Los resultados de este cálculo se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 1. Balance global del proceso

Compuestos	Corrientes de entrada (kg/h)	Corrientes de salida (kg/h)
Hidrógeno	187,5	1,875
Tolueno	2.856,55	28,565
Metilciclohexano	0	3.013,61
Total	3.044,05	3.044,05

Se puede observar que la corriente de entrada es igual a la de salida en el cierre del balance y por tanto este es correcto. Asimismo, se puede observar que se alcanza una pureza de producto del 99% en peso de metilciclohexano.

2. Balance de energía

2.1. Introducción

Los balances de energía permiten conocer los requisitos energéticos de un sistema, posibilitando el diseño de equipos como intercambiadores, bombas y compresores. Estos se basan en el principio de conservación de la energía o primer principio de la termodinámica, cuya ecuación es la siguiente:

$$\Delta U + \Delta E_p + \Delta E_c = Q - W \quad (4)$$

Donde:

ΔU : variación de energía interna

ΔE_p : variación de energía potencial

ΔE_c : variación de energía cinética

Q : calor intercambiado

W : trabajo

Normalmente las variaciones de energía cinética y potencial son insignificantes en comparación con el resto de los términos, por lo que pueden despreciarse. Sin embargo, ecuaciones más concretas para cada tipo de equipo se presentarán posteriormente en la presentación de los resultados del balance energético o desarrollados en el apartado de cálculos justificativos.

Para la determinación de las entalpías de las corrientes a determinadas condiciones, y de otros de sus parámetros, se utilizarán correlaciones bibliográficas ^[2], y se comprobarán los resultados comparándolos con el simulador de procesos Aspen Hysys.

2.2. Balance de energía por equipos

A continuación, se procede al desarrollo del balance de energía específico para cada uno de los equipos presentes en la planta de producción de metilciclohexano.

2.2.1. Bombas centrífugas.

2.2.1.1. Procedimiento de cálculo

Una bomba centrífuga es un equipo que permite aumentar la presión de un fluido e impulsarlo entre los distintos equipos del proceso. Para transportar estos fluidos a través de conducciones, en las que se pueden dar pérdidas por fricción, y para el incremento de la presión, es necesario el aporte de energía. La energía total se determina mediante el balance de energía siguiente:

$$\frac{v_1^2}{2 \cdot \alpha_1} - \frac{v_2^2}{2 \cdot \alpha_2} + g \cdot (z_1 - z_2) + \frac{P_1 - P_2}{g} + W - \sum F = 0 \quad (5)$$

La energía cinética y la potencial se consideran insignificantes y se desprecian, también al suponer que las velocidades del flujo no cambian de la entrada a la salida de la bomba, ni que existe diferencia de alturas. Por tanto, la expresión se simplifica a:

$$h_w = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + h_F \quad (6)$$

Donde:

- h_w es la carga total de la bomba (m)
- P_1 y P_2 son las presiones en los puntos de succión y descarga, respectivamente (N/m²)
- ρ es la densidad del fluido (kg/m³)
- g es la aceleración de la gravedad (m/s²)
- h_f es la pérdida de carga (m)

Este último término se determina a partir de la Ecuación 7:

$$h_F = \sum f \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \cdot \frac{L + L_{eq}}{D} \quad (7)$$

Donde:

- f : factor de Darcy, término cuyo cálculo depende de la naturaleza del fluido (laminar o turbulento)
- v : velocidad del fluido en la conducción (m/s)
- L : longitud de la conducción (m)
- L_{eq} : longitud equivalente de los accesorios de la conducción (m)
- D : diámetro de la conducción (m)

Para determinar el factor de Darcy, primero se debe calcular el Reynolds del fluido, ya que su expresión depende de si este es laminar o turbulento. El número de Reynolds se calcula como:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad (8)$$

Para flujo laminar el factor de Darcy sigue la expresión:

$$f = \frac{24}{Re} \quad (9)$$

Para flujo turbulento se calcula como:

$$f = \frac{0,25}{\left[\log \left(\frac{1}{3,7 \cdot \frac{D}{\varepsilon}} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} \quad (10)$$

La potencia útil de la bomba se determina mediante la siguiente ecuación.

$$P_{\text{útil}} = W \cdot \rho \cdot Q \quad (11)$$

La potencia real de la bomba se obtiene a partir de:

$$P_{\text{real}} = \frac{P_{\text{útil}}}{\eta} \quad (12)$$

La eficiencia de la bomba se obtiene mediante heurísticas, y para caudales bajos en bombas centrífugas es del 45% [1].

2.2.1.2. Bomba P-101 A/B

Esta bomba centrífuga se encarga de la impulsión y del aumento de presión de la corriente de entrada de tolueno a la planta.

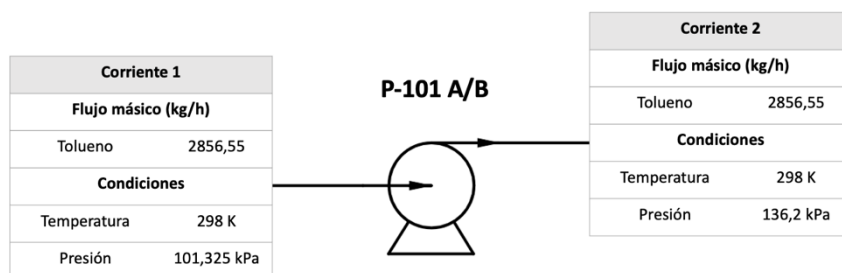


Figura 1. Propiedades de las corrientes para el balance de energía de la bomba P-101 A/B.

A la hora de determinar la potencia de una bomba, es necesario hacer numerosas suposiciones respecto al diámetro de las tuberías, su longitud y accesorios necesarios. Sin embargo, el dimensionamiento de las conducciones del proceso no entra en los objetivos de este proyecto. Por ello, se realiza el cálculo de la potencia de la bomba necesaria solo para el incremento de la presión entre la entrada y salida de la corriente al equipo.

Cálculo de la potencia necesaria solo para el incremento de presión

El tolueno entra a planta a presión atmosférica, y debe incrementarse hasta 136,2 kPa. Los datos se presentan en la siguiente tabla. Aplicando la ecuación se puede obtener el término de carga de la bomba.

Tabla 2. Datos y resultados del término de carga necesario únicamente para el incremento de presión.

Parámetro	Valor
P_1 (N/m ²)	101325
P_2 (N/m ²)	136200
ρ (kg/m ³)	864,2
g (m/s)	9,81
h_w (m)	4,11

Multiplicando h_w por la gravedad se obtiene la energía que debe aportar la bomba. Conociendo el caudal másico se puede calcular la potencia útil de la bomba y la potencia real de la misma.

Tabla 3. Datos y resultados de la potencia real necesaria únicamente para el incremento de presión.

Parámetro	Valor
h_w (m)	4,11
W (J/kg)	40,35
m_{tol} (kg/h)	2856,55
m_{tol} (kg/s)	0,7935
$P_{\text{útil}}$ (W)	32,02
P_{real} (W)	71,16

2.2.1.3. Bomba P-101 A/B: caso supuesto.

Como añadido para este apartado, se realizará el cálculo de la potencia de una bomba con una longitud equivalente correspondiente a la distancia mínima entre equipos, sabiendo que, a escala real, esta distancia podría ser mayor, y que no se tiene en cuenta la caída de presión presente en los accesorios, término no despreciable y que varía considerablemente dependiendo de los requisitos, características, y posición del equipo en la planta. Para ello, se asume un diámetro nominal de tubería para una velocidad de corriente en un rango habitual. La distancia mínima de seguridad de la bomba con el siguiente equipo, el intercambiador de calor E-101, es de 3,05 m.

Cálculo de la potencia teniendo en cuenta el término de la pérdida de carga

Para calcular el término de pérdida de carga, se debe conocer la longitud y el diámetro de la conducción. Como se ha mencionado anteriormente, la longitud total se tomará como la distancia mínima de seguridad entre la bomba con el intercambiador de calor E-101, que es de 3,05 m. Para conocer el diámetro, primero se debe realizar una suposición de la velocidad de la corriente en su interior, que en gases ronda entre los 15-30 m/s y para líquidos es de 1-3 m/s. El tolueno circula en estado líquido a entrada a planta, por lo que se asume que su velocidad es de 1,5 m/s.

A continuación, se procede a calcular el diámetro de la conducción, según la Ecuación 13:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot m}{\pi \cdot v \cdot \rho}} \quad (13)$$

Donde:

- m: caudal másico de tolueno (kg/s)
- v: velocidad supuesta (m/s)
- ρ : densidad del fluido (kg/m³)
- D: diámetro (m)

Conocidos todos los datos anteriores, se obtiene que el diámetro es de 0,0279 m. Este se debe estandarizar según las normas ASTM, y se ha escogido que sean de acero con un *schedule* de 40 ^[2].

Tabla 4. Características de la conducción escogida para una velocidad supuesta de 1,5 m/s.

Parámetro	Valor
D (mm)	27,91
D _{estándar} (mm)	35,1
Espesor (mm)	3,56
D _{externo} (mm)	42,4

Una vez obtenido el diámetro estándar, se debe recalculer la velocidad del fluido mediante la siguiente expresión:

$$v = \frac{Q}{S} = \frac{m}{\rho} \cdot \frac{4}{\pi \cdot D_{est}^2} \quad (14)$$

La velocidad calculada es de 0,9489 m/s, menor que el límite inferior, por lo que se debe recalculer suponiendo otra velocidad inicial, esta vez de 2 m/s.

Tabla 5. Características de la conducción escogida para una velocidad supuesta de 2 m/s y velocidad recalculada.

Parámetro	Valor
D (mm)	24,17
D _{estándar} (mm)	26,6
Espesor (mm)	3,38
D _{externo} (mm)	33,4
V _{recalculada} (m/s)	1,652

Como esta velocidad se encuentra dentro del rango, se puede proceder al cálculo del factor de Darcy, sabiendo que, para las conducciones de acero, la rugosidad es de $4,6 \cdot 10^{-5}$, y al cálculo de la pérdida de carga, y la carga de la bomba.

Tabla 6. Datos y resultados del cálculo de la pérdida de carga y carga de la bomba.

Parámetro	Valor
Reynolds	69562,44
f	0,025
v (m/s)	1,652
L _{total} (m)	3,05
h _F (m)	0,404
h _w (m)	4,52

Por último, se calcula la potencia útil y real de la bomba.

Tabla 7. Datos y resultados de la potencia real de la bomba para el caso supuesto.

Parámetro	Valor
h _w (m)	4,52
W (J/kg)	44,32
m _{tol} (kg/s)	0,7935
P _{útil} (W)	35,16
P _{real} (W)	78,14

Como se puede comprobar, la diferencia de potencia para ambos casos apenas es notable, debido a que la mayor parte de la caída de presión se produce en los accesorios. Sin embargo, como el diseño de las conducciones no entra en los objetivos del proyecto, se tomará el valor de la potencia de la bomba P-101 como el necesario para el incremento de la presión de la corriente.

2.2.2. Intercambiadores de calor

2.2.2.1. Procedimiento de cálculo

Los intercambiadores de calor tienen por objetivo el aumento o disminución de la temperatura de la corriente introducida, o su cambio de estado, en algunas ocasiones. Primero se debe determinar cuál es el calor necesario para que se produzca este cambio. Para ello, se utiliza la siguiente ecuación:

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_s - T_e) + m \cdot \lambda \quad (15)$$

Donde el primer término se corresponde al calor sensible, es decir, asociado al cambio de temperatura, y el segundo al calor latente, asociado al cambio de estado. Para este cálculo deben conocerse el calor específico del fluido y su entalpía de vaporización.

Una vez determinado, se calcula el flujo de utilidad necesario. Para los sistemas en los que se necesite un enfriamiento se usará agua de refrigeración que podrá aumentar su temperatura de los 27 a los 45°C. La cantidad de agua necesaria se calculará por la Ecuación 16:

$$m_{agua} = \frac{Q}{C_{p,agua} \cdot (T_{s,agua} - T_{e,agua})} \quad (16)$$

Para aquellos sistemas donde se necesite el aporte de calor se utilizará vapor de agua, cuya presión dependerá de la temperatura a la que se deba llevar la corriente de proceso. Para calcular el vapor de agua necesario, se necesita su entalpía de vaporización a la presión correspondiente:

$$m_{vap} = \frac{Q}{\lambda_{vap}} \quad (17)$$

2.2.2.2. Intercambiador de calor E-101.

El intercambiador de calor E-101 tiene por objetivo incrementar la temperatura de la corriente de entrada de tolueno hasta los 170°C permitiendo el cambio de estado de la corriente, cuya temperatura de ebullición a la presión de 136,2 kPa es de 121,55°C.

Por tanto, el calor necesario es el requerido para incrementar la temperatura desde 25°C al punto de ebullición, más el necesario para el cambio de estado de la corriente, más aquel precisado para acabar de incrementar la temperatura hasta el punto de salida. La capacidad calorífica cambia con la temperatura, y se calcula de manera diferente dependiendo del estado de la corriente.

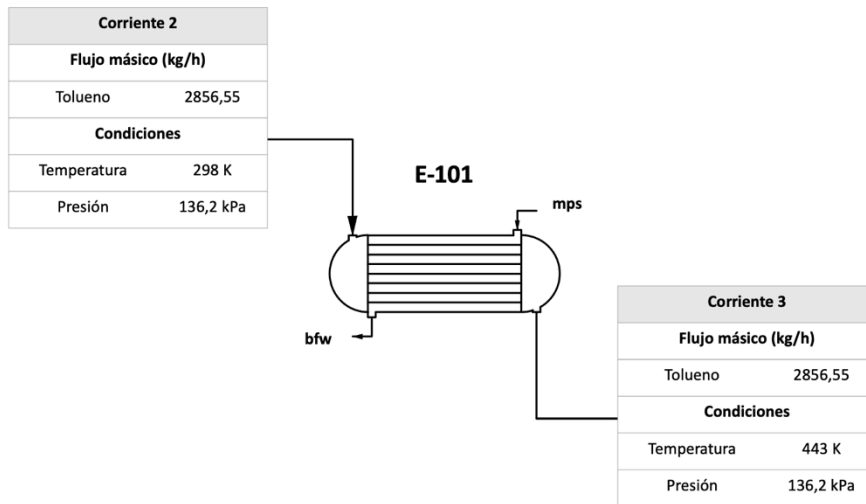


Figura 2. Propiedades de las corrientes para el balance de energía del intercambiador E-101.

Para el cálculo del incremento de temperatura inicial, se debe usar una correlación bibliográfica [2] para el estado líquido, que presenta 4 constantes que varían según el compuesto a calcular. En cambio, para el incremento final se debe usar una correlación para gases [2], de cinco constantes. Estas siguen la misma formulación, exceptuando que, para líquidos, no se usa el término de temperatura elevado a la cuarta ya que la constante E no existe.

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4 \quad (18)$$

La corriente de proceso correspondiente a este intercambiador se compone únicamente de tolueno, cuyos parámetros son:

Tabla 8. Constantes del tolueno para las correlaciones de la capacidad calorífica de un compuesto en estado líquido y gas [2].

Parámetro	Valor	
	Estado líquido	Estado gas
A	83,703	-24,097
B	$5,1666 \cdot 10^{-1}$	$5,2187 \cdot 10^{-1}$
C	$-1,4910 \cdot 10^{-3}$	$-2,9827 \cdot 10^{-4}$
D	$1,9725 \cdot 10^{-6}$	$6,1220 \cdot 10^{-8}$
E	-	$1,2676 \cdot 10^{-12}$

Los valores de capacidad calorífica se han calculado a la temperatura de entrada, a la temperatura de ebullición, y a la de salida del intercambiador, y se han calculado las medias. Se han comprobado los datos obtenidos por esta correlación con los obtenidos mediante el software Aspen Hysys, y son muy similares, por lo que se aceptan.

Tabla 9. Resultado de las capacidades caloríficas medias del tolueno en estado líquido y gas

Parámetro	Valor
$C_{p \text{ media (25-121,55}^\circ\text{C) (J/mol}\cdot\text{K)}$	167,03
$C_{p \text{ media (121,55-170}^\circ\text{C) (J/mol}\cdot\text{K)}$	146,55

Para realizar el cálculo de la entalpía de vaporización se usa la siguiente correlación bibliográfica ^[2], donde la entalpía de vaporización se obtiene en kJ/mol y la temperatura de ebullición en Kelvin (394,55 K).

$$\Delta H_{vap} = A \cdot (1 - T/T_c)^n \quad (19)$$

En la Tabla 10 se proporcionan los parámetros correspondientes al tolueno para la ecuación anterior, y el resultado del cálculo.

Tabla 10. Constantes y resultado del cálculo de la entalpía de vaporización del tolueno ^[2].

Parámetro	Valor
A	50,139
T_c (K)	591,79
n	0,383
ΔH_{vap} (kJ/mol)	32,917

Esta entalpía de vaporización es muy similar a la obtenida mediante la simulación en el programa Aspen Hysys, por lo que se considera correcta.

Por último, se procede al cálculo del calor intercambiado aplicando la ecuación correspondiente al intercambiador de calor.

Tabla 11. Datos y resultados del calor necesario por etapas y del calor total.

Parámetro	Valor
m (mol/s)	8,612
Calor necesario para el incremento temperatura inicial (J/s)	138882,7
Calor necesario para el cambio de estado (J/s)	283480,1
Calor necesario para el incremento temperatura final (J/s)	61146,7
Q_{total} (kJ/s)	484,89

Para calentar esta corriente se ha de usar vapor de media presión. El cálculo del caudal necesario se realiza a continuación.

Tabla 12. Datos y resultado del caudal necesario de vapor de media presión en el intercambiador E-101.

Parámetro	Valor
Q_{total} (kJ/s)	484,89
λ_{vap} del vapor de media presión (kJ/kg)	1714,1
m_{vap} (kg/s)	0,2829

2.2.2.3. Intercambiador de calor E-102.

El intercambiador de calor E-102 tiene por objetivo el incremento de temperatura de la corriente gaseosa de hidrógeno de los 31,61°C de los que sale de la válvula VLV-101, hasta los 170°C.

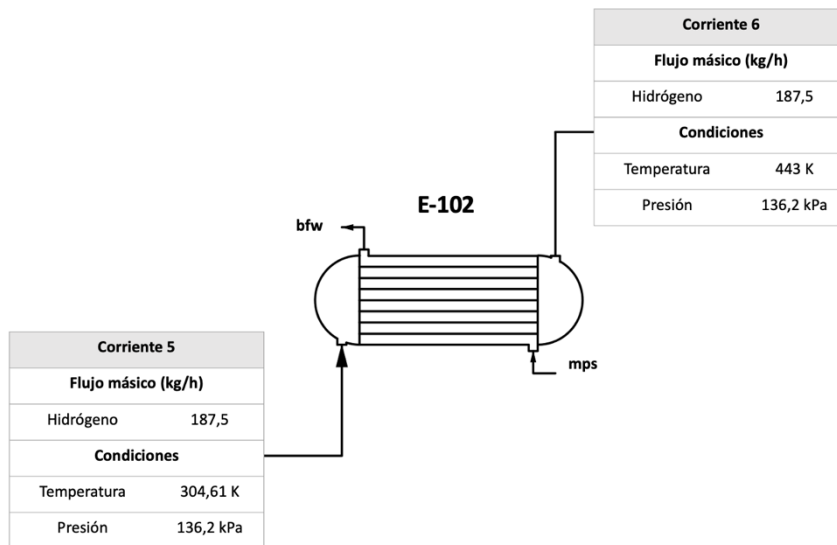


Figura 3. Propiedades de las corrientes para el balance de energía del intercambiador E-102.

Por tanto, solo se debe calcular el calor sensible, para lo que primero se debe calcular el calor específico medio, usando la misma correlación que para el intercambiador anterior, solo que con los parámetros correspondientes al hidrógeno.

Tabla 13. Constantes del hidrógeno para las correlaciones de la capacidad calorífica de un compuesto en estado gas [2].

Parámetro	Valor
A	25,399
B	$2,0178 \cdot 10^{-2}$
C	$-3,8549 \cdot 10^{-5}$
D	$3,188 \cdot 10^{-8}$
E	$-8,7585 \cdot 10^{-12}$

Sustituyendo en la correlación, y comprobando su semejanza con el valor obtenido en la simulación, se procede al cálculo del calor necesario.

Tabla 14. Datos y resultado del calor necesario en el intercambiador E-102.

Parámetro	Valor
m (mol/s)	25,835
C_p medio (31.61-170°C) (J/mol·K)	29,001
Q_{total} (kJ/s)	103,69

Para incrementar la temperatura de esta corriente se usa vapor de media presión, disponible a 185°C y 10 bar.

Tabla 15. Datos y resultado del caudal necesario de vapor de media presión en el intercambiador E-102.

Parámetro	Valor
Q_{total} (kJ/s)	103,69
λ_{vap} del vapor de media presión (kJ/kg)	1714,1
m_{vap} (kg/s)	0,06

2.2.2.4. Intercambiador de calor E-103.

Este intercambiador de calor E-103 tiene por objetivo disminuir la temperatura de la corriente de salida del reactor, de 170°C, condensando el producto final y enfriándolo para su posterior almacenamiento y salida de la planta.

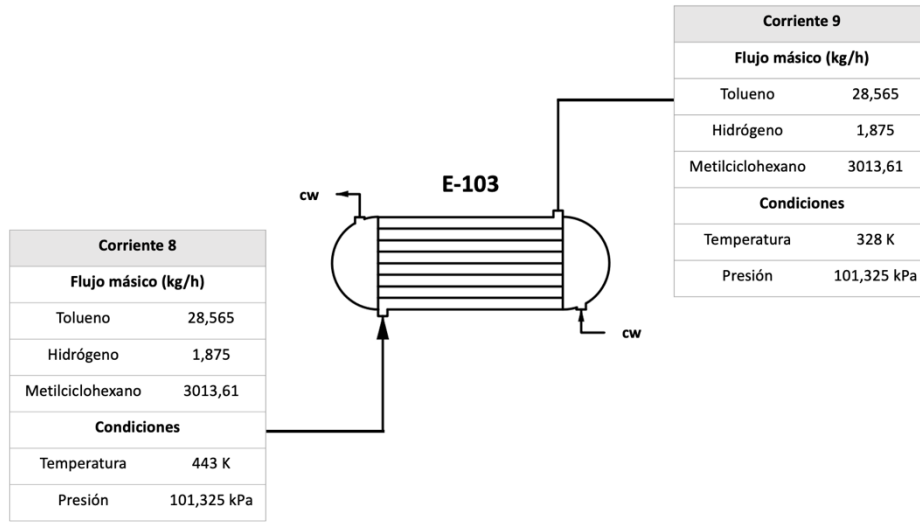


Figura 4. Propiedades de las corrientes para el balance de energía del intercambiador E-103.

Para esta corriente, al estar compuesta mayoritariamente de metilciclohexano, pero también presentar hidrógeno y tolueno en pequeñas cantidades, se usarán los valores de calor específico y entalpía de vaporización promedios obtenidos en la simulación realizada en el software de Aspen Hysys.

Tabla 16. Datos y resultado del calor necesario en el intercambiador E-103.

Parámetro	Valor
m (mol/s)	8,869
C_p medio (25-170°C) (J/mol·K)	201,4
λ_{vap} (kJ/mol)	73,5
Q_{total} (kJ/s)	857,33

Para el enfriamiento de esta corriente se usa agua de refrigeración, como se ha mencionado anteriormente, en un rango de temperatura de 27 a 45°C. Como debe existir una diferencia mínima de 10°C entre el fluido de enfriamiento y la corriente, esta última saldrá del intercambiador E-103 a 55°C.

Tabla 17. Datos y resultado del caudal necesario agua de refrigeración en el intercambiador E-103.

Parámetro	Valor
Q_{total} (kJ/s)	857,33
C_p agua (kJ/kg·°C)	4,184
m_{agua} (kg/s)	11,38

2.2.3. Reactor R-101.

2.2.3.1. Introducción

El reactor R-101 es un reactor de lecho fijo con catalizador, donde se produce la reacción de hidrogenación de forma isoterma a 170°C y a una presión de 136,2 kPa. Esta tiene una selectividad del 100% y una conversión del 99% para las condiciones dadas.

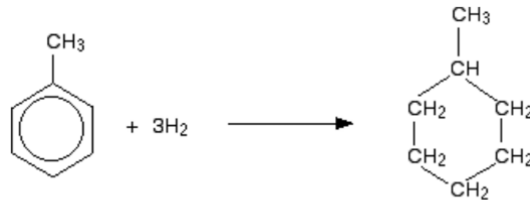


Figura 5. Reacción de hidrogenación del tolueno

Sin embargo, esta reacción es fuertemente exotérmica, por lo que para mantener la temperatura en el interior del reactor constante se necesita un sistema que permita un buen intercambio de calor. En este caso, el sistema escogido es análogo a un intercambiador de carcasa y tubos.

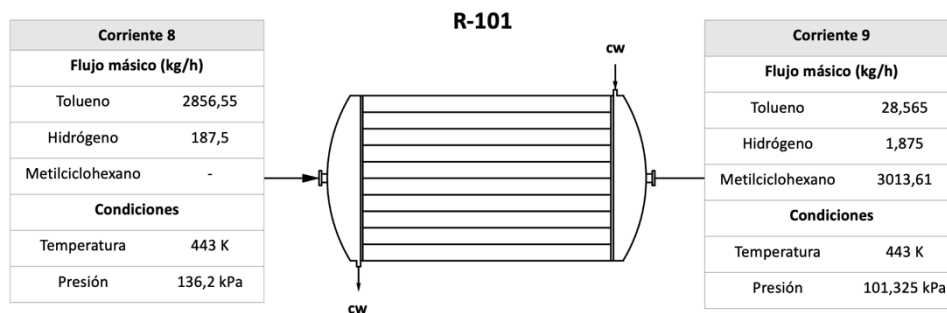


Figura 6. Propiedades de las corrientes para el balance de energía del reactor R-101.

Este reactor trabaja en estado estacionario y en modo isoterma, por lo que se debe cumplir que el calor desprendido por la reacción sea igual al calor retirado por el medio refrigerante, según las siguientes ecuaciones.

$$Q_{reacción} = Q_{refrigerado} \quad (20)$$

$$F_{T0} \cdot \Delta H_r = m_{refrig} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (21)$$

Donde:

- F_{T0} : flujo molar inicial de tolueno (mol/s)
- ΔH_r : entalpía de la reacción para la temperatura escogida (kJ/mol)
- m_{refrig} : masa de refrigerante (kg/h)
- C_p : calor específico medio del refrigerante (kJ/kg·°C)
- ΔT : diferencia entre la temperatura final del refrigerante y su temperatura inicial (°C)

A continuación, se desarrollarán los cálculos necesarios para el desarrollo de este balance de energía.

2.2.3.2. Cálculo de la entalpía de reacción y del calor de reacción

El primer paso es calcular la entalpía de la reacción a la temperatura a la que opera el reactor, de 170°C. Para ello, conociendo la estequiometría de la reacción, se calcula la entalpía de reacción a partir de las entalpías de formación de los reactivos y productos a la temperatura de reacción, según la siguiente fórmula:

$$\Delta H_{R \text{ a } T_R} = \sum_{i=1}^n (n_i \cdot \Delta H_{f \text{ a } T_R})_{\text{productos}} - \sum_{i=1}^n (n_i \cdot \Delta H_{f \text{ a } T_R})_{\text{reactivos}} \quad (22)$$

Los datos de la entalpía de formación para la temperatura de reacción se calculan a partir de la siguiente fórmula obtenida en bibliografía [2]:

$$\Delta H_f = A + B \cdot T + C \cdot T^2 \quad (23)$$

Donde la temperatura está en K, y la entalpía se obtiene en kJ/mol.

Se debe tener en cuenta de que la entalpía de formación del hidrógeno en estado gaseoso es cero, ya que es su forma más estable. Para el metilciclohexano y el tolueno, los valores calculados se presentan en la Tabla 18.

Tabla 18. Parámetros y resultados de la entalpía de formación a 170°C [2].

Nombre sustancia	A	B	C	ΔH_f a 170°C (kJ/mol)
Tolueno	74,32	$-9,59 \cdot 10^{-2}$	$4,7 \cdot 10^{-5}$	41,06
Metilciclohexano	-110,905	$-1,78 \cdot 10^{-1}$	$1 \cdot 10^{-4}$	-170,08

Aplicando la Ecuación 23, se obtiene que la entalpía de reacción a 170°C es de -211,13 kJ/mol. Conociendo el flujo molar de tolueno inicial se puede calcular el calor desprendido por la reacción.

Tabla 19. Resultados del cálculo de la entalpía de reacción y del calor de reacción.

Término	Valor
F_{T0} (mol/s)	8,612
$\Delta H_{R \text{ a } 170^\circ\text{C}}$ (kJ/mol)	-211,13
Q reacción (kJ/s)	1818,21

2.2.3.3. *Cálculo del caudal másico de agente refrigerante*

Para este proceso se utilizará agua de refrigeración como agente refrigerante en el intercambio de calor. El calor específico del agua se toma como constante y con valor de 4,184 kJ/kg·°C. En la siguiente tabla se presenta el resto de los datos que, sustituidos en el balance de energía, permiten obtener la cantidad de agua de refrigeración necesaria en el proceso.

Tabla 20. Datos y resultados del caudal másico de refrigerante.

Término	Valor
Q reacción (kJ/s)	1818,21
Calor específico (kJ/kg·°C)	4,184
Temperatura de entrada del agua (°C)	27
Temperatura de salida del agua (°C)	45
Caudal másico de agua (kg/s)	24,14
Caudal másico de agua (kg/h)	86.912,66

3. Bibliografía

1. TURTON, R. et al. Analysis, synthesis and design of chemical processes. Prentice Hall, 2009. ISBN 9780135129661.
2. YAWS, Carl L. *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill Education, 1999. ISBN 9780070734012.
3. MOTT, Robert L. Applied Fluid Mechanics. 6ª Edición, Pearson Education, 2006. ISBN 0131146807.

Anexo II:

Cálculos Justificativos

Reactor R-101

Índice

1.	Introducción	4
2.	Selección del tipo de reactor	4
3.	Catalizador	5
4.	Estudio de la cinética	6
4.1.	Etapa limitante de la reacción	6
4.2.	Cinética del sistema	8
4.3.	Cálculo de la masa de catalizador	8
5.	Balance de energía	9
5.1.	Introducción	9
5.2.	Entalpía de reacción y calor de reacción	10
5.3.	Caudal másico del agente refrigerante	10
6.	Diseño del reactor. Dimensionamiento.	11
6.1.	Introducción	11
6.2.	Selección del fluido por tubos y carcasa	11
6.3.	Dimensionamiento de los tubos	11
6.3.1.	Selección de las dimensiones y número de tubos	11
6.3.2.	Velocidad del fluido por tubos	13
6.3.3.	Caída de presión	13
6.4.	Dimensionamiento de la carcasa	15
6.4.1.	Diámetro del haz de tubos e interno de carcasa	15
6.4.2.	Velocidad por carcasa	18
6.4.3.	Caída de presión por carcasa	18
6.5.	Validación del diseño	20
6.5.1.	Coefficiente de transferencia de calor del lado de tubos	20
6.5.2.	Coefficiente de transferencia de calor del lado de carcasa	21
6.5.3.	Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor	22
7.	Diseño mecánico	24
7.1.	Temperatura y presión de diseño	24
7.2.	Selección del material	25
7.3.	Espesor mínimo	29
7.4.	Espesor de los cabezales	32
7.4.1.	Elección del tipo de cabezal y cálculo del espesor	32
7.4.2.	Dimensionamiento del cabezal	33
7.5.	Cálculo de cargas	34
7.5.1.	Peso de los tubos	34
7.5.2.	Peso del catalizador	35
7.5.3.	Peso muerto del equipo	36

7.5.4.	Peso del fluido por tubos	36
7.5.5.	Peso del fluido por carcasa	37
7.5.6.	Peso total	38
7.5.7.	Carga por viento	38
7.6.	Dimensionamiento del soporte	39
8.	Diseño de la válvula de alivio	41
9.	Hoja de especificaciones	44
10.	Bibliografía	46

1. Introducción

En el reactor R-101 ocurre la reacción de hidrogenación del tolueno, a partir de la cual se obtiene metilciclohexano. La reacción ocurre en estado gas, con un catalizador sólido, es decir, un catalizador heterogéneo.

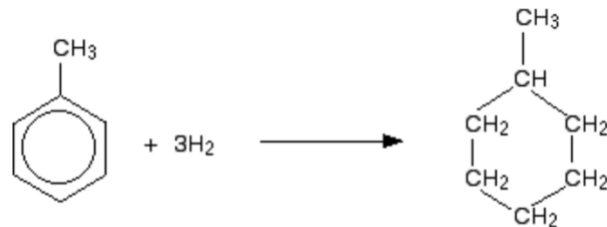


Figura 1. Reacción de hidrogenación del tolueno.

Las condiciones a las que opera este reactor son 170°C y 136,2 kPa de presión. La reacción es exotérmica, por lo que se debe incluir algún sistema de refrigeración.

2. Selección del tipo de reactor

Los reactores utilizados en la industria se pueden clasificar según si el catalizador está en movimiento, como el reactor de lecho fluidizado o el reactor de lecho móvil, o si el catalizador permanece inmóvil, como en el caso de un reactor de lecho fijo.

Se debe determinar cuál tipo de reactor más adecuado para llevar a cabo la reacción de hidrogenación, para lo deben comparar las cualidades de cada uno.

- En los reactores de lecho fijo, los reactivos fluyen sobre un lecho estacionario de catalizador, donde se produce la reacción. Estos son los reactores más comunes para reacciones catalíticas, ya que necesitan un volumen de reactor más pequeño para contener todo el catalizador en comparación con otros tipos. Se utilizan especialmente para reacciones llevadas a cabo a altas temperaturas y en fase gas.

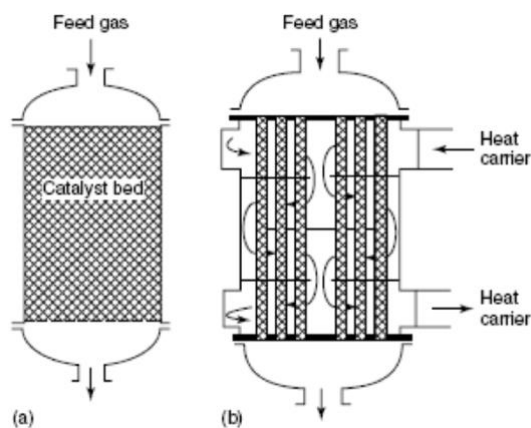


Figura 2. Configuraciones más comunes de los reactores de lecho fijo: (a) Lecho fijo adiabático; (b) Multitubular de lecho fijo [1]

Sin embargo, la configuración normal no presenta un gran coeficiente de transferencia de calor, por lo que este tipo de reactor se suele dividir en camas de catalizador más pequeñas con sistemas de refrigeración o calentamiento entre etapas, o se escoge un sistema análogo a un intercambiador de carcasa y tubos, para conseguir una mejor transferencia de calor.

- Un reactor de lecho móvil es un reactor con lecho que se adapta al movimiento lento de los sólidos, y se utiliza cuando el catalizador se desactiva a una velocidad demasiado rápida para la regeneración in situ, pero no justifica el uso de un sistema fluidizado. Estos sistemas son más complicados, ya que el equipo se debe diseñar con suficiente espacio para garantizar que los sólidos fluyan correctamente.
- En el reactor de lecho fluidizado, las partículas son fluidizadas por el gas. Este tipo de reactores se utiliza principalmente para gasificación y pirólisis, y en procesos donde la desactivación del catalizador es alta. El coeficiente de transferencia de calor es alto, por lo que esta clase de reactor es muy adecuado para reacciones muy exotérmicas o endotérmicas.

Teniendo en cuenta que el catalizador utilizado en el proceso tiene un periodo de desactivación lento, y que el reactor de lecho fijo minimiza el volumen necesitado, se ha escogido de este tipo. Esta clase de reactores garantizan un buen funcionamiento en continuo, y tienen un bajo coste de operación y mantenimiento. Concretamente se ha decidido usar un reactor de lecho fijo con la configuración análoga a un intercambiador de carcasa y tubos, es decir, un reactor de lecho fijo multitubular, para una mejor transferencia de calor, debido a que la reacción de hidrogenación es exotérmica.

3. Catalizador

Un catalizador aumenta la velocidad de una reacción química, permiten, en muchos casos, llevar a cabo la reacción a una temperatura más baja y la promueven con relación a otras reacciones, mejorando la selectividad del proceso. Pueden ser de dos tipos, homogéneos o heterogéneos. En este proceso se utiliza un catalizador heterogéneo; es decir, los reactantes y el catalizador se encuentran en distintas fases. Estos proporcionan un buen rendimiento y selectividad, y, además, la separación del producto y catalizador es más fácil.

Sin embargo, se debe tener en cuenta que el catalizador tiene una determinada vida útil, y que su actividad va disminuyendo a lo largo del tiempo, por causas como el envejecimiento, que consiste en cambios en la estructura del catalizador que disminuye el número de sitios activos, el ensuciamiento, donde se deposita coque o carbono sobre el catalizador, o el envenenamiento, que ocurre cuando hay componentes que se adsorben en los centros activos del catalizador.

Para las reacciones de hidrogenación se utilizan catalizadores de Ni, Pt, Mo, etc ^{[2], [3], [4]}. El catalizador seleccionado, como se ha explicado anteriormente en el análisis de alternativas operacionales, es un catalizador de Níquel en soporte de Al₂O₃. Este tiene una vida útil larga, debido a la ausencia de coque y de posible envenenamiento por otras sustancias. También presenta una buena superficie de contacto y muy buena selectividad.

Tabla 1. Propiedades del catalizador seleccionado ^[4].

Propiedad	Valor
Densidad de lecho aparente (kg/m ³)	860
Diámetro partícula (mm)	3,18
Porosidad	0,5

Figura 3. Catalizador seleccionado ^[5].

4. Estudio de la cinética

4.1. Etapa limitante de la reacción

A continuación, se debe realizar un estudio de la cinética del catalizador, ya que al ser este heterogéneo, la reacción transcurre en los poros de su superficie, y, por ende, existen varias etapas en la reacción, siendo una de estas la etapa limitante, que determina la velocidad de la reacción. Estos pasos son:

- Transferencia de masa externa de los reactivos a la superficie del catalizador
- Transferencia de masa interna a través de los poros del catalizador, macro y micro
- Adsorción de reactivos en el sitio activo de la superficie de catalizador
- Reacción
- Desorción de productos de la superficie del catalizador
- Transferencia de masa interna de los productos a través de los micro y macro poros
- Transferencia de masa externa de productos

Por ende, se debe determinar la etapa limitante de la reacción de hidrogenación del tolueno para obtener la ecuación cinética adecuada, para lo que se analizan los resultados obtenidos por diversos estudios cinéticos. En estos se deduce que las condiciones experimentales determinan el mecanismo de hidrogenación del tolueno, modificando la etapa limitante de la velocidad; es decir, las variables operativas influyen en el orden de reacción y las energías de activación. Los modelos usados para definir esta reacción se pueden clasificar en modelos empíricos Power-Law, y modelos mecanísticos, pudiendo dividirse estos últimos en modelos competitivos con un solo sitio de adsorción, o no competitivos.

Para el catalizador de níquel escogido, los rasgos característicos de los modelos obtenidos^[4] son una adsorción rápida y competitiva de hidrógeno y tolueno, reacción superficial lenta, y desorción rápida del metilciclohexano. Además, existe una gran influencia de la presión parcial en la velocidad de la reacción, aumentando esta cuando se incrementa la presión parcial de hidrógeno, y disminuyéndose a mayores presiones parciales de tolueno. Para los rangos de temperatura entre 150 y 210°C y presiones cercanas a la atmosférica estudiados, se aprecia una disminución de la actividad de hidrogenación a partir de los 170°C, ya que el hidrógeno se desorbe de la superficie a temperaturas de reacción más altas.

Por otra parte, en otros estudios cinéticos^[3] se realizan numerosos experimentos, 227 en concreto, que validan la ecuación cinética obtenida por Lindfors en su rango de temperatura estudiado, y permite un mejor entendimiento del funcionamiento de la reacción de hidrogenación del tolueno. En estos, se comprueba el incremento de la velocidad de reacción con la presión parcial de hidrógeno. En cambio, al realizar el análisis para la presión parcial de tolueno, se obtiene que solo a partir de presiones parciales de 0,09 bar y temperaturas mayores de 150°C, el aumento de esta variable provoca una disminución de la velocidad de reacción. Esto permite asumir que a bajas temperaturas la actividad es casi independiente de la presión parcial de tolueno ya que no se saturan los centros activos del catalizador. Por estos motivos, la etapa limitante proporcionada por este estudio por debajo de aprox. 180°C es la propia cinética de la reacción, como se puede observar en la Figura 4.

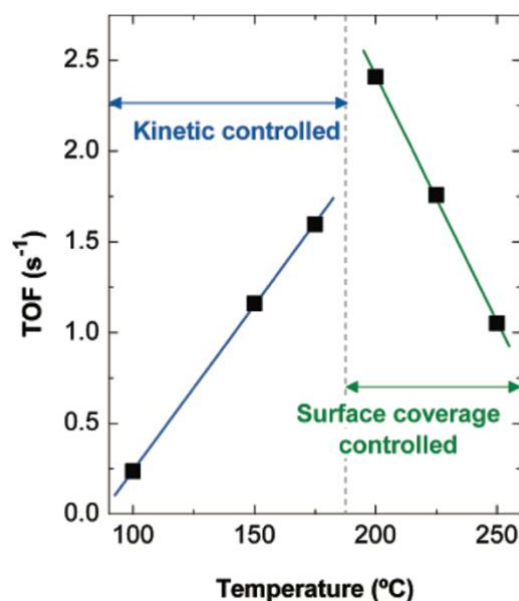


Figura 4. Etapa principal de la reacción a diferentes temperaturas y valor de la actividad catalítica (TOF)^[3].

Por encima de esta temperatura, y para tiempos espaciales de reacción bajos, la reacción es controlada por la cobertura superficial de los sitios activos por tolueno adsorbido. Sin embargo, para tiempos espaciales altos y temperaturas superiores a 200°C, el estudio cinético de la reacción ha determinado que esta es controlada por parámetros termodinámicos.

Por otra parte, los estudios realizados con el catalizador de níquel seleccionado demuestran que metilciclohexano es el único producto obtenido, por lo que su selectividad es del 100%.

Por tanto, la reacción en el reactor R-101, que funciona a 170°C, está controlada por su cinética de reacción. Además, a esta temperatura se da el máximo de la velocidad de reacción para el catalizador de níquel, y se puede alcanzar una conversión superior al 99%. Por ende, queriendo mantenerse esta velocidad máxima y para evitar el cambio de la etapa controlante de la reacción, se justifica también el uso del reactor multitubular que permita una mejor transferencia de calor con el objetivo de mantener la temperatura en ese valor, y del funcionamiento en estado isoterma del mismo.

4.2. Cinética del sistema

Para el diseño del reactor sería mucho más apropiado el uso de una macro cinética. Sin embargo, estas no se han encontrado en bibliografía, por lo que se utilizará la cinética proporcionada por el modelo Power-law, que es la más estudiada para la hidrogenación del tolueno. Otras posibles opciones serían usar modelos mecanísticos, pero el uso de estos no es adecuado para el diseño de un reactor a escala industrial.

La ecuación cinética proporcionada por Power-law es la siguiente ^[4]:

$$-r_T = k' \cdot p_H^m \cdot p_T^n \quad (1)$$

Donde:

- $-r_T$: velocidad de reacción (mol/g_{cat} · s)
- k' : constante de velocidad aparente, (mol · atm^{-(m+n)} /g_{cat} · s)
- p_H y p_T son las presiones parciales de hidrógeno y tolueno, respectivamente.
- m y n son los exponentes empíricos para el hidrógeno y tolueno, respectivamente.

Para la temperatura seleccionada del reactor, 170°C, los valores de las constantes se encuentran en el estudio cinético usado, y son los siguientes:

Tabla 2. Valores de las constantes cinéticas a 170°C ^[4].

Parámetro	Valor a 170°C
k' (mol · atm ^{0,63} /g · s)	$1,69 \cdot 10^{-5}$
m	1,42
n	- 0,79

4.3. Cálculo de la masa de catalizador

A continuación, se debe calcular la masa de catalizador necesaria para llevar a cabo esta reacción. El flujo en un reactor de lecho fijo se puede aproximar al modelo de flujo en pistón, por lo que se utiliza la siguiente ecuación:

$$W = F_{T0} \cdot \int_0^{X_T} \frac{dX_T}{-(r_T)} \quad (2)$$

Donde:

- W: peso del catalizador (g)
- F_{T0} : flujo molar inicial de tolueno (mol/s)
- X_T : conversión (en base al tolueno)

Teniendo en cuenta de que la selectividad de la reacción es de un 100% y que la conversión tomada es de un 99%, se calcula usando métodos numéricos, la masa de catalizador correspondiente. Teniendo en cuenta que del catalizador se conoce la densidad del lecho aparente, es decir, la masa por unidad de volumen total, incluyendo la porosidad, se puede calcular ya directamente el volumen que ocupará el catalizador en el reactor al pasar el peso de catalizador a kg.

Tabla 3. Cálculo de la masa y volumen de catalizador.

Parámetro	Valor
Masa del catalizador (kg)	297,53
Densidad aparente del lecho (kg/m ³)	860
Volumen total catalizador (m ³)	0,346

5. Balance de energía

5.1. Introducción

Como se ha mencionado anteriormente, la reacción de hidrogenación es exotérmica. Si este reactor funcionase de forma adiabática, es decir, sin intercambiar energía con el exterior, en su interior se produciría un incremento de temperatura, lo que afectaría a la cinética de la reacción. Por ello, el equipo dispone de un sistema de intercambio de calor, usando un agente refrigerante, y tiene una configuración análoga a un intercambiador de calor de carcasa y tubos.

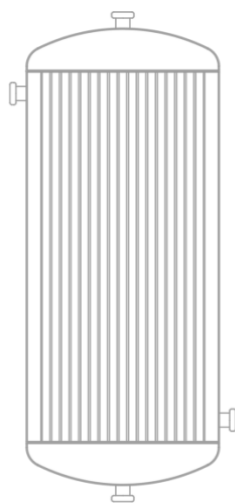


Figura 5. Reactor R-101, con configuración de carcasa y tubos.

Se debe también, por tanto, aplicar un balance de energía al reactor, sabiendo que al trabajar este en estado estacionario, no existe término de acumulación de energía. Al operar de forma isoterma, se debe cumplir que el calor desprendido por la reacción sea igual al calor retirado por el medio refrigerante.

$$Q_{reacción} = Q_{refrigerado} \quad (3)$$

$$F_{T0} \cdot \Delta H_r = m_{refrig} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (4)$$

Donde:

- F_{T0} : flujo molar inicial de tolueno (mol/s)
- ΔH_r : entalpía de la reacción para la temperatura escogida (kJ/mol)
- m_{refrig} : masa de refrigerante (kg/h)
- C_p : calor específico medio del refrigerante (kJ/kg·°C)
- ΔT : diferencia entre la temperatura final del refrigerante y su temperatura inicial (°C)

Los cálculos correspondientes al balance de energía del reactor R-101 ya han sido desarrollados en el *Anexo I. Balances de Materia y Energía*. A continuación, se presentan los resultados más relevantes de este.

5.2. Entalpía de reacción y calor de reacción

Esta se ha calculado a partir de las entalpías de formación a la temperatura de reacción, conociendo la estequiometría de la reacción y usando correlaciones bibliográficas ^[6]. A partir de la misma, y del caudal molar inicial de tolueno, se ha obtenido el calor de reacción desprendido por la hidrogenación.

Tabla 4. Resultados de la entalpía de reacción y calor de reacción.

Parámetro	Valor
ΔH (kJ/mol)	-211,13
F_{T0} (mol/s)	8,612
Q (kJ/s)	1818,21

5.3. Caudal másico del agente refrigerante

Se ha escogido que el agente refrigerante para el reactor R-101 sea agua de refrigeración, debido a su disponibilidad y a su buena eficiencia energética. Esta se usará en un rango de temperatura de 27 a 45°C.

Conocido el calor de reacción, se ha obtenido el caudal másico de agente refrigerante necesario.

Tabla 5. Caudal másico de refrigerante.

Parámetro	Valor
Q (kJ/s)	1818,21
m_{agua} (kg/s)	24,14
m_{agua} (kg/h)	86.912,66

6. Diseño del reactor. Dimensionamiento.

6.1. Introducción

A continuación, se procede con el dimensionamiento del equipo, siguiendo la normativa TEMA (Tubular Heat Exchanger Manufacturers Association), ya que su estructura, como se ha mencionado antes, es análoga a la de un intercambiador de calor de carcasa y tubos.

6.2. Selección del fluido por tubos y carcasa

Debido a la estructura de este reactor, se debe seleccionar que fluido circula por el lado de tubos y cual por el lado de carcasa. Para poder ubicar el catalizador dentro del reactor, este debe introducirse en los tubos, por lo que los reactivos irían por este lado. Sin embargo, para verificar que esta es decisión más adecuada, se han tenido en cuenta los siguientes puntos:

- Corrosión: el fluido corrosivo debe ir por tubos ya que así se reducen los costes.
- Ensuciamiento: el fluido más sucio debe ir por tubos ya que la limpieza de estos es más sencilla.
- Temperatura y presión: el fluido a mayor temperatura y presión debe ir por tubos, ya que es más seguro.
- Caída de presión: el que tenga menor caída de presión debe ir por tubos.
- Viscosidad: el fluido más viscoso debe ir por carcasa, puesto que así se proporciona un mayor coeficiente de transmisión de calor.
- Flujo: aquella corriente con mayor caudal debe ir por tubos.

Conociendo que el fluido refrigerante es agua, y que los reactivos son hidrógeno, elemento corrosivo, y tolueno, y que estos últimos están a mayor presión y temperatura, se puede justificar perfectamente que los reactivos fluyan por tubos, donde se ubicará el catalizador de la reacción, y el agua refrigerante irá por carcasa.

6.3. Dimensionamiento de los tubos

6.3.1. Selección de las dimensiones y número de tubos

El interior de los tubos es donde se ubicará el catalizador y donde transcurrirá la reacción, y por sus laterales se retirará el calor de reacción hacia el agua de refrigeración. Por tanto, el dimensionamiento de los tubos debe ser tal que permita contener todo el volumen de catalizador necesario, y que permita un intercambio de energía suficiente.

Los tubos utilizados para los intercambiadores de calor tienen unas medidas estandarizadas, con un diámetro externo al que le corresponden varios valores de espesor posibles. Su longitud también se rige por los estándares de TEMA. Los valores se presentan en la Tabla 6.

Tabla 6. Estándares de diámetros y longitudes de tubos [7].

Diámetro externo (mm)		Espesor (mm)				Longitud (m)
16	1,2	1,6	2	-	-	
20	-	1,6	2	2,6	-	1,83; 2,44;
25	-	1,6	2	2,6	3,2	3,66; 4,88;
30	-	1,6	2	2,6	3,2	6,10; 7,32
38	-	-	2	2,6	3,2	
50	-	-	2	2,6	3,2	

Los valores seleccionados se muestran a continuación:

Tabla 7. Datos elegidos para el dimensionamiento de los tubos.

Término	Valor
Diámetro externo (m)	0,038
Espesor (m)	0,0026
Diámetro interno (m)	0,0328
Longitud (m)	1,83

Una vez decidido el dimensionamiento de los tubos, se calcula el número de tubos necesario mediante la siguiente ecuación. El número obtenido se redondea al alza al número par entero más próximo.

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot d_i^2 \cdot N \cdot L \quad (5)$$

Donde:

- V: volumen del lecho (m³)
- N: número de tubos
- d_i: diámetro interno de los tubos (m)
- L: longitud de los tubos (m)

Tabla 8. Resultados del cálculo del número de tubos y estandarización.

Término	Valor
N.º tubos	223,74
N.º tubos estandarizado	224

Por tanto, se necesitan 224 tubos, en los que se debe confirmar que la caída de presión y la velocidad del fluido es adecuada.

6.3.2. Velocidad del fluido por tubos

A continuación, se determina el área total de todos los tubos, en metros cuadrados, a partir del diámetro interno seleccionado y el número de tubos calculado, mediante la siguiente expresión.

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot d_i^2 \cdot N \quad (6)$$

Para calcular la velocidad solo se debe dividir el caudal volumétrico de la corriente entre el área de paso. Los resultados obtenidos se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 9. Cálculo del área total de tubos y la velocidad del fluido.

Término	Valor
Área total de tubos (m ²)	0,1892
Velocidad del gas (m/s)	4,918

Se puede observar que la velocidad del fluido no es muy alta en comparación al valor normal de gases en tubos a presión atmosférica, que supera lo 10 m/s; sin embargo, esta velocidad se considera adecuada al compararla con otros procesos que realizan hidrogenaciones.

6.3.3. Caída de presión

Se debe tener en cuenta de que los tubos estarán llenos de catalizador, por lo que se deberá calcular la caída de presión a través de este lecho, utilizando la ecuación de Ergun^[8]:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon_B)^2}{\varepsilon_B^3 \cdot \phi^2} \cdot \left(\frac{v \cdot \mu}{d_p^2} \right) + \frac{1,75 \cdot (1 - \varepsilon_B)}{\varepsilon_B^3 \cdot \phi} \cdot \left(\frac{v^2 \cdot \mu}{d_p} \right) \quad (7)$$

Donde:

- ΔP : caída de presión (Pa).
- v : velocidad del fluido (m/s).
- μ : viscosidad del fluido (kg/m·s).
- ρ : densidad del fluido (kg/m³).
- ε_B : porosidad del lecho.
- ϕ : esfericidad del catalizador. Al ser esférico toma el valor 1.

Sin embargo, se debe tener en cuenta que en sistemas en fase gas, la presión afecta a la densidad del fluido, por lo que esta ecuación de Ergun solo es aplicable de forma rigurosa cuando la diferencia de densidad entre la entrada y la salida es de menos del 15%.

Tabla 10. Propiedades de las corrientes de entrada y salida del reactor.

Término	Valor
Densidad de la corriente de entrada (kg/m ³)	0,908
Densidad de la corriente de salida (kg/m ³)	3,626
Viscosidad de la corriente de entrada (kg/m·s)	$1,945 \cdot 10^{-5}$
Viscosidad de la corriente de salida (kg/m·s)	$9,598 \cdot 10^{-6}$

Como se puede observar en la tabla anterior, la diferencia de densidad es mucho mayor al 15%, debido al cambio de composición de las corrientes de entrada y salida. Por tanto, el equipo se debe particionar en tantas secciones como sea necesarias para que se cumpla que la hipótesis anterior, y calcular la caída de presión total como la suma de las caídas de presiones obtenidas mediante la ecuación de Ergun aplicada a cada una de estas secciones individualmente.

Tanto este procedimiento, como los resultados obtenidos para las caídas de presión, se pueden observar en la Tabla 11. Para la viscosidad, se usará la viscosidad media de las corrientes de entrada y salida.

Tabla 11. Cálculo de la caída presión por secciones y total.

Secciones	Densidad (kg/m ³)	Densidad media (kg/m ³)	Velocidad (m/s)	L (m)	ΔP (Pa)
1. Entrada	0,908				
2	1,044	0,976	3,797	0,305	9.947,71
3	1,201				
4	1,381	1,291	2,871	0,305	7.521,90
5	1,588				
6	1,826	1,707	2,171	0,305	5.687,64
7	2,100				
8	2,415	2,258	1,642	0,305	4.300,67
9	2,778				
10	3,194	2,986	1,241	0,305	3.251,93
11. Salida	3,626	3,410	1,310	0,305	4.101,59
$\Sigma \Delta P$ Total (Pa)					34.811,44

Esta caída de presión, que transformada a atmósferas equivale a 0,344 atm, no es baja en comparación a la presión de trabajo en el reactor, de 136,2 kPa o 1,344 atm. Sin embargo, es justificable, ya que es necesaria la colocación del lecho catalizador para que transcurra la reacción a estas condiciones. Debe destacarse que la presión de trabajo de este reactor fue seleccionada apropiadamente para que el producto salga del reactor a presión atmosférica, y también con el objetivo de minimizar el incremento de presión del reactor con respecto a la presión atmosférica y minimizar la caída de presión.

6.4. Dimensionamiento de la carcasa

6.4.1. Diámetro del haz de tubos e interno de carcasa

Por carcasa, como se ha mencionado anteriormente, fluirá el agua de refrigeración utilizada como medio refrigerante. Para el dimensionamiento de la carcasa, es necesario conocer la disposición y el diámetro que ocupa el haz de tubos.

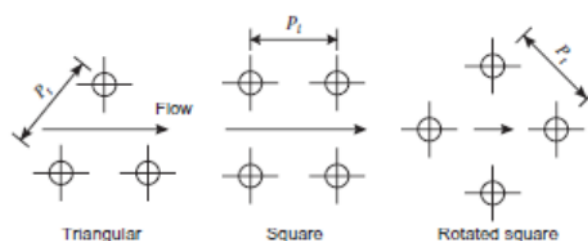


Figura 6. Disposiciones de tubos posibles [7].

La disposición del haz de tubos puede ser principalmente triangular, recomendada cuando se necesita una buena transferencia de calor, o cuadrada y rómbica, usada para fluidos sucios y densos. Debido a

que se pretende que exista buena transferencia de calor entre las corrientes que fluyen en el interior del reactor, se ha escogido la disposición triangular con una distancia entre los centros de los tubos, o pitch, de 1,25 veces el diámetro externo de los tubos.

Además, el fluido puede realizar uno o varios pasos por tubos. Esto normalmente se lleva a cabo cuando existe un gran número de tubos; en este caso se ha considerado que solo exista un paso por tubos, y también solo un paso por carcasa.

A continuación, se calcula el diámetro del haz de tubos usando la ecuación siguiente:

$$D_B = d_o \cdot \left(\frac{N}{K_1}\right)^{1/n_1} \quad (8)$$

Donde:

- D_B : diámetro del haz de tubos
- d_o : diámetro externo de los tubos
- K_1 y n_1 : parámetros que dependen de la disposición de tubos y número de pasos (Tabla 12).

Tabla 12. Parámetros para el cálculo del diámetro de la carcasa para pitch triangular [7].

N.º pasos	1	2	4	6	8
K_1	0,319	0,249	0,175	0,0743	0,0365
n_1	2,142	2,207	2,285	2,499	2,675

Los datos y resultados obtenidos para las características escogidas se presentan de seguido:

Tabla 13. Parámetros escogidos para el cálculo del diámetro de la carcasa y pitch y resultados.

Parámetro	Valor
d_o (m)	0,038
N	224
K_1	0,319
n_1	2,142
pt (m)	0,0475
D_B (m)	0,8103

Con el diámetro del haz de tubos se puede calcular el diámetro interior de la carcasa, usando la claridad, que es el espacio existente entre el haz y la carcasa.

$$D_S = D_B + 2 \cdot \text{claridad} \quad (9)$$

La claridad depende del diámetro interno de la carcasa y el tipo de cabezal escogido, según la siguiente figura, que en este caso es del tipo “Split-ring floating head”, ya que es uno de los más utilizados industrialmente.

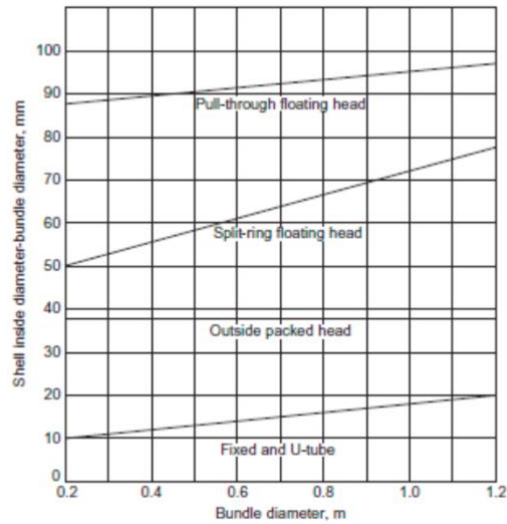


Figura 7. Gráfica para la determinación de la claridad [7].

En la siguiente tabla se presenta el valor obtenido en la gráfica y el diámetro interno calculado de la carcasa.

Tabla 14. Claridad y diámetro interno de la carcasa calculado.

Parámetro	Valor
D_B (m)	0,8103
Claridad	0,067
D_S (m)	0,944

En el interior de la carcasa se hayan los deflectores, cuyo objetivo es aumentar la turbulencia del agua de refrigeración y con ello, aumentando la transferencia de calor. También facilitan el soporte de los tubos en el interior del reactor. La disposición más utilizada se presenta a continuación. El espaciado entre los mismos ser entre un 0,2 y 1 del diámetro interno de la carcasa [7]. En este caso, se ha escogido que el espaciado sea de 0,4 veces el diámetro interno de la carcasa, es decir, de 0,377 m.

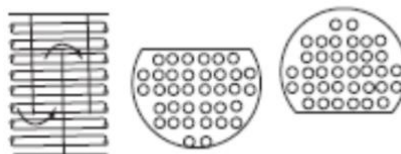


Figura 8. Disposición de los deflectores [7].

6.4.2. Velocidad por carcasa

Para obtener la velocidad del agua de refrigeración por carcasa se calcula primero el área de paso del flujo, usando los valores de pitch, diámetro externo de tubos, diámetro interno de carcasa y espaciado entre deflectores calculados anteriormente.

$$A_S = \frac{(p_t - d_0) \cdot D_S \cdot l_B}{p_t} \quad (10)$$

Una vez conocida el área de flujo cruzado se puede calcular la velocidad del fluido usando el flujo másico del agua y su densidad.

$$v = \frac{F_{agua}}{\rho \cdot A_S} \quad (11)$$

Los resultados se presentan en la Tabla 15.

Tabla 15. Datos y resultados de la velocidad por carcasa.

Parámetro	Valor
A_s (m)	0,071
F_{agua} (kg/s)	24,14
ρ (kg/m³)	997
v_t (m/s)	0,339

El valor de velocidad en carcasa para líquidos suele rondar entre 0,3 y 1 m/s, por lo que esta velocidad calculada es aceptable.

6.4.3. Caída de presión por carcasa

Esta caída de presión se puede calcular por la expresión:

$$\Delta P = 8 \cdot j_F \cdot \left(\frac{D_S}{d_e}\right) \cdot \left(\frac{L}{l_B}\right) \cdot \frac{\rho \cdot v_t^2}{2} \quad (12)$$

Donde:

- ΔP: caída de presión (Pa).
- j_F: factor de fricción. Obtenido a partir de la (AÑADIR FIGURA).
- D_S: diámetro interno de la carcasa (m).
- d_e: diámetro equivalente (m).
- L: longitud de tubos (m).
- l_B: espaciado entre deflectores (m)
- ρ: densidad del fluido (kg/m³).
- v_t: velocidad del fluido (m/s)

El diámetro equivalente se calcula según el tipo de distribución del haz de tubos. Para este reactor, al ser triangular, se usa la siguiente fórmula:

$$d_e = \frac{1,10}{d_0} \cdot (p_t^2 - 0,917 \cdot d_0^2) \quad (13)$$

El valor del factor de fricción se obtiene a partir del Reynolds y la separación entre deflectores. Para el cálculo del Reynolds se usa la expresión, para la que se usan el diámetro equivalente, la densidad, viscosidad y densidad del fluido.

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d_e}{\mu} \quad (14)$$

Tabla 16. Valor del diámetro equivalente y del Reynolds por carcasa.

Parámetro	Valor
d_e (m)	0,027
μ (kg/m·s)	0,001
Re	10161,35

Para aplicar la figura, primero se calcula cuanto en porcentaje es el espacio entre deflectores sabiendo que la longitud del reactor es de 1,83 m y la distancia entre estos es de 0,377 m. Esto da un resultado de un 20%, que se usa en la gráfica para obtener el valor de j_f .

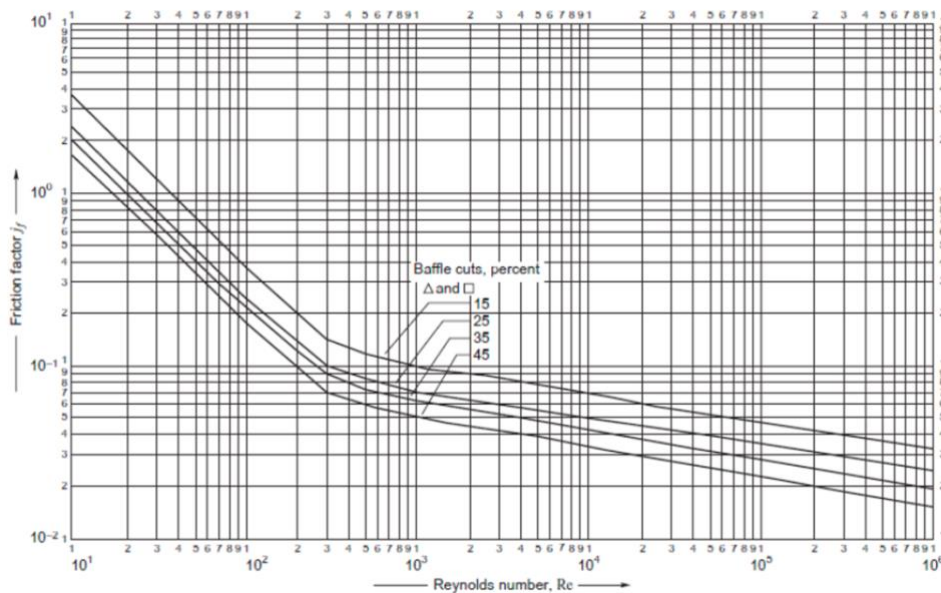


Figura 9. Gráfica para la determinación del factor de fricción [7].

Por último, se busca el valor del factor de fricción en la figura anterior usando los datos correspondientes y se calcula la caída de presión en carcasa.

Tabla 17. Resultados del valor de fricción y la caída de presión en carcasa.

Parámetro	Valor
j_f	0,06
ΔP (Pa)	3319,01

Esto equivale a 0,0327 atm; es decir, la caída de presión en carcasa es baja y por tanto el diseño se considera válido.

6.5. Validación del diseño

Para validar el diseño del reactor, ya que se está haciendo según la normativa TEMA, debe cumplirse que la caída de presión tanto en carcasa como en tubos no sea muy elevada para la seguridad del equipo, y que exista un coeficiente de transferencia de calor global conforme a los fluidos usados en su interior, con el objetivo de garantizar el intercambio de calor entre estos, y el correcto funcionamiento como intercambiador.

El valor común del coeficiente de transferencia de calor global entre un gas y agua de refrigeración se encuentra entre 20-300 W/m²·°C. Para la validación del diseño, se ha escogido un valor intermedio de 150 W/m²·°C, y el valor obtenido mediante los cálculos debe tener una variación menor al 30%.

6.5.1. Coeficiente de transferencia de calor del lado de tubos

Para la determinación del coeficiente de transferencia de calor es necesario el cálculo del Nusselt, parámetro que depende de la naturaleza del fluido, el cual se obtiene mediante la correlación de Dixon para tubos rellenos de lecho catalizador:

$$Nu = \left(1 - 1,5 \cdot \left(\frac{d_i}{d_p} \right)^{-1,5} \right) \cdot Pra^{1/3} \cdot Re^{0,6} = \frac{h_i \cdot d_p}{k_f} \quad (15)$$

Donde:

- Nu: número de Nusselt
- d_i : diámetro interno del tubo (m)
- d_p : diámetro de partícula del catalizador (m)
- Pra: número de Prandtl
- Re: número de Reynolds
- k_f : conductividad del fluido (W/m·K)

Para este caso, los parámetros adimensionales Prandtl y Reynolds se calculan por las siguientes fórmulas.

$$Pra = \frac{C_p \cdot \mu}{k_f} \quad (16)$$

$$Re = \frac{v \cdot d_p \cdot \rho}{\mu} \quad (17)$$

El procedimiento de cálculo se resume en la obtención de los parámetros adimensionales Reynolds y Prandtl usando los valores medios de conductividad, viscosidad y densidad del fluido de la entrada y salida del reactor. Para ello, se han usado los datos obtenidos mediante la simulación del software Aspen Hysys. A continuación, se obtiene el Nusselt, y se despeja el coeficiente de transferencia de calor del lado derecho de la correlación de Dixon, obteniendo su valor.

Tabla 18. Datos y resultados de los cálculos necesarios para la obtención del coeficiente de transferencia de calor del lado de tubos.

Parámetro	Valor
C_p medio (kJ/kg·K)	2,096
k_f medio (W/m·K)	0,07295
μ media (kg/m·s)	1,451 · 10 ⁻⁵
ρ media (kg/m³)	2,267
Re	24944,18
Pra	1,158 · 10 ⁻⁴
Nu	20,229
h_i (W/m²·K)	464,11

6.5.2. Coeficiente de transferencia de calor del lado de carcasa

Para el cálculo de este coeficiente se usa el método de Kern:

$$Nu = j_H \cdot Pra^{1/3} \cdot Re \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = \frac{h_o \cdot d_e}{k_f} \quad (18)$$

Donde:

- j_H : factor de transferencia de calor
- μ : viscosidad del refrigerante a la temperatura nominal (kg/m·s)
- μ_w : viscosidad del refrigerante a la temperatura de la pared (kg/m·s)

El factor de transferencia de calor se obtiene a partir de la siguiente figura. El procedimiento de obtención del coeficiente de transferencia es análogo al anterior; sin embargo, se ha considerado que

la viscosidad del refrigerante, el cual es agua, no varía apenas, por lo que estos términos se eliminan. El diámetro equivalente se había también obtenido con anterioridad.

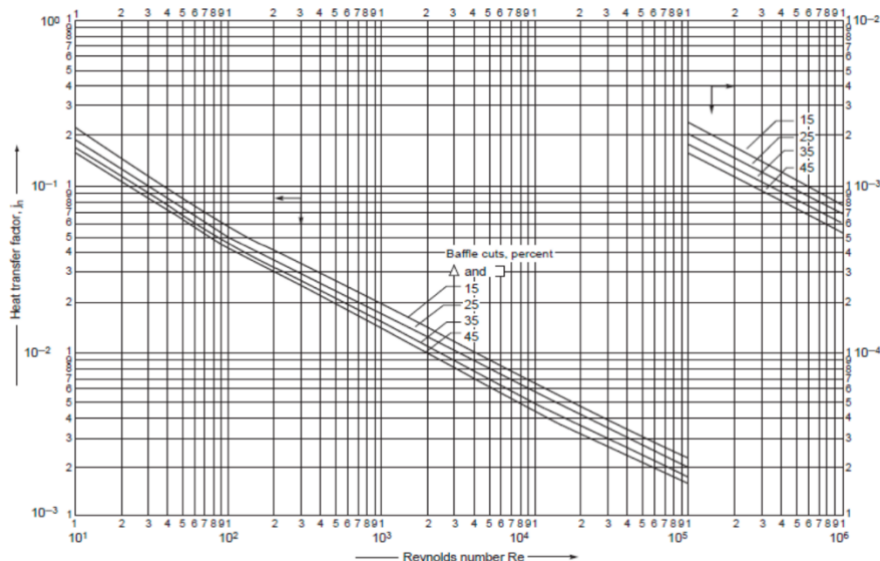


Figura 10. Factor de transferencia de calor según el Reynolds para el lado de carcasa [7].

Tabla 19. Datos y resultados de los cálculos necesarios para la obtención del coeficiente de transferencia de calor del lado de carcasa.

Parámetro	Valor
Re	10161,35
Pra	$6,663 \cdot 10^{-3}$
j_H	0,006
Nu	11,473
k_f (W/m·K)	0,6279
h_0 (W/m ² ·K)	266,99

6.5.3. Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor

Para el cálculo de este coeficiente se utiliza:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_{0d}} + \frac{d_0 \cdot \ln\left(\frac{d_0}{d_i}\right)}{2 \cdot k_w} + \frac{d_0}{d_i} \cdot \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_0}{d_i} \cdot \frac{1}{h_i} \quad (19)$$

Los coeficientes interno y externo de transferencia de calor ya han sido calculados en apartados anteriores. Sólo quedaría obtener los términos de los coeficientes de ensuciamiento interno y externo, h_{id} y h_{od} (W/m²·K), respectivamente, y el valor de la conductividad térmica de la pared del tubo, k_w en (W/m·K), que depende del material usado para los mismos.

Los coeficientes de ensuciamiento se pueden obtener a partir de la Tabla 20:

Tabla 20. Coeficientes de ensuciamiento para diferentes fluidos [7].

Fluid	Coefficient (W/m ² °C)	Factor (resistance) (m ² °C/W)
River water	3000–12,000	0.0003–0.0001
Sea water	1000–3000	0.001–0.0003
Cooling water (towers)	3000–6000	0.0003–0.00017
Towns' water (soft)	3000–5000	0.0003–0.0002
Towns' water (hard)	1000–2000	0.001–0.0005
Steam condensate	1500–5000	0.00067–0.0002
Steam (oil free)	4000–10,000	0.0025–0.0001
Steam (oil traces)	2000–5000	0.0005–0.0002
Refrigerated brine	3000–5000	0.0003–0.0002
Air and industrial gases	5000–10,000	0.0002–0.0001
Flue gases	2000–5000	0.0005–0.0002
Organic vapors	5000	0.0002
Organic liquids	5000	0.0002
Light hydrocarbons	5000	0.0002
Heavy hydrocarbons	2000	0.0005
Boiling organics	2500	0.0004
Condensing organics	5000	0.0002
Heat transfer fluids	5000	0.0002
Aqueous salt solutions	3000–5000	0.0003–0.0002

El fluido por tubos es un gas de compuestos orgánicos, por lo que su coeficiente es 0,0002. El fluido circulante por carcasa es agua de refrigeración, y se ha asumido un coeficiente de ensuciamiento intermedio de 0,0002 m²·K/W.

Sabiendo que el valor de conductividad térmica para el material seleccionado, acero inoxidable, es de 16 W/m·K, se puede proceder al cálculo del coeficiente global de transferencia de calor.

Tabla 21. Datos y resultados de los cálculos necesarios para la obtención del coeficiente de transferencia de calor global.

Parámetro	Valor
h_o (W/m ² ·K)	266,99
h_i (W/m ² ·K)	464,11
h_{od} (m ² ·K/W)	0,0002
h_{id} (m ² ·K/W)	0,0002
k_w (W/m·K)	16
$1/U$ (m ² ·K/W)	0,0068
U (W/m ² ·K)	146,02

Como se ha mencionado, para validarse el diseño debe existir una diferencia de menos del 30% entre el valor asumido de U y el calculado. Para este reactor, esto se cumple, ya que solo existe una diferencia del 3% entre el valor del coeficiente global de transferencia calor asumido (150 W/m²·K) y el calculado (146,02 W/m²·K).

Por tanto, el dimensionamiento se ha validado tanto para la caída de presión como para el coeficiente de transferencia de calor, por lo que se procede a su diseño mecánico.

7. Diseño mecánico

El diseño mecánico del reactor R-101 se realiza siguiendo el código ASME Boiler and Pressure Vessel Code, que está compuesta por 12 secciones, y cuya sección de interés es la VIII, destinada a recipientes cilíndricos a presión. El reactor opera a una presión de aproximadamente 1,344 atm, por lo que se aplica la División 1 de la Sección VIII ^[9], destinada a recipientes a baja presión.

7.1. Temperatura y presión de diseño

El reactor ha de diseñarse a una temperatura y presión de diseño superior a las condiciones de operación, que permita la existencia de un margen de seguridad.

La temperatura de diseño se define como la temperatura máxima de operación teniendo en cuenta un sobredimensionamiento de 50°F, por ser una reacción exotérmica.

$$T_{diseño} = T_{operación} + 50^{\circ}F \quad (20)$$

Por otra parte, la presión de diseño se escoge entre la máxima entre la presión de operación incrementada un 10%, o la presión de operación más 25 psi. Aquella que proporcione un mayor valor será la presión de diseño seleccionada.

$$P_{diseño} = 1,1 \cdot P_{operación} \quad (21)$$

$$P_{diseño} = P_{operación} + 25 \text{ psi} \quad (22)$$

Para el caso del reactor R-101 se obtiene que el mayor valor es aquel proporcionado por la adición de 25 psi. En la Tabla 22 se presentan las temperaturas y presiones de operación y diseño.

Tabla 22. Temperaturas y presiones de operación y diseño del reactor R-101.

Parámetro	Valor
T_{operación} (°F)	338
T_{diseño} (°F)	388
P_{operación} (psi)	19,754
P_{diseño} (psi)	44,754

7.2. Selección del material

La selección del material de construcción es muy importante en el diseño mecánico. Esta se realiza según la metodología Ashby, para lo que primero se deben determinar los requerimientos del diseño del reactor.

Tabla 23. Requerimientos de diseño.

Factor	Explicación
Función	Recipiente a presión
Objetivo	Maximizar la seguridad, para lo que se prioriza la deformación antes de la rotura (yield before break) Maximizar la transferencia de calor
Limitaciones	Debe soportar la presión, poder operar a 170°C y de coste bajo
Variables libres	Material de construcción

A continuación, se deben escoger los índices de material (M) adecuados. El reactor R-101 es un recipiente a presión, pero que trabaja a presión baja (aprox. 1,344 atm) y no es de tamaño muy grande, por lo que el criterio de diseño seleccionado para una mayor seguridad es que se deforme antes de romperse, ya que la deformación que se produjese sería de detectar, y la presión podría liberarse de forma segura.

La ecuación para el índice de material correspondiente a yield before break es la siguiente ^[10]:

$$M_1 = \frac{K_{IC}}{\sigma_f} \quad (23)$$

Donde:

- M_1 : índice del material
- K_{IC} : tenacidad a la fractura (MPa·m^{0,5})
- σ_f : límite elástico (MPa)

Para maximizar el índice del material, se toma como referencia la recta de pendiente establecida para yield before break en el mapa de glóbulos de la metodología Ashby de tenacidad a la fractura frente al límite elástico, y se traza una paralela. Como también se pretende minimizar el coste del reactor, se busca un material que permita una pared más delgada, y, por tanto, menor cantidad de material, así como mayor ligereza del equipo. Por tanto, también se debe maximizar el límite elástico (M_2).

Teniendo en cuenta estos criterios, se seleccionan los materiales en el mapa de glóbulos de tenacidad a la fractura frente al límite elástico presentado en la siguiente figura.

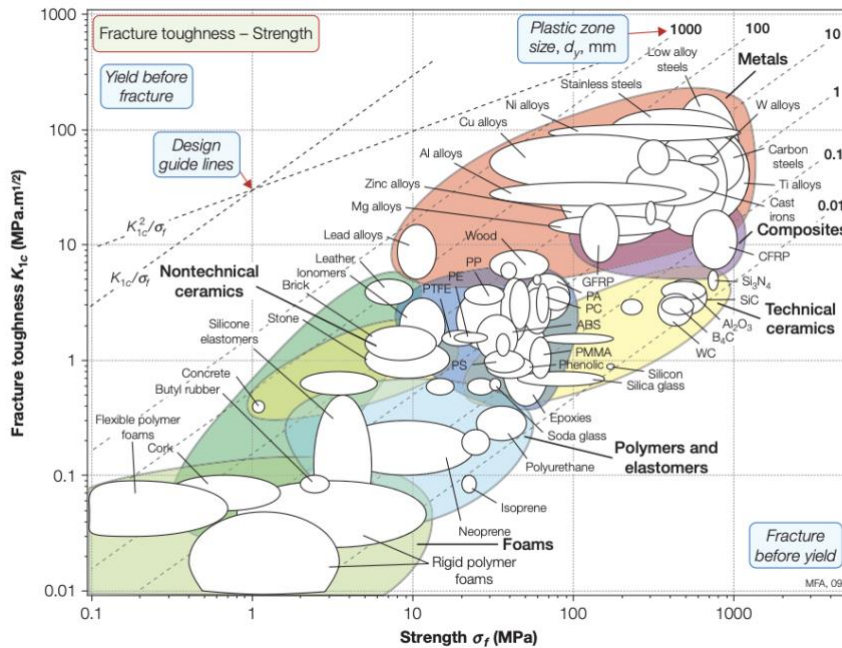


Figura 11. Tenacidad a la fractura frente al límite elástico [10].

Por otra parte, también se pretende que el material tenga una buena conductividad térmica, ya que el reactor tiene un sistema de intercambio de calor análogo a un intercambiador de carcasa y tubos, donde este calor se transfiere desde los tubos al agua refrigerante que circula por carcasa. El índice del material, en este caso, depende de la conductividad térmica y del límite elástico según la siguiente expresión [10].

$$M_3 = \lambda \cdot \sigma_y \quad (24)$$

Donde:

- M_3 : índice del material
- λ : conductividad térmica (W/m·K)
- σ_y : límite elástico (MPa)

Los materiales que maximicen esta expresión se obtienen de la siguiente figura.

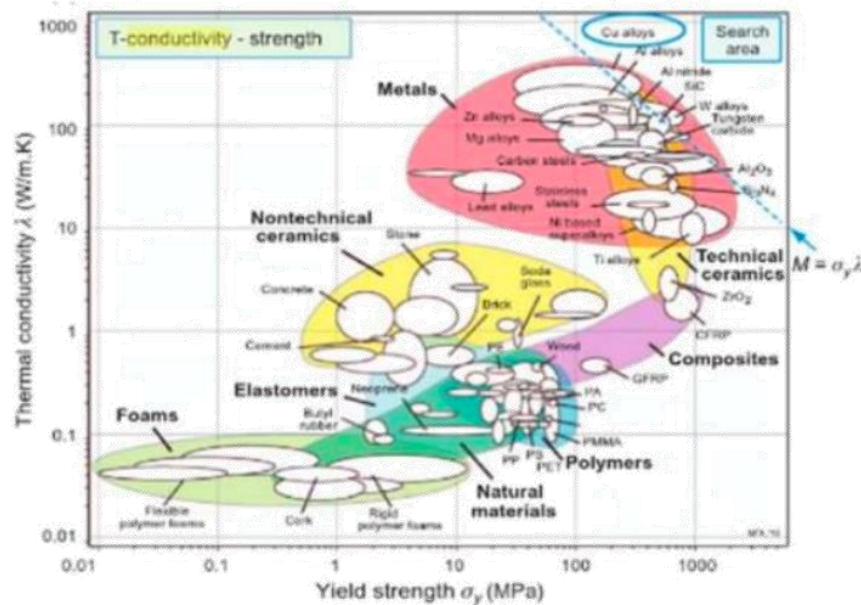


Figura 12. Conductividad térmica frente al límite elástico [10].

Según los criterios anteriores, los materiales que cumplen las restricciones son los siguientes.

Tabla 24. Familia y subfamilia de materiales seleccionados.

Familia	Subfamilia
Metales	Aceros de baja aleación
	Aceros inoxidables
	Aleaciones de níquel
	Aleaciones de cobre
	Acero al carbono

Por otra parte, se debe tener en cuenta la resistencia del material escogido a la posible corrosión provocada por los materiales que contenga. En el interior del reactor circulan tolueno, metilciclohexano, ambos compuestos orgánicos, e hidrógeno. La presencia de hidrógeno significa que puede llegar a producirse fragilización del material si este es un metal, al provocar la pérdida de su ductilidad al adsorberse y reaccionar el hidrógeno. Los aceros aleados tienen una mayor resistencia a la fragilización por hidrógeno; sin embargo, por debajo de los 500°C se puede usar acero al carbono.

En la siguiente figura se puede observar que, para este caso, los materiales más resistentes son los materiales cerámicos y cualquier aleación metálica.

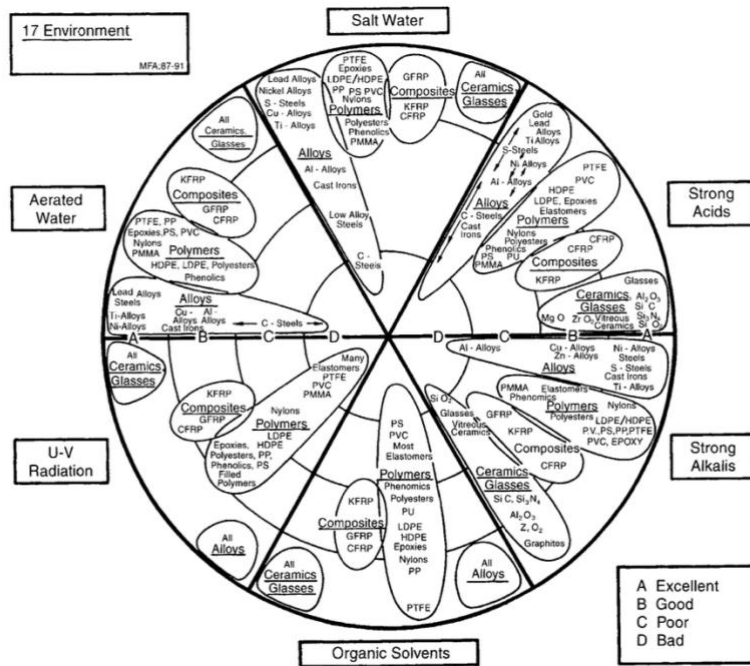


Figura 13. Materiales compatibles según el medio [11].

Por último, dentro de las opciones presentadas debe analizarse el precio del material.

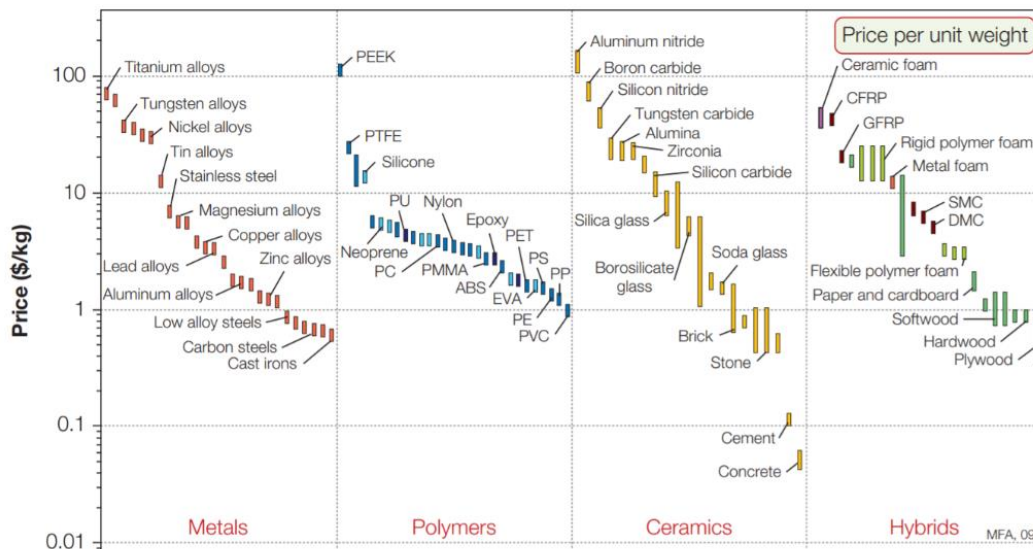


Figura 14. Coste aproximado de los materiales por unidad de masa [10].

Uno de los materiales más baratos y que cumple todos los criterios anteriores es el acero al carbono. Por ende, este es el material seleccionado para la construcción del reactor R-101.

7.3. Espesor mínimo

A continuación, se estima el espesor mínimo requerido por la carcasa cilíndrica sometida a presión interna. Para ello, primero se calculan los espesores para tensión radial y para esfuerzo longitudinal, y una vez obtenidos, se escoge el mayor valor para el espesor mínimo de la carcasa. Estos se calculan mediante las siguientes expresiones ^[7].

$$t_{radial} = \frac{P_i \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 1,2 \cdot P_i} \quad (25)$$

$$t_{longitudinal} = \frac{P_i \cdot D_i}{4 \cdot S \cdot E - 0,8 \cdot P_i} \quad (26)$$

Donde:

- t: espesor mínimo requerido (mm)
- P_i: presión interna (psi)
- D_i: diámetro interno (mm)
- S: esfuerzo máximo permisible (psi)
- E: eficiencia de la junta soldada

El esfuerzo máximo permisible depende del material y de la temperatura de diseño del reactor, obteniéndose de la siguiente tabla. Al ser la temperatura de diseño de 388°F, es decir, entre 300 y 500°F, el esfuerzo máximo permitido es de 12,9 ksi.

Tabla 25. Esfuerzo máximo permisible según el código ASME BPV Sec. VIII D.1 ^[9].

Material	Grade	Min Tensile Strength (ksi)	Min Yield Strength (ksi)	Maximum Temperature (°F)	Maximum Allowable Stress at Temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9
Killed carbon steel	A515 Gr 60	60	32	1000	17.1	17.1	17.1	14.3	5.9
Low alloy steel	A387 Gr 22	60	30	1200	17.1	16.6	16.6	16.6	13.6
Stainless steel	410	65	30	1200	18.6	17.8	17.2	16.2	12.3
Stainless steel	304	75	30	1500	20.0	15.0	12.9	11.7	10.8
Stainless steel	347	75	30	1500	20.0	17.1	15.0	13.8	13.4
Stainless steel	321	75	30	1500	20.0	16.5	14.3	13.0	12.3
Stainless steel	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5

Por otra parte, la eficiencia de la unión soldada depende del tipo de soldadura y de la inspección realizada, según la Tabla 31. En este caso, se ha seleccionado un grado de examen radiográfico puntual, ya que el equipo no opera con sustancias letales, y doble soldadura, obteniendo un valor de E de 0,85.

Tabla 26. Eficacia de la soldadura según el código ASME BPV Sec. VIII D.1 [9].

Joint Description	Joint Category	Degree of Radiographic Examination		
		Full	Spot	None
Double-welded butt joint or equivalent	A, B, C, D	1.0	0.85	0.70
Single-welded butt joint with backing strip	A, B, C, D	0.9	0.8	0.65
Single-welded butt joint without backing strip	A, B, C	NA	NA	0.60
Double full fillet lap joint	A, B, C	NA	NA	0.55
Single full fillet lap joint with plug welds	B, C	NA	NA	0.50
Single full fillet lap joint without plug welds	A, B	NA	NA	0.45

El espesor mínimo de tubos se calcula a partir de los siguientes datos:

Tabla 27. Determinación del espesor de los tubos.

Parámetro	Valor
Presión (psi)	44,754
Diámetro (mm)	32,8
S (psi)	12900
E	0,85
t_{radial} (mm)	0,067
$t_{\text{longitudinal}}$ (mm)	0,033

Los espesores obtenidos son de 0,067 y 0,033 mm para la tensión radial y longitudinal, respectivamente. Para la selección del espesor final se debe tener en cuenta el código ASME, por lo que se selecciona el valor de 0,067 mm. A este se le debe sumar el valor por corrosión, que se supone de 2 mm, ya que no se prevén condiciones severas. Por tanto, el espesor resultante es de aprox. 2,07 mm, que es menor que el espesor supuesto ya en la sección de dimensionamiento del reactor, de 2,6 mm, por lo que este último se considera válido.

Para el cálculo del espesor de la carcasa se utilizan los siguientes valores.

Tabla 28. Determinación del espesor de la carcasa.

Parámetro	Valor
Presión (psi)	39,7
Diámetro (mm)	944,33
S (psi)	12900
E	0,85
t_{radial} (mm)	1,71
$t_{\text{longitudinal}}$ (mm)	0,855

El código de diseño especifica un espesor mínimo para carcasa para garantizar su suficiente rigidez ante su propio peso y cargas externas, cuyos valores se pueden observar en la siguiente tabla.

Tabla 29. Espesores mínimos según el diámetro del recipiente ^[9].

Diámetro del recipiente	Espesor mínimo (mm)
1	5
1-2	7
2-2,5	9
2,5-3	10
3-3,5	12

En este caso, el diámetro del recipiente es de aproximadamente un metro, por lo que el espesor mínimo contando ya con el sobredimensionamiento de 2 mm por corrosión es de 5 mm. Sin embargo, tras realizar el cálculo del espesor de cabezales, se obtiene un valor de 5,41 mm, por lo que se acaba escogiendo este espesor también para la carcasa por ser el valor más restrictivo.

Por tanto, los valores de espesor escogidos son los siguientes.

Tabla 30. Espesores escogidos para carcasa y tubos.

Parámetro	Valor (mm)
Espesor de tubos	2,6
Espesor de carcasa	5,41

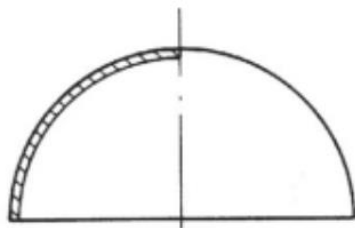
7.4. Espesor de los cabezales

7.4.1. Elección del tipo de cabezal y cálculo del espesor

Los cabezales son los que se encargan del cierre del equipo en sus extremos, siendo su diseño idéntico.

Existen diferentes tipos de cabezales, pudiéndose clasificar en planos y abombados. Estos últimos permiten espesores más pequeños, y con ello, menos gasto en material de construcción, por lo que son los seleccionados para el diseño. Estos se pueden dividir en hemisféricos, elípticos y toriesféricos, los cuales se explican a continuación, adjuntándose su geometría para un mejor entendimiento, y su expresión correspondiente al cálculo del espesor, en cada caso [7].

- Cabezal hemisférico: es uno de los cabezales más resistentes, pero tienen un gran coste en comparación a otros tipos. Su aplicación es principalmente en equipos que trabajan a altas presiones.



(27)

$$t = \frac{P_i \cdot D_i}{4 \cdot S \cdot E - 0,4 \cdot P_i}$$

Figura 15. Cabezal hemisférico.

- Cabezal elíptico: son los cabezales más utilizados cuando se superan los 15 bar de presión, ya que su coste es menor que el resto de los tipos.

(28)

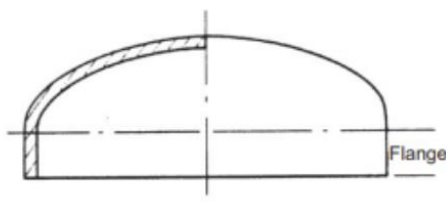


Figura 16. Cabezal elíptico.

$$t = \frac{P_i \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_i}$$

- Cabezal toriesférico: son los más usados para equipos de que operan a presiones bajas, de hasta 15 bar; sin embargo, su coste de fabricación a partir de los 10 bar es muy alto en comparación con otros. R_c hace referencia al radio de la corona el cual se asume que es igual que el diámetro del recipiente.

(29)

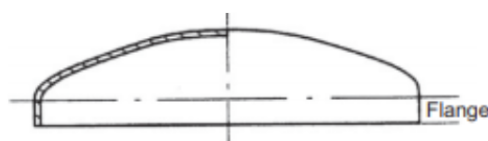


Figura 17. Cabezal toriesférico.

$$t = \frac{0,885 \cdot P_i \cdot R_c}{S \cdot E - 0,1 \cdot P_i}$$

La presión de operación del reactor R-101 es muy cercana a la atmosférica, por lo que se descarta el uso de cabezales reservados para altas presiones, hemisféricos y elípticos. Por este motivo, se escoge el cabezal toriesférico para el diseño de este equipo. Se calcula el espesor necesario según la ecuación correspondiente al cabezal toriesférico. A este valor obtenido se le debe añadir el factor de corrosión de 2 mm.

Tabla 31. Determinación del espesor del cabezal toriesférico.

Parámetro	Valor
Presión (psi)	44,754
Diámetro (mm)	944,33
S (psi)	12900
E	0,85
t (mm)	3,41
t + factor de corrosión (mm)	5,41

Por tanto, el espesor del cabezal toriesférico escogido es de 5,41 mm.

7.4.2. Dimensionamiento del cabezal

A continuación, se procede con el diseño mecánico del cabezal toriesférico seleccionado, el cual se debe realizar según la norma DIN 28011 ^[12]. Para ello se calculan los parámetros que aparecen en la siguiente figura.

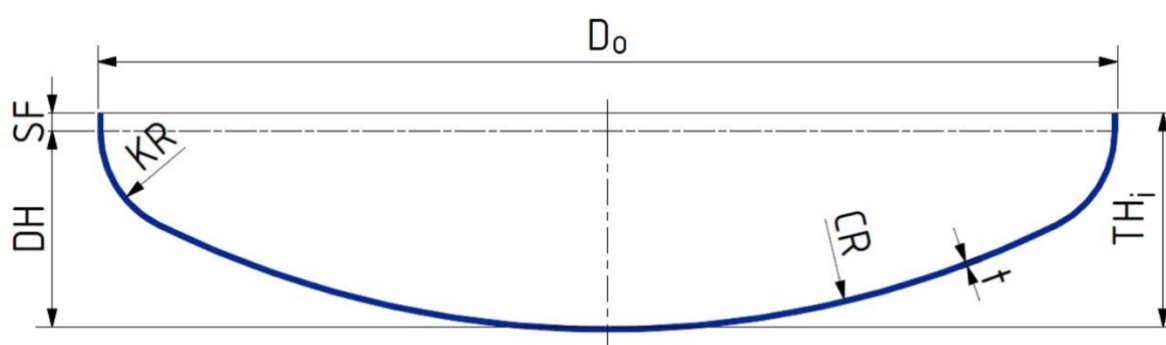


Figura 18. Parámetros para el dimensionamiento del cabezal toriesférico ^[12].

Para calcularlos, se utilizan las ecuaciones que se presentan de seguido:

$$D_0 = D_i + 2 \cdot t_{cabezal} \quad (30)$$

$$CR = D_0 \quad (31)$$

$$KR = 0,1 \cdot D_0 \quad (32)$$

$$SF = 3,5 \cdot t_{cabezal} \quad (33)$$

$$DH = 0,1935 \cdot D_0 - 0,455 \cdot t_{cabezal} \quad (34)$$

$$TH_i = SF + DH \quad (35)$$

Donde:

- D_0 es el diámetro exterior del cabezal (m)
- CR es el radio de la corona (m)
- KR es el radio de la tolva (m)
- SF es la altura del borde recto (m)
- DH es la profundidad de la parábola (m)
- TH_i es la altura interna total del cabezal (m)

Los valores obtenidos para el dimensionado del cabezal se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 32. Dimensiones del cabezal.

Parámetro	Valor (m)
D_0	0,9551
CR	0,9551
KR	0,0955
SF	0,0189
DH	0,1824
TH_i	0,2013

7.5. Cálculo de cargas

Los recipientes a presión están sujetos a otras cargas además de la presión, y deben ser capaces de soportar la peor combinación de cargas sin que existan fallos. Las principales cargas por considerar son las existentes impuestas por la instrumentación incluida en el recipiente, como son el peso de los tubos, el peso del catalizador, del peso de la carcasa y el peso de los fluidos en el interior del equipo; y las cargas externas por viento. Todas estas se desarrollan y se calculan en este apartado.

7.5.1. Peso de los tubos

El cálculo del peso de los tubos se hace a partir de las siguientes ecuaciones:

$$P = m \cdot g \quad (36)$$

$$m = \rho \cdot V_{\text{tubos}} = \rho \cdot N \cdot \left(\pi \cdot L \cdot \frac{d_o^2}{4} - \pi \cdot L \cdot \frac{d_i^2}{4} \right) \quad (37)$$

Donde:

- P: peso de los tubos (N)
- m: masa de los tubos (kg)
- N: número de tubos
- g: fuerza de la gravedad, de 9,81 m/s²
- ρ : densidad del material (kg/m³)
- L: longitud de los tubos (m)
- d_o: diámetro externo de los tubos (m)
- d_i: diámetro interno de los tubos (m)

En la Tabla 33 se presentan los datos y los resultados obtenidos aplicando las ecuaciones anteriores.

Tabla 33. Determinación del peso de los tubos.

Parámetro	Valor
Densidad (kg/m ³)	7850
Número de tubos	224
Longitud (m)	1,83
Diámetro externo (m)	0,038
Diámetro interno (m)	0,0328
Volumen (m ³)	0,1185
Masa tubos (kg)	930,45
Peso (N)	9127,76

7.5.2. Peso del catalizador

El peso del catalizador se calcula directamente a partir de la masa de catalizador obtenida en el apartado 4.3, mediante la ecuación:

$$P = m \cdot g \quad (38)$$

Donde:

- P: peso del catalizador (N)
- m: masa de catalizador (kg)
- g: fuerza de la gravedad, de 9,81 m/s²

Tabla 34. Determinación del peso del catalizador.

Parámetro	Valor
Masa de catalizador (kg)	297,53
Peso (N)	2918,77

7.5.3. Peso muerto del equipo

En el cálculo del peso muerto del equipo se tiene en cuenta el peso de los cabezales y de la carcasa que conforman el reactor.

$$W_C = C_w \cdot \pi \cdot \rho_m \cdot D_m \cdot g \cdot (H_v + 0,8 \cdot D_m) \cdot t \quad (39)$$

Donde:

- W_C : peso muerto del equipo (N)
- C_w : coeficiente dependiente de los accesorios internos, que para este caso se toma de 1,08.
- ρ_m : densidad del material (kg/m^3)
- D_m : diámetro medio del recipiente ($D_i + t$)
- g : fuerza de la gravedad, de $9,81 \text{ m/s}^2$
- H_v : longitud entre líneas tangentes (m)
- t : espesor (m)

Tabla 35. Determinación del peso muerto del equipo.

Parámetro	Valor
C_w	1,08
Densidad (kg/m^3)	7850
Diámetro (m)	0,949
H_v (m)	1,83
Espesor (m)	0,005
Peso (N)	3476,82

7.5.4. Peso del fluido por tubos

Primero se debe realizar el cálculo del volumen que ocupa el fluido en el interior de los tubos. Luego, como se va a considerar el valor de la carga para las peores condiciones posibles, se calculará la masa a partir del volumen obtenido y de la densidad mayor, que se corresponde a la densidad de salida.

El volumen del interior de tubos se obtiene a partir de la siguiente expresión.

$$V_{\text{fluido en tubos}} = N \cdot \pi \cdot L \cdot \frac{D_{it}^2}{4} \quad (40)$$

Donde D_{it} es el diámetro interior de los tubos. A continuación, se calcula el peso mediante la Ecuación 41.

$$P = V_{\text{fluido en tubos}} \cdot \rho \cdot g \quad (41)$$

Tabla 36. Determinación del peso del fluido de tubos.

Parámetro	Valor
Densidad (kg/m ³)	3,626
Diámetro interno (m)	0,0328
L (m)	1,83
Volumen (m ³)	0,3464
Peso (N)	12,32

7.5.5. Peso del fluido por carcasa

Para ello, es necesario calcular el volumen que ocupa el fluido, y a través de la densidad se calcula la masa.

$$V = V_{\text{recipiente}} - V_{\text{tubos}} - V_{\text{fluido en tubos}} \quad (42)$$

$$V_{\text{recipiente}} = \pi \cdot L \cdot \frac{D_c^2}{4} \quad (43)$$

Donde D_c es el diámetro interior de la carcasa.

Tabla 37. Determinación del peso del fluido de carcasa.

Parámetro	Valor
$V_{\text{recipiente}}$ (m ³)	1,2808
V (m ³)	0,8159
Densidad (kg/m ³)	997
Peso (N)	7980,1

7.5.6. Peso total

Tras haber calculado todas las cargas por separado, se puede obtener el peso total del equipo sumándolas. En la siguiente tabla se presentan cada uno de estos valores por separado y la suma total.

Tabla 38. Determinación del peso total.

Parámetro	Valor (N)
Peso de los tubos	9127,76
Peso de carcasa y cabezales	3476,82
Peso del catalizador	2918,77
Peso del fluido por tubos	12,32
Peso del fluido por carcasa	7980,1
Peso total	23515,78

7.5.7. Carga por viento

Estas cargas se aplican a equipos situados en el exterior, y afectan sobre todo a equipos altos. Aunque el reactor R-101 no es de gran altura, igualmente se calcula la carga por viento para las condiciones máximas a las que podría estar expuesto. Para realizar este estudio, se supone una velocidad máxima de 160 km/h, que es equivalente a una presión del viento de 1280 N/m² [7].

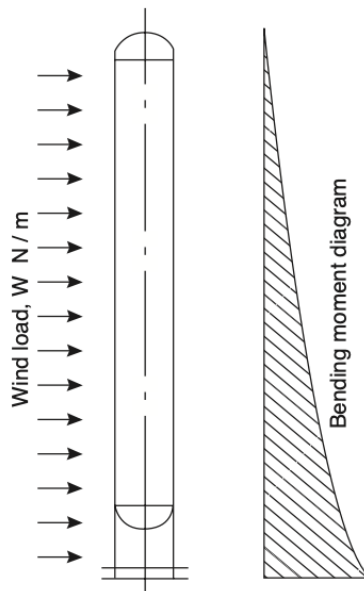


Figura 19. Influencia de las cargas por viento [7].

La carga por viento por unidad de longitud se calcula la siguiente ecuación:

$$W = P_v \cdot D_t \tag{44}$$

Donde:

- W : carga por unidad de longitud (N/m)
- P_v : presión del viento (N/m²)
- D_t : diámetro total del recipiente (m)

Tabla 39. Parámetros y resultados de la carga por viento.

Parámetro	Valor
P_v (N/m ²)	1280
D_t (m)	0,995
W (N/m)	1222,6

7.6. Dimensionamiento del soporte

El soporte de un recipiente depende de su tamaño, peso, forma, localización y otras características de este. Estos soportes deben ser capaces de soportar el peso del recipiente, su contenido, y cargas externas, además de permitir un acceso fácil al recipiente y a sus accesorios para su mantenimiento e inspección.

Para los recipientes horizontales se utiliza un soporte de tipo silla, como se observa en la figura.

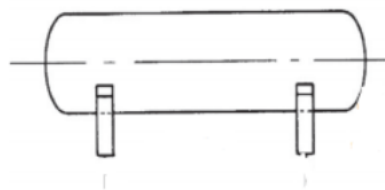


Figura 20. Soporte tipo silla [7].

Para recipientes verticales se utilizan soportes tipo falda, que pueden ser rectos o cónicos, como se muestran en la siguiente figura, sobre todo para columnas altas.

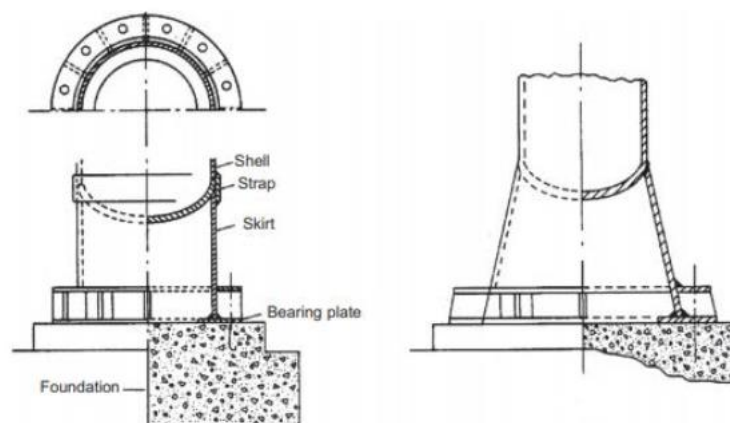


Figura 21. Soportes tipo falda [7].

Por último, existe un tipo de soporte que puede ser utilizado para todo tipo de recipientes, las agarraderas o asas, que se apoyan sobre unas patas o sobre una estructura metálica. Estos se suelen emplear en recipientes verticales cuando no se trata de columnas altas.

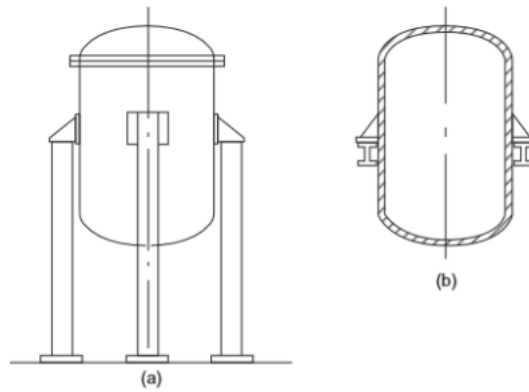


Figura 22. Soporte tipo abrazaderas o asas [7].

El reactor R-101 se dispone de forma vertical, pero no es de gran altura, por lo que se ha decidido utilizar un soporte de abrazaderas o asas. Estos soportes se suelen diseñar según métodos de carpintería metálica estructural.

8. Diseño de la válvula de alivio

Las válvulas de alivio son equipos diseñados para liberar la sobrepresión que pueda llegar a haber en un equipo y volver a cerrarse al restablecerse la presión deseada, al accionarse mediante un resorte que salta a una presión preestablecida.

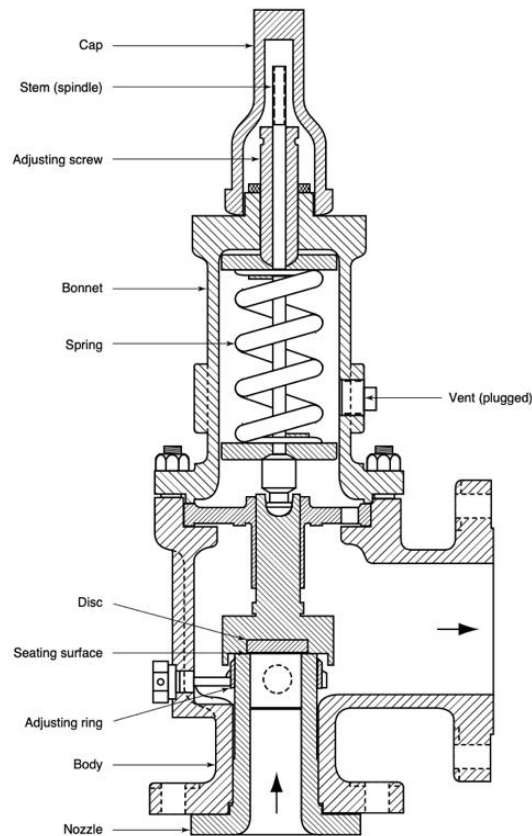


Figura 23. Válvula de alivio convencional con sus componentes básicos [14].

En este apartado se realiza el dimensionamiento de una válvula de alivio para el reactor R-101 según la norma API RP 520 [14]. Esta será una válvula de alivio para gases, ya que todos los componentes del susodicho reactor se encuentran en ese estado, que los vacía en un colector cerrado a presión atmosférica.

Para dimensionar una válvula de alivio de presión de gases, primero es necesario determinar qué tipo de flujo se alcanza en la boquilla de la válvula, mediante la relación de presiones crítica presentada en la Ecuación 45.

$$\frac{P_{cf}}{P_1} = \left[\frac{2}{k+1} \right]^{\frac{k}{k-1}} \quad (45)$$

Donde:

- P_{cf} : presión de flujo crítico (psia)
- P_1 : presión de alivio (psia)
- k : coeficiente de calores específicos (C_p/C_v)

Si la fracción calculada es mayor o igual a 1, se considera que el flujo es crítico, y si es menor que 1 es flujo subcrítico.

Tabla 40. Parámetros para la determinación del tipo de flujo.

Parámetro	Valor
k	1,047
$\frac{P_{cf}}{P_1}$	0,596

Como la relación de presiones es menor que 1, el flujo es subcrítico, y el área transversal de la válvula de alivio se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$A = \frac{17,9 \cdot W}{F_2 \cdot K_d \cdot K_c} \cdot \sqrt{\frac{Z \cdot T}{M \cdot P_1 \cdot (P_1 - P_2)}} \quad (46)$$

Donde:

- A: área necesaria de descarga (mm²)
- W: flujo de alivio que debe pasar a través de la válvula (kg/h). Se considera un escenario de sobrepresión en el que se debe eliminar el caudal habitual del reactor.
- K_d: coeficiente efectivo de descarga. Para diseños preliminares se toma un valor de 0,975 para válvulas de alivio con o sin disco de ruptura.
- K_c: factor de corrección de la instalación, que toma el valor de 1 al no instalarse un disco de ruptura.
- Z: factor de compresibilidad del gas, que cuantifica la no idealidad del fluido. Para el reactor R-101, al no trabajarse a altas presiones, se considera que el gas tiene carácter ideal, y este término toma un valor igual a 1.
- T: temperatura de la corriente de alivio (K)
- M: masa molecular media del fluido (kg/kmol)
- P₁: presión de alivio (kPaa). Se calcula como la presión de diseño más la sobrepresión permisible y la presión atmosférica. Para recipientes protegidos por un único dispositivo de alivio dimensionado para contingencias operativas sin incendios, la presión de alivio se calcula como:

$$P_1 = 1,1 \cdot P_{diseño} + P_{atm} \quad (47)$$

- P₂: contrapresión (kPaa). Esta se calcula como la suma de contrapresión constante, la contrapresión acumulada permitida, y la presión atmosférica, según la siguiente ecuación. Debe tenerse en cuenta que la válvula vacía a un recipiente a presión atmosférica.

$$P_2 = P_{contrapresión} + 0,1 \cdot P_{diseño} + P_{atm} \quad (48)$$

- F_2 : coeficiente de fluido subcrítico. Este se obtiene a partir de k y de la relación de presiones r , que es igual a P_2/P_1 , usando la siguiente ecuación.

$$F_2 = \sqrt{\left(\frac{k}{k-1}\right) \cdot r^{2/k} \cdot \left[\frac{1-r^{(k-1)/k}}{1-r}\right]} \quad (49)$$

En la Tabla 41 se realiza un compendio de los datos explicados anteriormente, y se proporcionan el resto de los datos necesarios para la resolución de la ecuación, así como el resultado de esta.

Tabla 41. Datos y resultados del cálculo de área de descarga necesaria.

Parámetro	Valor
W (kg/h)	3044,05
K_d	0,975
K_c	1
Z	1
T (K)	443
M (kg/kmol)	95,33
P₁ (kPaa)	440,75
P₂ (kPaa)	233,51
A (mm)	601,74

El resultado obtenido debe estandarizarse según el código API, para ello seleccionándose la válvula normalizada cuyo valor de área sea el más cercano superior al obtenido.

A partir del manual de diseño y selección de válvulas de alivio proporcionado por el fabricante Crosby, se selecciona una válvula tipo J. La válvula escogida, de modelo Style JOS/JBS para gases, presenta un área de descarga de 830 mm² [15].



*Indicates available orifices

Orifice Designation and Effective Area Sq. In. (Sq. mm)	Series BP Fixed Blowdown Balanced Pressure Relief Valve Gas, Vapor, Liquid 3/4" x 1", 1" x 1"	Style JOS/JBS Closed Bonnet Pressure Relief Valve Gas, Vapor, Steam 1 D 2 to 8 T ₂ 10	Style JLT-JOS/JBS Closed Bonnet Pressure Relief Valve Liquid 1 D 1 to 8 T ₂ 10	Style JOS-H Open Bonnet Pressure Relief Valve Steam 1 D 2 to 8 T ₂ 10	Style JO/JB Closed Bonnet Pressure Relief Valve Gas, Vapor, Steam 10 V 14 to 20 BB ₂ 24	Series 800 Adjustable Blowdown Pressure Relief Valve Gas, Vapor, Steam 3/4" x 1" to 1-1/2" x 2-1/2"	Series 900 OMNI-TRIM® Fixed Blowdown Pressure Relief Valve Gas, Vapor, Steam, Liquid 1/2" x 1" to 1-1/2" x 2-1/2"
-	0.074 (47.7)	*					*
D	0.110 (71.0)	*	*	*	*	*	*
E	0.196 (126)		*	*	*	*	*
F	0.307 (198)		*	*	*	*	*
G	0.503 (325)		*	*	*	*	*
H	0.785 (506)		*	*	*		
J	1.287 (830)		*	*	*		
K	1.838 (1186)		*	*	*		
L	2.853 (1841)		*	*	*		
M	3.600 (2323)		*	*	*		
N	4.340 (2800)		*	*	*		
P	6.379 (4116)		*	*	*		
Q	11.05 (7129)		*	*	*		
R	16.00 (10323)		*	*	*		
T	26.00 (16774)		*	*	*		
T ₂	27.87 (17982)		*	*	*		
V	42.19 (27219)				*		
W	60.75 (39193)				*		
Y	82.68 (53342)				*		
Z	90.95 (58677)				*		
Z ₂	108.86 (70232)				*		
AA	136.69 (88187)				*		
BB	168.74 (108864)				*		
BB ₂	185.00 (119355)				*		
Crosby Catalog No.		310	310	310	307	902	902

Figura 24. Tipo de válvula en función del área de descarga [15].

9. Hoja de especificaciones

Por último, se presenta la hoja de especificaciones de diseño del reactor multitubular catalítico R-101. En ella se recogen los principales datos de diseño y construcción del reactor.

Tabla 42. Hoja de especificaciones del reactor R-101. Elaboración propia a partir de 7.

REACTOR MULTITUBULAR		Fecha 20/09/2023			
Nombre del propietario					
Localización de la planta		Perafort, Tarragona			
Descripción del caso					
Etiqueta del equipo	R-101	Nombre del equipo	Reactor R-101		
Sección de la planta	100				
Código de diseño	Código ASME Boiler & Pressure Vessel Sección VIII División 1				
DATOS GENERALES					
Masa catalizador	kg	297,53			
Porosidad		0,5			
Densidad del lecho	kg/m ³	860			
Diámetro de la partícula	m	0,000318			
Fluido refrigerante		Agua			
Temperatura operación	°C	170			
Presión operación	bar	1,362			
DATOS DE OPERACIÓN					
		CARCASA		TUBOS	
		Entrada	Salida	Entrada	Salida
Caudal total	kg/h	86912,66		3044,05	
Caudal de gas	kg/h	---	---	3044,05	3044,05
Caudal de líquido	kg/h	86912,66	86912,66	---	---
Temperatura	°C	27	45	170	170
Presión	bar	1,013	0,98	1,362	1,013
Densidad	kg/m ³	997	997	0,976	3,626
Número de pasos		1		1	
DATOS DE CONSTRUCCIÓN					
Tubos					
Material	Acero al carbono		Pitch	Triangular	
Longitud	1,83	m	Diámetro externo	0,038	m
Presión de diseño	44,754	psi	Diámetro interno	0,0328	m
Número de tubos	224		Espesor	0,0026	m
Carcasa					
Material	Acero al carbono		Tipo de cabezal	Torisférico	
Longitud tangente	1,83	m	Diámetro externo	0,955	m
Altura interna cabezal	0,201	m	Diámetro interno	0,944	m
Presión de diseño	39,7	psi	Espesor	0,00541	m
NOTAS					

10. Bibliografía

1. EIGENBERGER, Gerhart. Fixed-Bed Reactors. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry* [en línea] 1992, Vol B4 [consultado 3 de septiembre 2023] Disponible en: <https://elib.uni-stuttgart.de/bitstream/11682/1848/1/eig16.pdf>
2. TAIMOOR, Aqeel & PITAULT, Isabel. Kinetics of toluene hydrogenation—integrating a dynamic approach regarding catalyst activity. *Reaction Kinetics, Mechanisms and Catalysis* [en línea] 2011, 102(2), pp. 263-282 [consultado 1 de junio 2023]. Disponible en: <https://doi.org/10.1007/s11144-010-0270-3>
3. CASTAÑO, Pedro et al. Kinetic Model Discrimination for Toluene Hydrogenation over Noble-Metal-Supported Catalysts. *Ind. Eng. Chem. Res.* [en línea] 2007, 46, pp. 7417-7425. [consultado 1 de junio 2023]. Disponible en: <https://doi.org/10.1021/ie070094m>
4. LINDFORS, Lars Peter et al. Kinetics of toluene hydrogenation on Ni/Al₂O₃ catalyst. *Chemical Engineering Science*. [en línea] 1993, 48, pp. 3813-3828. [consultado 1 de junio 2023]. Disponible en: [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(93\)80224-E](https://doi.org/10.1016/0009-2509(93)80224-E)
5. *Nickel Alumina Catalyst for Hydrogenation* [en línea] [consultado 21 de septiembre 2023] Disponible en: <https://naitealuminum.en.made-in-china.com/product/LOKawMfGbUrh/China-Nickel-Alumina-Catalyst-Factory-Price-for-Hydrogenation.html>
6. YAWS, Carl L. *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill Education, 1999. ISBN 9780070734012.
7. TOWLER, Gavin y SINNOT, Ray. *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design*. Amsterdam: Elsevier/Butterworth-Heinemann, 2013. ISBN 9780080966595.
8. FOGLER, H. Scott. *Elements of Chemical Reaction Engineering*. 3ª Edición, México: Pearson Educación, 2001. ISBN 0135317088.
9. ASME. *Boiler and Pressure Vessel Code Section VIII Division 1*. Edición 2021, New York.
10. ASHBY, Michael F. *Materials Selection in Mechanical Design*. 4ª Edición, ELSEVIER, 2011. ISBN 9781856176637.
11. ASHBY, Michael F. *Materials Selection in Mechanical Design*. 2ª Edición, Butterworth-Heinemann, 1999. ISBN 0750643579.
12. *Torispherical head according to DIN 28011* [en línea] [consultado 15 de septiembre 2023] Disponible en: <https://www.slawinski.co.uk/products/torispherical-heads/>
13. *Carbon Steel Handbook*. California: EPRI, 2007. ISBN 1014670.
14. American Petroleum Institute (API). *Sizing, Selection, and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries*. 7ª Edición, 2000.

15. Crosby. *Pressure Relief Valve Engineering Handbook* [en línea] 1997 [consultado 18 de septiembre 2023] Disponible en: <https://www.isibang.ac.in/~library/onlinerz/resources/enghandbook3.pdf>

Otros equipos

Índice

1.	Tanques de almacenamiento.....	3
1.1.	Introducción	3
1.2.	Dimensionamiento	3
1.3.	Tanque de almacenamiento de tolueno.....	4
1.4.	Tanque de almacenamiento de hidrógeno.....	4
1.5.	Tanque de almacenamiento de metilciclohexano.....	5
2.	Bombas centrífugas	5
2.1.	Dimensionamiento	5
2.2.	Bomba P-101 A/B.....	6
3.	Intercambiadores de calor	6
3.1.	Dimensionamiento	6
3.2.	Intercambiador de calor E-101	8
3.3.	Intercambiador de calor E-102	9
3.4.	Intercambiador de calor E-103	10
4.	Válvula de expansión	10
5.	Bibliografía.....	11

1. Tanques de almacenamiento

1.1. Introducción

Los tanques de almacenamiento permiten guardar las materias primas hasta su uso y los productos hasta su transporte y venta. En la planta de producción de metilciclohexano son necesarios tres tanques, dos para reactivos, el hidrógeno y el tolueno, y uno para el producto, metilciclohexano.

En industria se utilizan diferentes tipos de tanques, entre los que se pueden encontrar tanques esféricos, usados normalmente para el almacenamiento de gases, o tanques cilíndricos, que generalmente se usan para almacenar líquidos. Dentro de los tanques cilíndricos, estos se pueden clasificar en tanques de techo fijo, cuyos techos son rígidos y que sirven para almacenar líquidos a presiones elevadas, y tanques de lecho flotante, caracterizados por su techo móvil, siendo estos los preferidos para líquidos inflamables como el MCH para capacidades mayores de 1000 m³.^[2]

Tanto para el almacenamiento del tolueno como del metilciclohexano se utilizarán tanques cilíndricos de techo flotante. Para el tanque de hidrógeno se utilizará una geometría esférica ya que este tipo de recipientes son capaces de aguantar mejor las presiones del fluido en su interior.

1.2. Dimensionamiento

El volumen teórico de almacenamiento de un tanque se calcula con la siguiente expresión:

$$V = \frac{Q \cdot T}{\rho} \quad (1)$$

Donde:

- Q: caudal másico que se introduce o extrae del tanque (kg/h)
- T: periodo de vaciado o llenado del tanque (h). Este será un valor adecuado para garantizar la disponibilidad de materias primas de proceso o para almacenar el producto producido hasta su transporte fuera de planta. Gracias al emplazamiento de la planta, el cual proporciona facilidades para la llegada de materias primas y salida de productos, se considera un periodo de 5 días.
- ρ : densidad de la sustancia almacenada

En el caso de los tanques esféricos, el diámetro se calcula a partir de la Ecuación 2:

$$D = \sqrt[3]{\frac{12 \cdot V}{\pi}} \quad (2)$$

Para los tanques cilíndricos se usa la siguiente ecuación:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \left(\frac{H}{D}\right)}} \quad (3)$$

Donde (H/D) es un parámetro que depende del tanque. Para tanques exteriores de techo flotante es necesaria una relación diámetro a altura mínimo de 2,5 para poder instalar escaleras que cumplan las medidas de seguridad; es decir, un (H/D) de 0,4^[2]. A partir del mismo parámetro también se puede calcular la altura del tanque.

1.3. Tanque de almacenamiento de tolueno

En este tanque, TK-101, se almacena la materia prima de tolueno utilizada en la planta de producción de metilciclohexano, a temperatura ambiente y presión atmosférica. Este es un tanque cilíndrico de lecho flotante. A continuación, se proporcionan los datos y resultados del cálculo de este tanque.

Tabla 1. Características del tanque de almacenamiento de tolueno.

Geometría	Cilíndrica
Periodo de llenado	5 días
Caudal de tolueno	2856,55 kg/h
Densidad	864,2 kg/m ³
Volumen	396,65 m ³
Diámetro	10,81 m
Altura	4,32 m

1.4. Tanque de almacenamiento de hidrógeno

En este tanque se almacena el hidrógeno a temperatura ambiente, utilizado como materia prima en la planta de producción de metilciclohexano. El tanque TK-102 es un tanque esférico a presión. En la Tabla 2 se proporcionan los resultados.

Tabla 2. Características del tanque de almacenamiento de hidrógeno.

Geometría	Esférica
Periodo de llenado	5 días
Caudal de hidrógeno	187,5 kg/h
Densidad	11,15 kg/m ³
Volumen	2017,94 m ³
Diámetro	19,75 m

1.5. Tanque de almacenamiento de metilciclohexano

Por último, se calcula el tanque de almacenamiento del producto producido en plante, el metilciclohexano. Este es de tipo cilíndrico con techo flotante, a presión y temperatura ambiente. Datos y resultados obtenidos se muestran en la Tabla 3.

Tabla 3. Características del tanque de almacenamiento de metilciclohexano.

Geometría	Cilíndrica
Periodo de llenado	5 días
Caudal de hidrógeno	3044,05 kg/h
Densidad	108,9 kg/m ³
Volumen	3354,32 m ³
Diámetro	22,02 m
Altura	8,81 m

2. Bombas centrífugas

2.1. Dimensionamiento

Las bombas centrífugas son equipos que permiten incrementar la presión de un fluido e impulsarlo entre los distintos equipos del proceso. En la planta de producción de metilciclohexano se trabaja principalmente con corrientes en estado gas. Por ello, se considera el uso de una sola bomba para la impulsión de la corriente de entrada de tolueno, en estado líquido y presión ambiente, a proceso y el incremento de su presión hasta la presión de trabajo del reactor R-101, de 136,2 kPa.

Para el dimensionamiento de la bomba centrífuga se debe determinar la energía necesaria que se debe aportar a la corriente para superar las distintas pérdidas que se puedan dar, y para el incremento de presión. Esta se determina mediante un balance de energía, a partir de la cual se obtiene la potencia útil de la bomba, y, conociendo su rendimiento dependiendo del caudal bombeado, se obtiene la potencia real de la bomba.

$$\frac{v_1^2}{2 \cdot \alpha_1} - \frac{v_2^2}{2 \cdot \alpha_2} + g \cdot (z_1 - z_2) + \frac{P_1 - P_2}{g} + W - \sum F = 0 \quad (4)$$

Este procedimiento se ha desarrollado y llevado a cabo en el Anexo I. *Balances de Materia y Energía*. A continuación, se procede a mostrar los resultados más relevantes de estos cálculos.

2.2. Bomba P-101 A/B

El cálculo de la potencia de esta bomba se ha realizado teniendo en cuenta únicamente la energía necesaria para el incremento de presión de la corriente de tolueno, que se debe aumentar desde 101,235 kPa a 136,2 kPa.

Tabla 4. Características de la bomba centrífuga P-101 A/B.

Parámetro	Valor
m_{tol} (kg/h)	2856,55
$P_{\text{útil}}$ (W)	32,02
P_{real} (W)	71,16

3. Intercambiadores de calor

3.1. Dimensionamiento

Para el diseño básico de los intercambiadores de calor se hace uso del calor calculado en el *Anexo I. Balances de Materia y Energía*. Este puede expresarse a partir de la siguiente ecuación:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_m \quad (5)$$

Donde:

- U: coeficiente global de transmisión de calor ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)
- A: área de transmisión de calor (m^2)
- ΔT_m : diferencia de temperatura media logarítmica corregida con el factor F

El tipo de intercambiador escogido es de carcasa y tubos con flujo a contracorriente, ya que este permite una mejor transferencia de calor que el resto de las opciones. Para cada intercambiador deberá justificarse la elección del fluido por tubos y por carcasa, según los puntos ya explicados previamente en los cálculos justificativos del reactor R-101.

Los valores del coeficiente global de transmisión de calor se obtendrán a partir de los valores típicos para los fluidos en cada uno de los intercambiadores, los cuales se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 5. Coeficiente de transferencia de calor global para diferentes tipos de fluidos en un intercambiador de carcasa y tubos. [1]

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² ·C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Para el intercambiador de carcasa y tubos con flujo a contracorriente, la diferencia de temperatura media logarítmica se calcula a partir de la Ecuación 6.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (6)$$

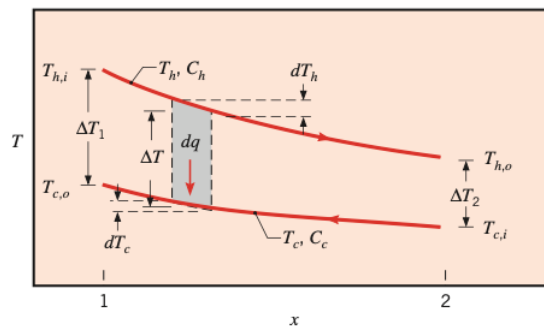


Figura 1. Distribución de temperaturas en un intercambiador de calor en contracorriente. [3]

Donde:

- ΔT_1 : es la diferencia entre la temperatura de entrada del fluido caliente ($T_{h,i}$) y la de salida del fluido frío ($T_{c,o}$)
- ΔT_2 : es la diferencia entre la temperatura de salida del fluido caliente ($T_{h,o}$) y la de entrada del fluido frío ($T_{c,i}$)

Una vez determinada la diferencia de temperatura logarítmica, esta se debe obtener con un factor de corrección, F, el cual se obtiene a partir de la siguiente figura utilizando los valores de R y P obtenidos mediante las Ecuaciones 7 y 8:

$$R = \frac{T_i - T_o}{t_o - t_i} \quad (7)$$

$$P = \frac{t_o - t_i}{T_i - t_i} \quad (8)$$

Donde T hace referencia a la temperatura de carcasa y t a la temperatura en tubos.

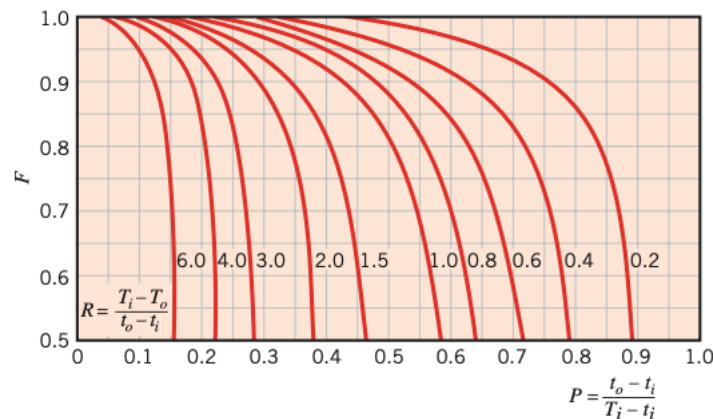


Figura 2. Factor de corrección para intercambiadores de carcasa y tubos. [3]

Una vez determinado F, se obtendrá la temperatura media logarítmica como:

$$\Delta T_m = F \cdot \Delta T_{ml} \quad (9)$$

3.2. Intercambiador de calor E-101

Se trata de un intercambiador de calor de carcasa y tubos empleado para incrementar la temperatura de la corriente de tolueno desde 25°C hasta la temperatura de operación del reactor, 170°C. Para ello se emplea vapor de media presión a 185°C, el cual saldrá como agua a temperatura de ebullición.

Se ha escogido que el vapor circule por el lado de tubos, al tener una mayor temperatura y presión que la corriente de tolueno. Además, el caudal de tolueno es mayor, lo que hace más económico que este circule por carcasa, y presenta una mayor viscosidad, lo que proporciona un mayor coeficiente de transferencia de calor.

A continuación, se presentan los datos y resultados obtenidos para este intercambiador:

Tabla 6. Características del intercambiador de calor E-101.

Parámetro	Valor
Q (kJ/s)	484,89
U (W/m ² ·°C)	750
ΔT_1 (°C)	15
ΔT_2 (°C)	160
ΔT_{ml} (°C)	61,26
F	1
ΔT_m (°C)	61,26
A (m ²)	10,55

3.3. Intercambiador de calor E-102

Intercambiador de carcasa y tubos que se usa para incrementar la temperatura de la corriente de hidrógeno desde los 31,61°C hasta los 170°C a los que opera el reactor. Para ello se emplea también vapor de media presión a 185°C, el cual sale como agua a temperatura de ebullición.

El vapor de media presión circula por el lado de tubos al tener una mayor temperatura y presión. El hidrógeno circula, por tanto, por el lado de carcasa.

En la siguiente tabla se presentan los datos y resultados obtenidos para este intercambiador:

Tabla 7. Características del intercambiador de calor E-102.

Parámetro	Valor
Q (kJ/s)	103,69
U (W/m ² ·°C)	150
ΔT_1 (°C)	15
ΔT_2 (°C)	153,39
ΔT_{ml} (°C)	59,52
F	1
ΔT_m (°C)	59,52
A (m ²)	11,61

3.4. Intercambiador de calor E-103

Este intercambiador de calor de carcasa y tubos permite enfriar la corriente de salida del reactor hasta los 55°C, usando para ello agua de refrigeración que entra a 27°C y sale a 45°C.

La corriente de salida del reactor circula por el lado de tubos al tener una mayor temperatura, así como un mayor caudal, y el agua de refrigeración por el lado de carcasa.

Los datos y resultados de este intercambiador se muestran en la Tabla 8.

Tabla 8. Características del intercambiador de calor E-103.

Parámetro	Valor
Q (kJ/s)	857,33
U (W/m ² ·°C)	500
ΔT_1 (°C)	125
ΔT_2 (°C)	28
ΔT_{mi} (°C)	64,83
F	1
ΔT_m (°C)	64,83
A (m ²)	26,45

4. Válvula de expansión

En este proceso se utiliza una válvula de expansión isoentálpica para reducir la presión de la corriente de alimentación de hidrógeno, cuyo caudal es de 187,5 kg/h, desde los 150 bar a los que se encuentra almacenado hasta los 1,362 bar, presión de trabajo del reactor.

El diseño de esta válvula no se contempla dentro del alcance de este proyecto, pero, al darse una caída de presión tan elevada en la misma, se ha simulado en Hysys por si existiese una variación de temperatura no despreciable entre la entrada y salida de la válvula. A partir de esta simulación se ha obtenido que la corriente de entrada de hidrógeno incrementa su temperatura desde los 25°C a los 31,61°C.

5. Bibliografía

1. TOWLER, Gavin y SINNOT, Ray. *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design*. Amsterdam: Elsevier/Butterworth-Heinemann, 2013. ISBN 9780080966595.
2. SHATLKA, Mahmoud N. y El Hady, Mokhtar. *Storage tanks – selection of type, design, code and tank sizing*. TESCE. Vol.30 N°2, 2004.
3. INCROPERA, F. P et al. *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. New York: John Wiley & Sons, 2011. ISBN 13 978-0470-50196-2

Anexo III: Viabilidad Económica

Índice

1.	Introducción.....	3
2.	Inversión inicial	3
3.	Pago del préstamo	4
4.	Costes de operación.....	5
4.1.	Costes variables de producción.....	5
4.2.	Costes fijos de producción	5
4.2.1.	Mano de obra directa	5
4.2.2.	Mano de obra indirecta	6
4.2.3.	Gastos salariales generales.....	6
4.2.4.	Coste de mantenimiento de equipos e instalaciones.....	7
4.2.5.	Coste de tasas y seguros.....	7
4.2.6.	Costes totales de gestión.....	7
4.3.	Amortización	7
4.4.	Costes totales de operación	8
5.	Consideraciones previas	8
5.1.	Características diferenciadoras de este proyecto	8
5.2.	Coste de la planta de deshidrogenación	9
6.	Ingresos de venta.....	11
7.	Flujos de caja.....	11
7.1.	Beneficios antes de impuestos.....	11
7.2.	Beneficios después de impuestos	12
7.3.	Flujos de caja	13
8.	Rentabilidad del proyecto.....	14
8.1.	VAN	14
8.2.	TIR	15
9.	Análisis de sensibilidad	15
10.	Conclusiones.....	17
11.	Bibliografía.....	18

1. Introducción

Para determinar la rentabilidad del proyecto de la planta de producción de metilciclohexano es necesario realizar un estudio de viabilidad económica. En este anexo se desarrollan los cálculos necesarios para su realización. Para ello, se tiene en cuenta la inversión inicial, se calculan los costes del proyecto y los ingresos generados en la planta, y se calcula el VAN (Valor Neto Actual) y la TIR (Tasa Interna de Retorno). Para la determinación de estos parámetros se establece que la planta tendrá una vida útil de 20 años. Por último, se realiza también un análisis de sensibilidad, con el objetivo de determinar variables que puedan afectar a la viabilidad económica del proyecto.

2. Inversión inicial

La inversión inicial del proyecto está compuesta por el capital fijo y el capital circulante, cuyas partidas se desarrollan y calculan en el *Documento V: Presupuesto*. La inversión inicial se corresponde con 2.000.399,62 € y en la Tabla 1 se presentan susodichos costes divididos.

Tabla 1. Presupuesto.

Ítem	Importe
Coste del equipo	123.540,7 €
Instalación del equipo	37.062,2 €
Tuberías	98.832,52 €
Instrumentación y control	37.062,2 €
Instalación eléctrica	24.708,13 €
Civil	37.062,2 €
Estructuras	24.708,13 €
Revestimiento	12.354,07 €
Off-sites	37.062,2 €
COSTES DIRECTOS TOTALES	432.392,29 €
Diseño e ingeniería	37.062,2 €
Gastos legales	18.531,1 €
Contingencias	12.354,07 €
COSTES INDIRECTOS TOTALES	67.947,36 €
COSTE DE LA PARCELA	1.200.000 €
CAPITAL CIRCULANTE	300.059,94 €
PRESUPUESTO TOTAL	2.000.399,62 €

3. Pago del préstamo

Esta inversión inicial se financia con un préstamo bancario solicitado a una entidad financiera, con el objetivo de poder desarrollar el proyecto. Para su pago, se realizan cuotas anuales constantes cuyo importe se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$R = P \cdot \frac{i \cdot (1 + i)^n}{(1 + i)^n - 1} \quad (1)$$

Donde:

- R: cuota anual constante (€)
- P: capital prestado (€)
- i: tasa de interés anual (%)
- n: número de años en los que se devuelve el dinero

El crédito se solicita a 20 años, que, como se ha mencionado anteriormente, es la vida útil de la planta, con una tasa de interés del 4,5%.^[3] La cuota anual y devolución del préstamo se recoge en la Tabla 2.

Tabla 2. Pago del préstamo para la inversión inicial.

Año	Cuota anual	Pago de intereses	Pago de deuda	Deuda pendiente
0				2.000.399,62 €
1	153.783,01 €	90.017,98 €	63.765,03 €	1.936.634,59 €
2	153.783,01 €	87.148,56 €	66.634,45 €	1.870.000,14 €
3	153.783,01 €	84.150,01 €	69.633,00 €	1.800.367,14 €
4	153.783,01 €	81.016,52 €	72.766,49 €	1.727.600,65 €
5	153.783,01 €	77.742,03 €	76.040,98 €	1.651.559,67 €
6	153.783,01 €	74.320,19 €	79.462,82 €	1.572.096,84 €
7	153.783,01 €	70.744,36 €	83.038,65 €	1.489.058,19 €
8	153.783,01 €	67.007,62 €	86.775,39 €	1.402.282,80 €
9	153.783,01 €	63.102,73 €	90.680,28 €	1.311.602,51 €
10	153.783,01 €	59.022,11 €	94.760,90 €	1.216.841,62 €
11	153.783,01 €	54.757,87 €	99.025,14 €	1.117.816,48 €
12	153.783,01 €	50.301,74 €	103.481,27 €	1.014.335,21 €
13	153.783,01 €	45.645,08 €	108.137,93 €	906.197,29 €
14	153.783,01 €	40.778,88 €	113.004,13 €	793.193,16 €
15	153.783,01 €	35.693,69 €	118.089,32 €	675.103,84 €
16	153.783,01 €	30.379,67 €	123.403,34 €	551.700,50 €
17	153.783,01 €	24.826,52 €	128.956,49 €	422.744,01 €
18	153.783,01 €	19.023,48 €	134.759,53 €	287.984,48 €
19	153.783,01 €	12.959,30 €	140.823,71 €	147.160,78 €
20	153.783,01 €	6.622,23 €	147.160,78 €	0,00 €

4. Costes de operación

4.1. Costes variables de producción

Como se ha mencionado a lo largo de los documentos de este proyecto, la planta de producción de metilciclohexano se incluye dentro del ciclo del LOHC de TOL-MCH. En la segunda parte del ciclo, el metilciclohexano es deshidrogenado, el hidrogeno obtenido por la reacción es vendido a empresas cercanas, y el tolueno es enviado de vuelta a la planta de hidrogenación. Por tanto, la mayor parte del tolueno usado en el proceso será reutilizado, por lo que el coste de su compra inicial se incluye en el capital circulante, y solo se deben reponer las pérdidas del ciclo, que se corresponden con un 1,44% del tolueno utilizado. ^[7]

Tabla 3. Costes de las materias primas. [7,8,9]

Materia prima	Precio (€/kg)	Cantidad (t/año)	Gastos (€/año)
Tolueno	0,91	325,78	296.463,02
Hidrógeno	5,97	1.485	8.865.450

En cuanto a los costes de catalizadores, se estima que su precio es de 2€/kg de catalizador ^[10] y que este se renovará cada año, aunque su vida útil pueda ser mayor, ya que la capacidad de la planta es pequeña.

Tabla 4. Coste del catalizador

Coste del catalizador (€)	595,06
---------------------------	--------

Por último, se deben tener en cuenta los costes de utilidades, como el agua de refrigeración, electricidad y vapor de media presión, usados en planta, los cuales se asumen como un 0,5% de los costes variables de producción.

Tabla 5. Coste de utilidades

Porcentaje (%)	0,5
Coste de utilidades (€)	45.812,54

4.2. Costes fijos de producción

Se incluyen en estos costes los salarios de mano de obra directa como indirecta, los costes de mantenimiento, costes de gestión y también aquellos debidos a tasas y seguros.

4.2.1. Mano de obra directa

La planta opera 24 horas al día los 7 días de la semana, con 3 turnos de 8 horas de trabajo. El número de operarios en planta se calcula mediante la siguiente ecuación ^[2]:

$$N_{OL} = (6,29 + 0,23 \cdot N_{np})^{0,5} \quad (2)$$

Donde:

- N_{OL} : número de trabajadores por turno.
- N_{np} : número de etapas. Para ello se realiza un sumatorio del equipamiento, entre el que se incluyen compresores, reactores e intercambiadores de calor. En la planta de producción de metilciclohexano existen 4 etapas (3 intercambiadores de calor y un reactor).

Además, normalmente se contratan 4 operarios y medio por cada operario que se necesite en la planta en cualquier momento, con el objetivo de cubrir los tres turnos, fines de semana, vacaciones, festivos y horas extraordinarias. En la siguiente tabla se presentan los trabajadores calculados mediante la Ecuación 2, y el número de trabajadores final redondeado.

Tabla 6. Número de operadores en planta

Número de trabajadores calculados por turno	2,72
Número de trabajadores totales	13

Según la Federación Empresarial de la Industria Química Española (FeiQue), el salario anual de un trabajador en la industria química ronda los 39.967 € al año.^[11]

Tabla 7. Coste de mano de obra directa

Número de trabajadores	13
Salario anual (€)	39.967
Coste de mano de obra directa (€)	519.571

4.2.2. Mano de obra indirecta

En este coste se contemplan los sueldos de vigilantes y personal de limpieza, que suponen un 25% de la mano de obra directa.

Tabla 8. Coste de mano de obra indirecta

Porcentaje (%)	25
Coste de mano de obra indirecta (€)	129.892,75

4.2.3. Gastos salariales generales

Se corresponden a otros gastos derivados de la contratación de trabajadores aparte de su sueldo, como sus seguros laborales o gastos en formación. Estos se toman como un porcentaje entre el 40 y 60% del coste de mano de obra operativa e indirecta.

Tabla 9. Gastos salariales generales

Porcentaje (%)	40
Gastos generales salariales (€)	259.785,50

4.2.4. Coste de mantenimiento de equipos e instalaciones

El coste del mantenimiento de la planta abarca principalmente los costes de reparación o reemplazamiento de partes de los equipos, y supone un 3% de la inversión inicial, al no tratar con sólidos en proceso.

Tabla 10. Coste del mantenimiento de equipos e instalaciones

Porcentaje (%)	3
Coste de mantenimiento (€)	60.011,99

4.2.5. Coste de tasas y seguros

El coste asociado a tasas y seguros se corresponde entre el 1 y 2% del coste de la inversión inicial.

Tabla 11. Coste de tasas y seguros

Porcentaje (%)	1
Coste de tasas y seguros (€)	20.004

4.2.6. Costes totales de gestión

En estos costes se cubren funciones generales corporativas como recursos humanos, investigación y desarrollo, tecnología de la información y finanzas, entre otros. También se incluye en este apartado, en este caso, los costes comerciales, derivados del marketing y de la realización de estudios de mercado.

Estos gastos generales de planta suelen calcularse como el 65% de la mano de obra total más mantenimiento.

Tabla 12. Costes de gestión

Porcentaje (%)	65
Costes totales de gestión (€)	461.159,23

4.3. Amortización

Los bienes del inmovilizado se van deteriorando por su uso, funcionamiento y obsolescencia, y van perdiendo su valor con el tiempo. La amortización refleja estas pérdidas de valor del material.

Para la planta de producción de metilciclohexano se calcula la amortización usando la depreciación lineal, en la cual la cantidad amortizada por año es la misma durante la vida útil de la planta, para los 20 años considerados, utilizando el capital fijo sin contar el terreno, ya que este último no pierde valor.

$$A = \frac{I_F}{n} \quad (3)$$

Donde:

- A: amortización (€/año)
- I_F: capital fijo (€)
- n: vida útil de la planta (años)

Tabla 13. Amortización

Amortización (€)	25.016,98
------------------	-----------

4.4. Costes totales de operación

Por último, se recogen en la siguiente tabla todos los costes anuales de cada uno de los apartados desglosados anteriormente, así como los costes totales de producción.

Tabla 14. Costes totales

Costes variables de producción (€)	9.208.320,62
Costes fijos de producción (€)	1.450.424,46
Amortización (€)	25.016,98
Costes totales de operación (€)	10.683.762,07

5. Consideraciones previas

Debido a las características innovativas del tipo de proyecto que se está a realizar, se deben desarrollar ciertos apartados previamente al cálculo de los beneficios y de los flujos de caja. En primer lugar, se presentan las peculiaridades que diferencian al proyecto de planta de producción de metilciclohexano de otros proyectos de ingeniería química.

5.1. Características diferenciadoras de este proyecto

Es importante recordar que la planta de producción de metilciclohexano tiene como objetivo realizar la primera etapa del ciclo del tolueno-metilciclohexano para un transporte más sencillo del hidrógeno en forma de carrier. Esto quiere decir que la mayor parte de la materia prima de tolueno utilizada para la hidrogenación regresará a la planta tras la deshidrogenación del metilciclohexano en la segunda etapa del ciclo, solo teniéndose que reponer las pérdidas de este, lo que ya se ha tenido en cuenta anteriormente en el cálculo del coste de las materias primas.

Asimismo, tal y como no se recompra el tolueno deshidrogenado a la planta de deshidrogenación, tampoco se le vende a esta el metilciclohexano producido tras la hidrogenación, ya que son dos partes de un mismo ciclo. Es decir, el MCH no se vende como producto en sí mismo, ya que su único objetivo es facilitar el transporte del hidrógeno, siendo este último producto químico el que se vende al final del ciclo a empresas externas al mismo. La Figura 1 permite un mejor entendimiento de este concepto relacionado al funcionamiento de un carrier de hidrógeno.

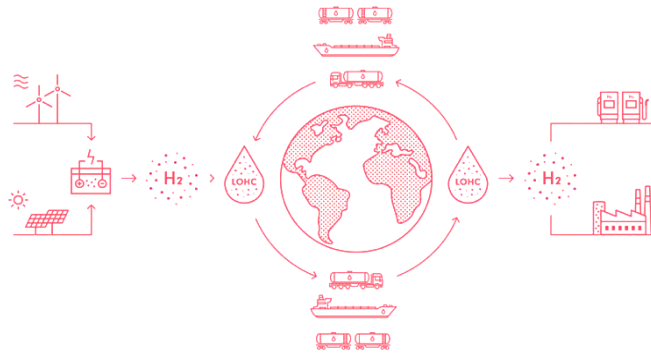


Figura 1. Esquema del ciclo de un LOHC.

Es por ello por lo que aún no se habían presentado los ingresos esperados por el proyecto en este documento, ya que el análisis económico debe realizarse al ciclo entero, y, por tanto, se debe tener en cuenta el precio de venta del hidrógeno tras agregarle el valor de todo el ciclo. Estos cálculos se realizan en 6. *Ingresos de venta.*

Por último, debido a que las dos etapas del ciclo no son separables, debe considerarse el ciclo entero, las dos plantas, de hidrogenación y deshidrogenación, para estudiar la viabilidad económica de este proyecto. A continuación, se presentan los datos económicos requeridos para la etapa de deshidrogenación del ciclo TOL-MCH.

5.2. Coste de la planta de deshidrogenación

Los datos presentados de seguido se han obtenido a partir de una simulación del proceso de deshidrogenación de metilciclohexano, convirtiéndose a euros previamente a su uso.

Tabla 15. Datos obtenidos de la simulación [12]

Coste capital total (€)	5.708.250,40
Costes totales de operación, incluyendo utilidades (€/año)	1.652.644,76
Coste de equipamiento (€)	2.200.732,00

A partir de los mismos se ha calculado el coste de los intereses para cubrir un préstamo correspondiente al coste capital total de la planta de deshidrogenación, y también se ha calculado la amortización del equipamiento.

Siguiendo la Ecuación 1 para 20 años y una tasa del 4,5%, con el objetivo de cubrir un préstamo equivalente al capital total de la planta de deshidrogenación, se obtiene la cuota anual y la devolución de este.

Tabla 16. Pago del préstamo que cubre el coste capital total de la planta de deshidrogenación.

Año	Cuota anual	Pago de intereses	Pago de deuda	Deuda pendiente
0				5.708.250,40 €
1	438.828,28 €	256.871,27 €	181.957,01 €	5.526.293,39 €
2	438.828,28 €	248.683,20 €	190.145,08 €	5.336.148,31 €
3	438.828,28 €	240.126,67 €	198.701,61 €	5.137.446,70 €
4	438.828,28 €	231.185,10 €	207.643,18 €	4.929.803,52 €
5	438.828,28 €	221.841,16 €	216.987,12 €	4.712.816,40 €
6	438.828,28 €	212.076,74 €	226.751,54 €	4.486.064,85 €
7	438.828,28 €	201.872,92 €	236.955,36 €	4.249.109,49 €
8	438.828,28 €	191.209,93 €	247.618,35 €	4.001.491,13 €
9	438.828,28 €	180.067,10 €	258.761,18 €	3.742.729,95 €
10	438.828,28 €	168.422,85 €	270.405,43 €	3.472.324,52 €
11	438.828,28 €	156.254,60 €	282.573,68 €	3.189.750,84 €
12	438.828,28 €	143.538,79 €	295.289,49 €	2.894.461,35 €
13	438.828,28 €	130.250,76 €	308.577,52 €	2.585.883,83 €
14	438.828,28 €	116.364,77 €	322.463,51 €	2.263.420,32 €
15	438.828,28 €	101.853,91 €	336.974,37 €	1.926.445,95 €
16	438.828,28 €	86.690,07 €	352.138,21 €	1.574.307,74 €
17	438.828,28 €	70.843,85 €	367.984,43 €	1.206.323,30 €
18	438.828,28 €	54.284,55 €	384.543,73 €	821.779,57 €
19	438.828,28 €	36.980,08 €	401.848,20 €	419.931,37 €
20	438.828,28 €	18.896,91 €	419.931,37 €	0,00 €

Por último, siguiendo la Ecuación 3, se calcula la amortización por depreciación lineal del equipamiento de la planta de deshidrogenación a 20 años.

Tabla 17. Amortización del equipamiento

Amortización (€)	110.036,60
------------------	------------

6. Ingresos de venta

Se debe considerar que el objetivo de la planta de producción de metilciclohexano tiene por objetivo un transporte más sencillo y energéticamente eficiente del hidrógeno, por lo que los ingresos de venta se corresponden al precio del hidrógeno más el coste añadido de su conversión al carrier, de su transporte, y de su reconversión a hidrógeno, el cual, al alza, se asume de 2,7 € por kg de hidrógeno al tomar como base los estudios referentes a los ciclos de los LOHC. ^[4,5,6]

Tabla 18. Ingresos por ventas.

Producto	Precio (€/kg H ₂)	Cantidad (t H ₂ /año)	Ingresos (€/año)
Hidrógeno	8,67	1.485	12.874.950,00

7. Flujos de caja

7.1. Beneficios antes de impuestos

A continuación, se proceden a obtener los flujos de caja del proyecto durante su vida útil de 20 años. Para ello primero se procederán a calcular los beneficios antes de impuestos como la diferencia entre los ingresos y el sumatorio de los costes, el pago de intereses y la amortización, la cual debe restarse inicialmente debido a la depreciación que sufre la inversión en inmovilizado. Por otra parte, el valor de los ingresos y los costes cambia a lo largo del tiempo, y para su cálculo se toma una tasa de inflación del 3%, según las ecuaciones siguientes.

$$Ingresos_n = Ingresos_{n-1} \cdot (1 + i_{inf}) \quad (4)$$

$$Costes_n = Costes_{n-1} \cdot (1 + i_{inf}) \quad (5)$$

$$BAI = Ingresos - Costes - Intereses - Amortización \quad (6)$$

En la Tabla 19 se presentan los beneficios antes de impuestos (BAI).

Tabla 19. Beneficios antes de impuestos

Año	Ingresos	Costes	Intereses	Amortización	BAI
0					
1	12.874.950,00 €	12.336.406,83 €	346.889,25 €	135.053,58 €	56.600,34 €
2	13.261.198,50 €	12.706.499,03 €	335.831,76 €	135.053,58 €	83.814,12 €
3	13.659.034,46 €	13.087.694,01 €	324.276,68 €	135.053,58 €	112.010,19 €
4	14.068.805,49 €	13.480.324,83 €	312.201,62 €	135.053,58 €	141.225,46 €
5	14.490.869,65 €	13.884.734,57 €	299.583,19 €	135.053,58 €	171.498,31 €
6	14.925.595,74 €	14.301.276,61 €	286.396,92 €	135.053,58 €	202.868,63 €
7	15.373.363,62 €	14.730.314,91 €	272.617,28 €	135.053,58 €	235.377,85 €
8	15.834.564,52 €	15.172.224,35 €	258.217,55 €	135.053,58 €	269.069,04 €
9	16.309.601,46 €	15.627.391,08 €	243.169,83 €	135.053,58 €	303.986,97 €
10	16.798.889,50 €	16.096.212,82 €	227.444,96 €	135.053,58 €	340.178,14 €
11	17.302.856,19 €	16.579.099,20 €	211.012,48 €	135.053,58 €	377.690,93 €
12	17.821.941,87 €	17.076.472,18 €	193.840,53 €	135.053,58 €	416.575,58 €
13	18.356.600,13 €	17.588.766,34 €	175.895,85 €	135.053,58 €	456.884,36 €
14	18.907.298,13 €	18.116.429,33 €	157.143,65 €	135.053,58 €	498.671,57 €
15	19.474.517,08 €	18.659.922,21 €	137.547,61 €	135.053,58 €	541.993,68 €
16	20.058.752,59 €	19.219.719,88 €	117.069,74 €	135.053,58 €	586.909,39 €
17	20.660.515,17 €	19.796.311,48 €	95.670,37 €	135.053,58 €	633.479,74 €
18	21.280.330,62 €	20.390.200,82 €	73.308,03 €	135.053,58 €	681.768,19 €
19	21.918.740,54 €	21.001.906,84 €	49.939,38 €	135.053,58 €	731.840,73 €
20	22.576.302,76 €	21.631.964,05 €	25.519,15 €	135.053,58 €	783.765,98 €

7.2. Beneficios después de impuestos

Se procede al cálculo del beneficio neto de la planta, el cual es el beneficio tras el pago de impuestos, que se consideran de un 30% sobre el BAI.

$$\text{Impuestos} = \text{BAI} \cdot 0,3 \quad (7)$$

$$\text{BN} = \text{BAI} - \text{Impuestos} \quad (8)$$

Tabla 20. Beneficios netos.

Año	BAI	Impuestos	BN
0			
1	56.600,34 €	16.980,10 €	39.620,24 €
2	83.814,12 €	25.144,24 €	58.669,89 €
3	112.010,19 €	33.603,06 €	78.407,13 €
4	141.225,46 €	42.367,64 €	98.857,82 €
5	171.498,31 €	51.449,49 €	120.048,82 €
6	202.868,63 €	60.860,59 €	142.008,04 €
7	235.377,85 €	70.613,35 €	164.764,49 €
8	269.069,04 €	80.720,71 €	188.348,33 €
9	303.986,97 €	91.196,09 €	212.790,88 €
10	340.178,14 €	102.053,44 €	238.124,70 €
11	377.690,93 €	113.307,28 €	264.383,65 €
12	416.575,58 €	124.972,68 €	291.602,91 €
13	456.884,36 €	137.065,31 €	319.819,05 €
14	498.671,57 €	149.601,47 €	349.070,10 €
15	541.993,68 €	162.598,10 €	379.395,57 €
16	586.909,39 €	176.072,82 €	410.836,57 €
17	633.479,74 €	190.043,92 €	443.435,82 €
18	681.768,19 €	204.530,46 €	477.237,73 €
19	731.840,73 €	219.552,22 €	512.288,51 €
20	783.765,98 €	235.129,79 €	548.636,19 €

7.3. Flujos de caja

El cálculo de los flujos de caja permite visualizar la liquidez de una empresa, al medirse los ingresos y gastos que se producen cada año, y a partir de los mismos se determina la rentabilidad de un proyecto.

Se determinan también los flujos descontados, en los que se toma en consideración el cambio del valor del dinero en el tiempo, mediante la aplicación de una tasa de descuento del 10%, así como los flujos acumulados a lo largo de los años.

$$FC = BN + Amortización \quad (9)$$

$$FC_d = \frac{FC}{(1 + i_d)^n} \quad (10)$$

Tabla 21. Flujos de caja

Año	Flujos de caja	Flujos descontados	Flujos acumulados
0	-7.708.650,02 €		-7.708.650,02 €
1	174.673,82 €	158.794,38 €	-7.549.855,64 €
2	193.723,47 €	160.102,04 €	-7.389.753,60 €
3	213.460,71 €	160.376,19 €	-7.229.377,41 €
4	233.911,40 €	159.764,64 €	-7.069.612,77 €
5	255.102,40 €	158.398,52 €	-6.911.214,25 €
6	277.061,62 €	156.394,06 €	-6.754.820,19 €
7	299.818,08 €	153.854,08 €	-6.600.966,11 €
8	323.401,91 €	150.869,38 €	-6.450.096,73 €
9	347.844,46 €	147.520,01 €	-6.302.576,72 €
10	373.178,28 €	143.876,38 €	-6.158.700,34 €
11	399.437,23 €	140.000,31 €	-6.018.700,02 €
12	426.656,49 €	135.945,91 €	-5.882.754,12 €
13	454.872,63 €	131.760,40 €	-5.750.993,72 €
14	484.123,68 €	127.484,90 €	-5.623.508,82 €
15	514.449,16 €	123.155,04 €	-5.500.353,78 €
16	545.890,15 €	118.801,60 €	-5.381.552,18 €
17	578.489,40 €	114.451,04 €	-5.267.101,14 €
18	612.291,32 €	110.125,98 €	-5.156.975,16 €
19	647.342,10 €	105.845,61 €	-5.051.129,56 €
20	683.689,77 €	101.626,13 €	-4.949.503,43 €

Una vez obtenidos los flujos de caja, se procede al cálculo del VAN y el TIR. Sin embargo, solo mediante el análisis previo de los flujos acumulados, ya se puede apreciar que, a lo largo de toda la vida útil del ciclo, no se recuperan las inversiones iniciales.

8. Rentabilidad del proyecto

8.1. VAN

El valor actual neto, o VAN, es un indicador de la rentabilidad calculado a partir de los flujos de caja del proyecto. Si el VAN es menor que cero, el proyecto analizado no es rentable, ya que los beneficios obtenidos no son suficientes para hacer frente a los costes y a la inversión inicial. Sin embargo, si el VAN fuese positivo, este sería rentable.

El VAN representa la diferencia que existe entre los flujos de caja descontados a una tasa de descuento y la inversión inicial, según la Ecuación 6:

$$VAN = \sum_{j=1}^n \frac{R_j}{(1+i)^j} - I_0 \quad (11)$$

Donde:

- R_j : flujos de caja en el año j
- I_0 : inversión inicial
- i : tasa de descuento
- n : años de vida del proyecto

El VAN calculado presenta un valor de -4.949.503,43 €, es decir, un valor negativo. Este proyecto, en principio, no es rentable.

8.2. TIR

La tasa interna de retorno, o TIR, se corresponde con la máxima tasa de descuento que se puede aplicar para que el Van sea mayor o igual a cero; es decir, determina a partir de que tasa se recupera la inversión inicial. Para que el proyecto sea rentable, la TIR tiene que ser mayor que la tasa de descuento especificada.

La ecuación para el cálculo de la TIR es la siguiente:

$$0 = \sum_{j=1}^n \frac{R_j}{(1+r)^j} - I_0 \quad (12)$$

Donde:

- R_j : flujos de caja en el año j
- I_0 : inversión inicial
- r : máxima tasa de descuento
- n : años de vida del proyecto

Sin embargo, para este proyecto, el cálculo del TIR no es posible. Como se ha visto en el apartado 7.3. *Flujos de caja*, nunca se llegan a tener flujos de caja acumulados positivos, por lo que la TIR no da valores coherentes, ya que, independientemente de la tasa aplicada, nunca se llegan a recuperar las inversiones iniciales. Es decir, se puede determinar con seguridad que el proyecto no es económicamente viable.

9. Análisis de sensibilidad

Debido a las características específicas de este proyecto, concretamente relativas al ciclo al que pertenece, no es tan sencillo realizar un análisis de sensibilidad simulando cambios en los precios de materias primas y en el producto. Por una parte, la mayor parte del tolueno, como se ha mencionado, permanece dentro del ciclo, y solo se compra aquella pequeña parte de este que se pierde, por lo que su coste relativo a otros elementos es pequeño. A esta escala, el precio del tolueno apenas afecta a la rentabilidad de la planta y del ciclo.

Por otra parte, al final del ciclo se vende hidrógeno a un valor fijo por encima del precio de compra de la materia prima, por lo que una variación en el precio de compra no afecta directamente a los beneficios del ciclo. Sin embargo, debe tenerse en cuenta que la variación del precio del hidrógeno verde si influye en su competitividad en el mercado frente a otros tipos de hidrógeno, como el gris o el azul. Actualmente existe un amplio mercado de hidrógeno de origen no renovable cuyo precio es mucho más bajo que el hidrógeno verde y, teniendo en cuenta de que se plantea utilizar este último en la planta con el objetivo de lograr reducir emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera y facilitar la transición energética, es muy probable que hasta dentro de unos años el precio del hidrógeno verde no sea lo suficientemente competitivo. Este precio viene determinado principalmente por el coste de la electricidad, el cual es un factor muy importante para el desarrollo de esta clase de proyectos. No obstante, la tendencia anteriormente analizada en el estudio de mercado prevé que el coste del hidrógeno verde sea menor en los próximos años, lo cual es un factor muy positivo que favorecería a los proyectos relacionados con este producto químico sostenible.

Es considerable resaltar que algunos de los costes que se plantean tanto para la planta como para el ciclo dependen principalmente del tipo de proceso realizado y no tanto de su capacidad. Al superar de forma significativa los ingresos de la venta del hidrógeno a la salida del ciclo a los costes de compra del hidrógeno y tolueno como materias primas, se puede concluir que, a mayor capacidad, más económicamente viable se vuelve la planta y el ciclo del carrier. Esto es avalado por diversos estudios realizados para carriers de hidrógeno, en los que se menciona que proyectos a escala pequeña son más costosos, y que para alcanzar la viabilidad económica de estos ciclos es necesario alcanzar una economía de escala, realizando grandes producciones y almacenamientos de este producto químico. En la siguiente figura se puede apreciar la estimación del coste unitario del hidrógeno para varios carriers según la escala de almacenamiento de este, lo que respalda la idea de verse favorecidos proyectos de mayores capacidades.

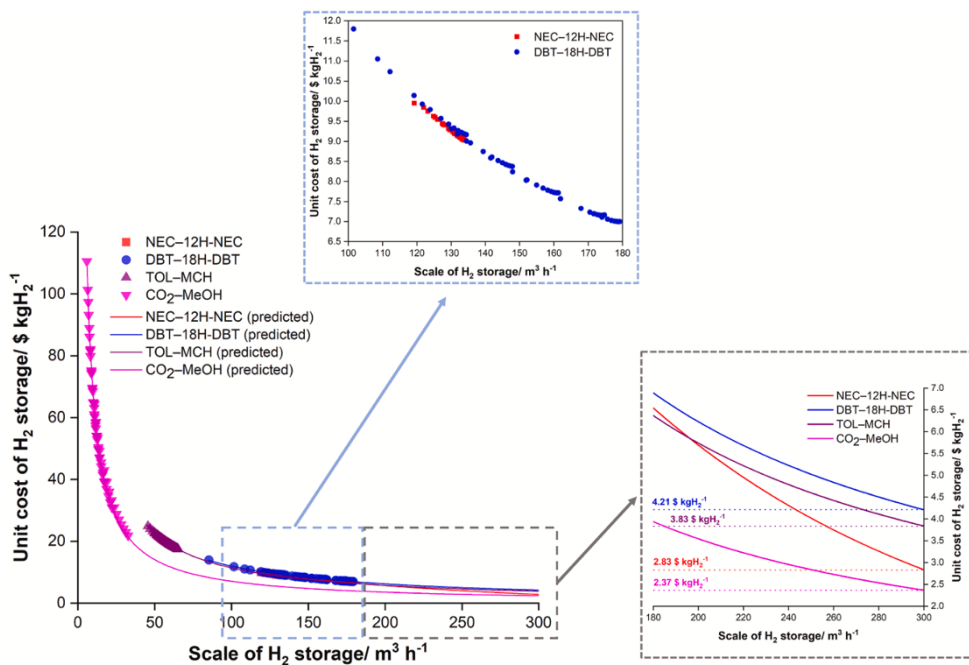


Figura 2. Efecto de escala de almacenamiento de hidrógeno sobre el precio unitario del mismo para distintos ciclos de LOHC. [13]

Sin embargo, para esta planta se había escogido una capacidad de producción inicial relativamente pequeña con el objetivo de realizar una planta de producción de metilciclohexano para testeo y al mismo tiempo, al no saber la cantidad de hidrógeno que pudiera ser disponible para la misma, mientras no se incrementen las capacidades de producción de los electrolizadores de la zona.

10. Conclusiones

Como se ha podido determinar mediante el análisis del VAN y el TIR, este proyecto no es económicamente viable, debido a la pequeña escala en la que se está realizando. La elección de esta escala ha sido justificada mediante la incertidumbre ante la disponibilidad de hidrógeno de los electrolizadores de la zona y debido a que este es un proceso de relativamente novedoso interés, por lo que es necesario primero realizar testeos y pruebas antes de incrementar la capacidad y llegar a una economía de escala.

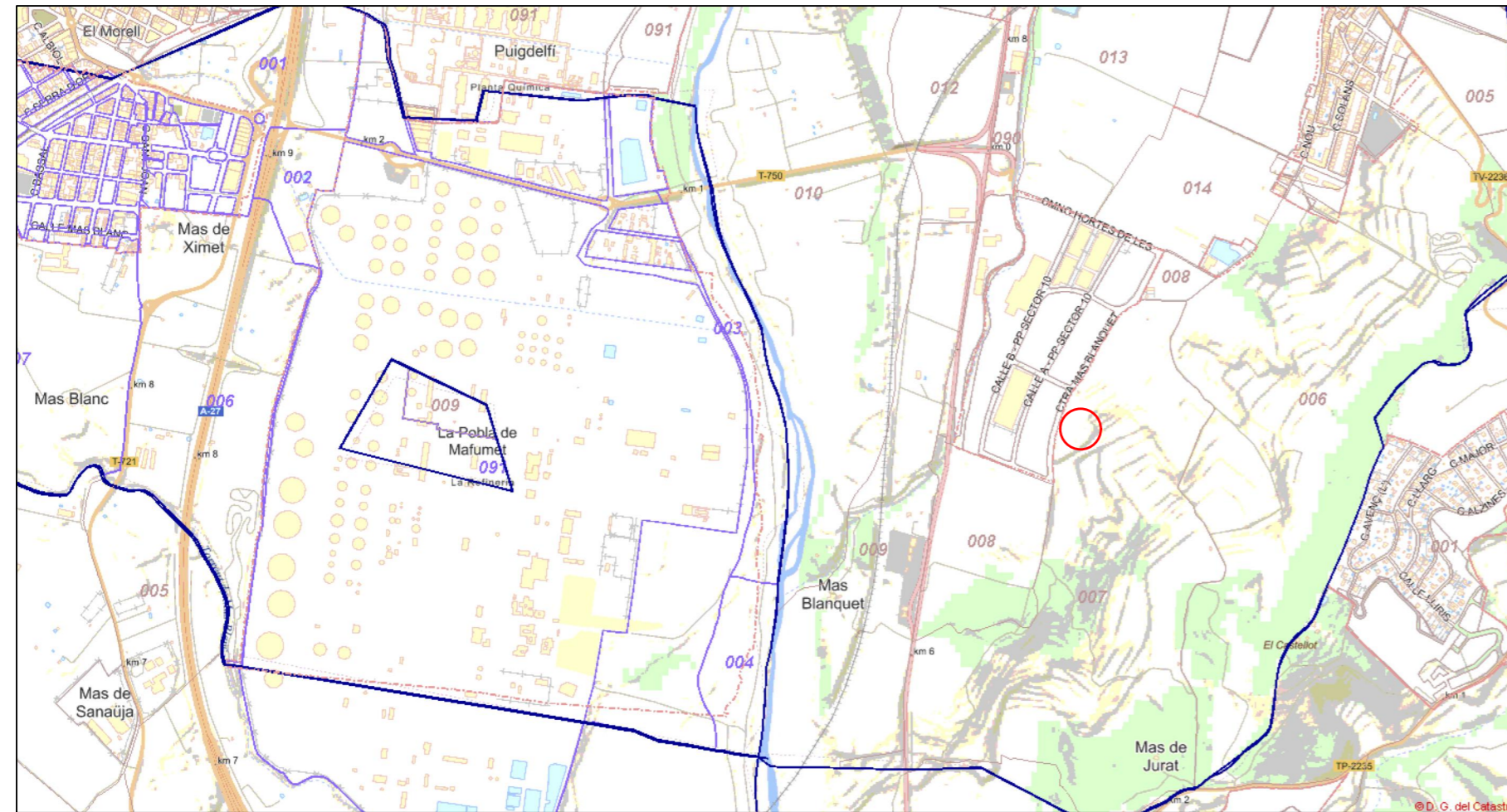
Cabe destacar que, en la actualidad, muchos proyectos de este estilo en el ámbito del hidrógeno verde en los que se pretende impulsar alternativas más ecológicas no son económicamente viables, o presentan muchos gastos inicialmente. Es por ello por lo que los gobiernos y organizaciones impulsan el desarrollo de estos proyectos mediante ayudas económicas, lo que favorecerá la realización de estos al cubrirse parte de los costes totales gracias a estas subvenciones.

11. Bibliografía

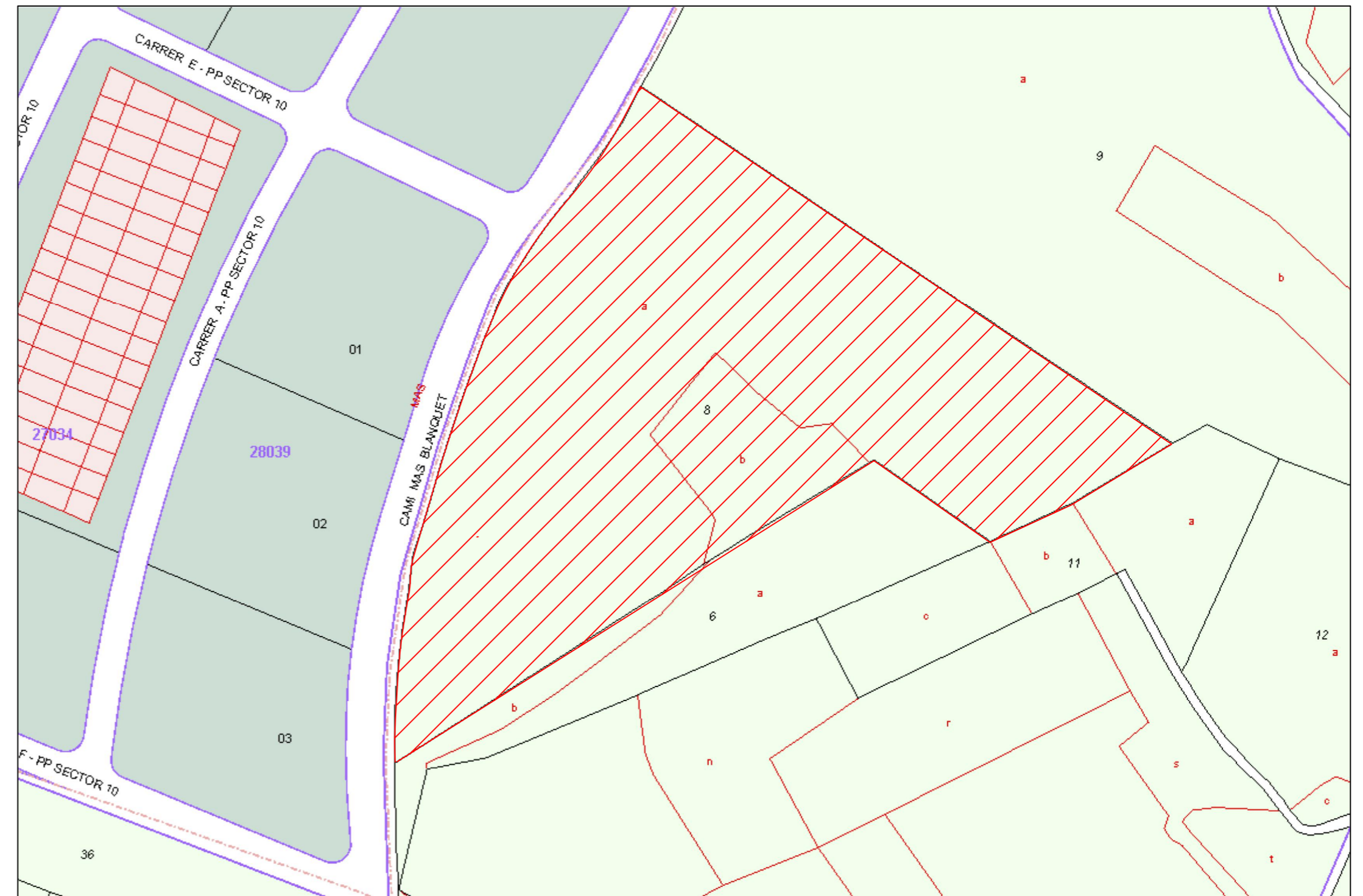
1. TOWLER, Gavin y SINNOT, Ray. *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design*. Amsterdam: Elsevier/Butterworth-Heinemann, 2013. ISBN 9780080966595.
2. TURTON, Richard et all. *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. Pearson Education, Inc, 2012. ISBN 9780132618120.
3. *Tipos de interés de los bancos centrales*. [en línea]. Datos macro, 2023 [consultado 5 de diciembre 2023]. Disponible en: <https://datosmacro.expansion.com/tipo-interes>
4. PAPADIAS, D.D, PENG J-K & AHLUWALIA, R.K. *Chemical Carrier Concepts for Hydrogen Delivery*. En: International Hydrogen Infrastructure, 11-12 Sept, Boston, MA, 2018 [en línea]. [consultado 4 de diciembre 2023]. Disponible en: <https://www.energy.gov/sites/prod/files/2018/10/f56/fcto-infrastructure-workshop-2018-31-ahluwalia.pdf>
5. *Clean hydrogen monitor* [en línea]. Hydrogen Europe, 2022. [consultado 9 de diciembre 2023]. Disponible en: https://hydrogeneurope.eu/wp-content/uploads/2022/10/Clean_Hydrogen_Monitor_10-2022_DIGITAL.pdf
6. COLLIS, Jason & SCHOMÄCKER, Reinhard. *Determining the Production and Transport Cost for H2 on a Global Scale*. En: Front. Energy Res, Sec. Hydrogen Storage and Production. [en línea]. 2022, Vol 10. [consultado 9 de diciembre 2023]. Disponible en: <https://doi.org/10.3389/fenrg.2022.909298>
7. GODINHO, Joao. *A greenhouse gas footprint and economic assesment of importing renewable H2 from Portugal to the Netherlands, using liquid organic hydrogen carriers*. [en línea]. 2021 [consultado 8 de diciembre 2023]. Disponible en: <https://studenttheses.uu.nl/bitstream/handle/20.500.12932/42337/Report.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
8. *Toluene international price* [en línea] ECHEMI, 2023. [consultado 28 de junio 2023]. Disponible en: <https://www.echemi.com/pip/toluene-tempid160704000607.html>
9. BURGUESS, James. *INTERVIEW: Inflation pushes Europe green hydrogen costs up by Eur2/kg*. [en línea]. 2021 [consultado 9 de diciembre 2023]. Disponible en: <https://www.spglobal.com/commodityinsights/en/market-insights/latest-news/electric-power/092723-interview-inflation-pushes-europe-green-hydrogen-costs-up-by-eur2kg>
10. *Nickel Alumina Catalyst Factory Price for Hydrogenation* [en línea] [consultado 28 de agosto 2023]. Disponible en: <https://naitealuminum.en.made-in-china.com/product/LOKawMfGbUrh/China-Nickel-Alumina-Catalyst-Factory-Price-for-Hydrogenation.html>
11. *Radiografía del sector químico español*. [en línea]. FeiQue, 2023 [consultado 3 de diciembre 2023]. Disponible en: <https://www.feique.org/pdfs/radiografiasectorial.pdf>

12. BÁRKÁNYI, Á. TARCSAY, B.L. et al. Future of hydrogen economy: simulation-based comparison of LOHC systems. *Clean Technologies and Environmental Policy* [en línea]. 2023, pp. 1-16 [consultado 15 de diciembre 2023]. Disponible en: <https://doi.org/10.1007/s10098-023-02528-w>
13. BYUN, Manhee et al. Preliminary feasibility study for hydrogen storage using several promising liquid organic hydrogen carriers: Technical, economic, and environmental perspectives. *Energy Conversion and Management*. [en línea]. 2022, 268 [consultado 12 de diciembre 2023]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.116001>

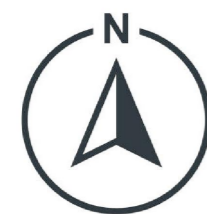
Documento II: Planos



PLANO DE SITUACIÓN
E: 1/20.000



PLANO DE EMPLAZAMIENTO
E: 1/2.000




NOTAS

- Parcela 8, ubicada en el Polígono Industrial 7 de Perafort, Tarragona, con una superficie total de 42.796 m².
- Plan Urbanístico del Ayuntamiento de Perafort, aprobado y publicado en el DOGC en octubre del 2022.
- Referencia catastral: 43105A00700008.
- Mapas vectoriales obtenidos de la Sede Electrónica del Catastro, libre acceso.

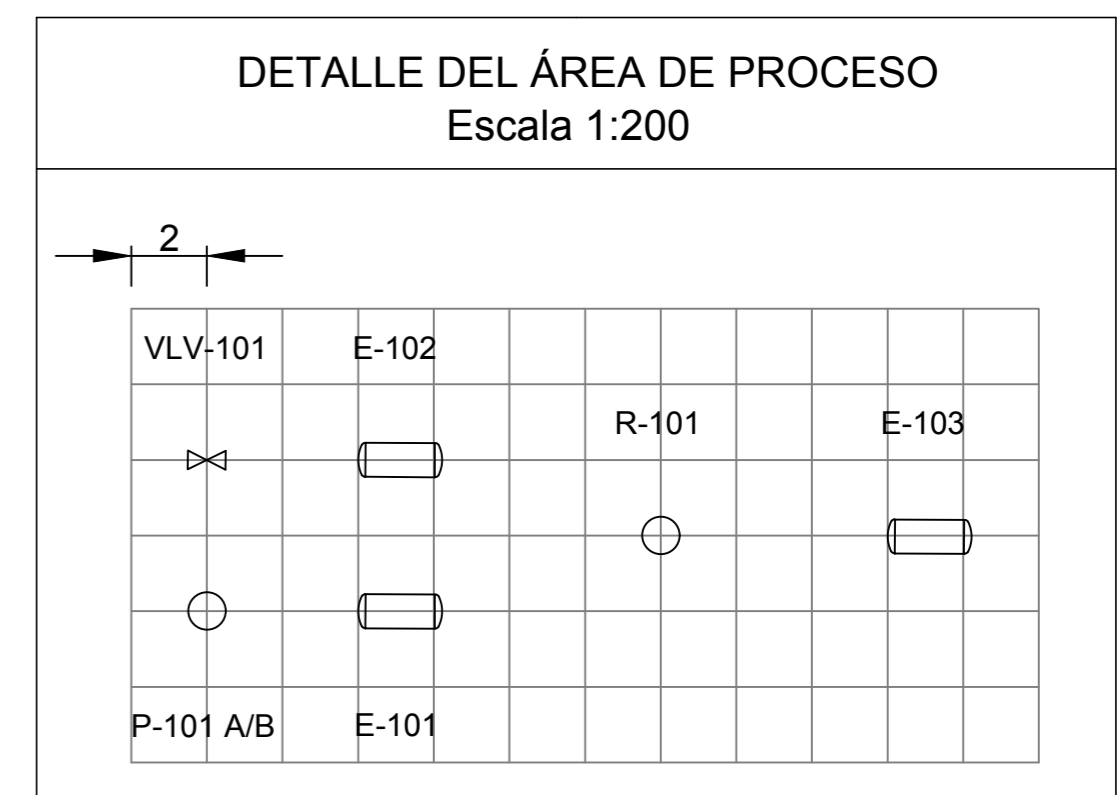
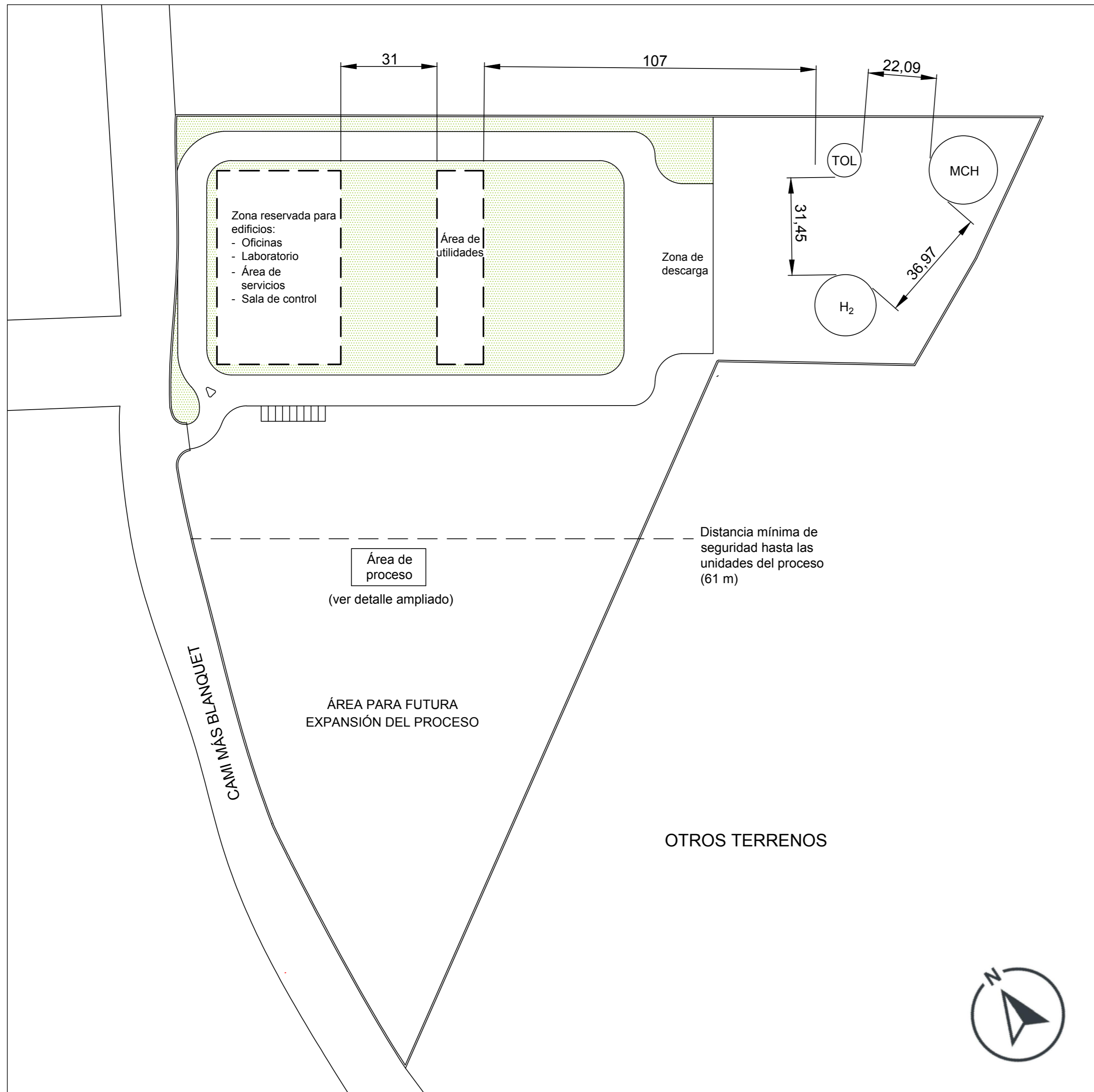
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE METILCICLOHEXANO

AUTORA:
ANDREA ROJAS NÓVOA

FIRMA:


E: VER PLANO

OCTUBRE 2023



LEYENDA

— Límite de la parcela [Zona de jardín]

NOTAS

El área de proceso se representa a escala 1:200 para una mejor visualización. En esta, se utiliza una malla de 2 m donde se representan los equipos de proceso. Esta es solo una representación de una posible distribución respetando las distancias mínimas de seguridad.

En el plano se representan en cotas las distancias de seguridad entre partes del proceso y entre tanques de almacenamiento. Asimismo, se proporciona la distancia a partir de la cual se podría ampliar el proceso. Estas distancias se representan en metros.

P-101 A/B
Bomba
centrífuga de
tolueno

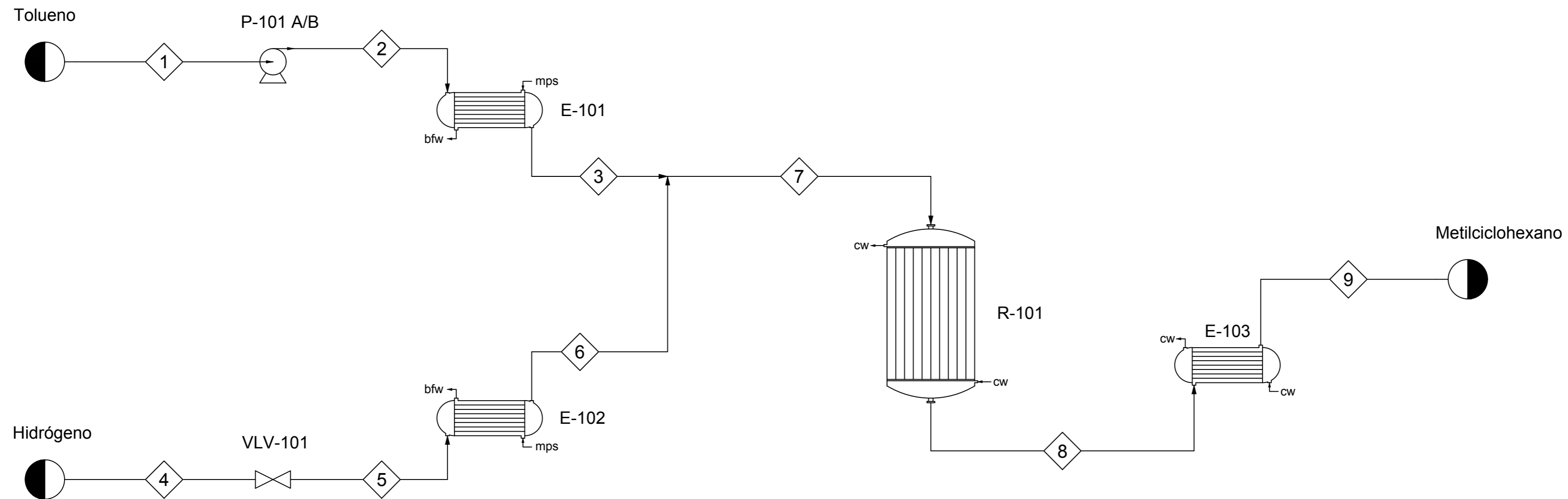
E-101
Intercambiador
de calor de
tolueno

VLV-101
Válvula de
expansión de
hidrógeno

E-102
Intercambiador
de calor de
hidrógeno

R-101
Reactor de
hidrogenación

E-103
Intercambiador
de calor del
producto



LEYENDA

mps	Vapor de media presión
bfw	Agua a T de ebullición
cw	Agua de refrigeración

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9
T (°C)	25	25	170	25	31,61	170	170	170	55
Presión (kPa)	101,325	136,2	136,2	15000	136,2	136,2	136,2	101,325	101,325
Fracción de vapor	0	0	1	1	1	1	1	1	0,999
Caudal másico (kg/h)	2856,55	2856,55	2856,55	187,5	187,5	187,5	3044,05	3044,05	3044,05
Tolueno (kg/h)	2856,55	2856,55	2856,55	0	0	0	2856,55	28,565	28,565
Hidrógeno (kg/h)	0	0	0	187,5	187,5	187,5	187,5	1,875	1,875
Metilciclohexano (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	3013,61	3013,61



UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA - ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXEÑERÍA
GRAO EN ENXEÑERÍA QUÍMICA - TRABALLO FIN DE GRAO



PLANTA DE PRODUCCIÓN DE METILCICLOHEXANO

AUTORA:
ANDREA ROJAS NÓVOA

FIRMA:
Neafo

E: S/E

OCTUBRE 2023

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO

3/5

P-101 A/B
Bomba
centrífuga de
tolueno

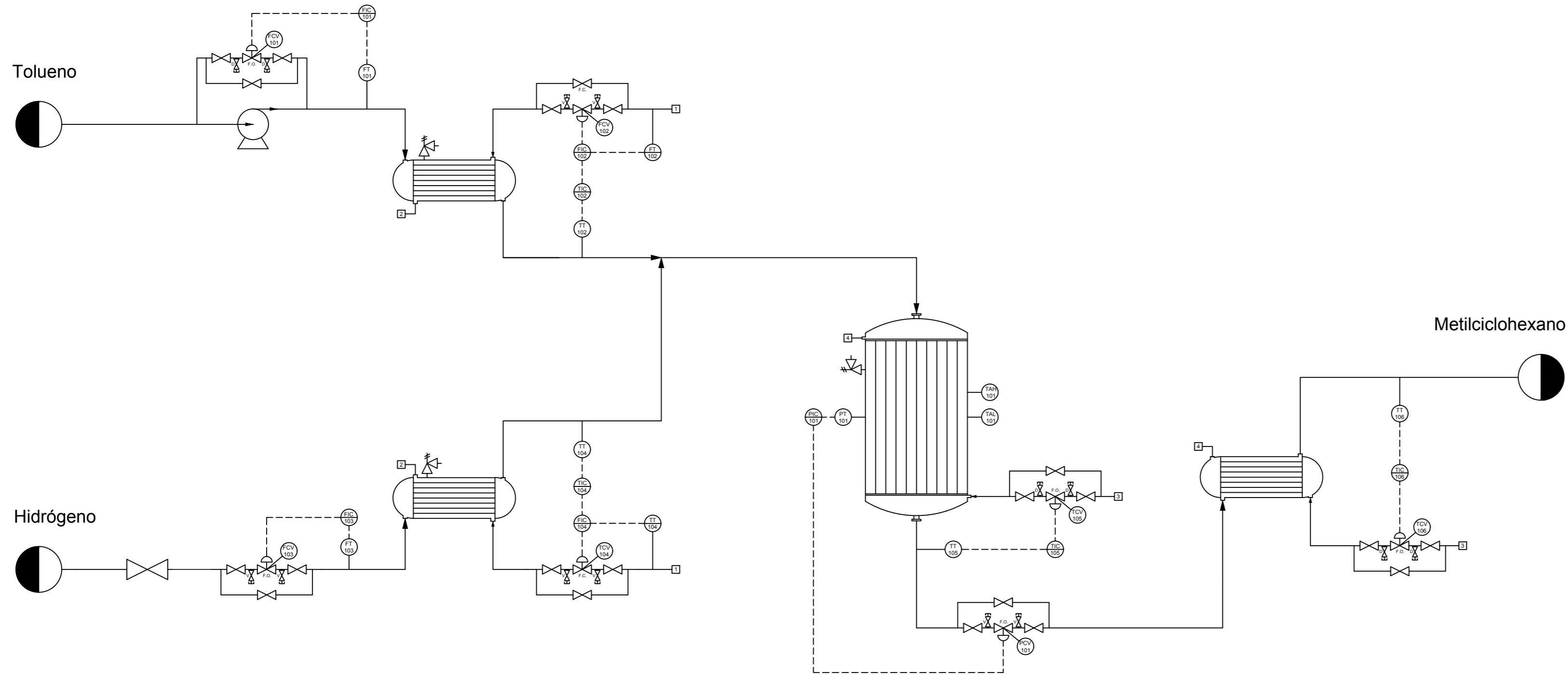
E-101
Intercambiador
de calor de
tolueno

VLV-101
Válvula de
expansión de
hidrógeno

E-102
Intercambiador
de calor de
hidrógeno

R-101
Reactor de
hidrogenación

E-103
Intercambiador
de calor del
producto



REFERENCIA DE PLANOS

PLANO NUM.	TÍTULO	HOJA

NOMENCLATURA

1 Vapor de media presión	3 Agua de refrigeración de entrada
2 Agua a temperatura de ebullición	4 Agua de refrigeración de salida

NOTAS

X: Primera letra
 YY: Letras siguientes
 A: Número de sección
 BB: Número de lazo

Primera letra	Segunda letra	
F: Flujo	A: Alarma	H: Alto
T: Temperatura	C: Controlador	L: Bajo
P: Presión	I: Indicador	V: Válvula
	T: Transmisor	

Válvulas

Válvula de expansión	Válvula de control
Válvula de venteo	Válvula de alivio de presión
Válvula de drenaje	

Localización

Instrumento situado en planta	Instrumento situado en sala de control
-------------------------------	--

Líneas

Conducciones	Línea eléctrica
--------------	-----------------

EQUIPO	SERVICIO
R-101	Reactor de hidrogenación de tolueno

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	PERSONA
1	15-12-2023	Revisión final	Andrea R.N

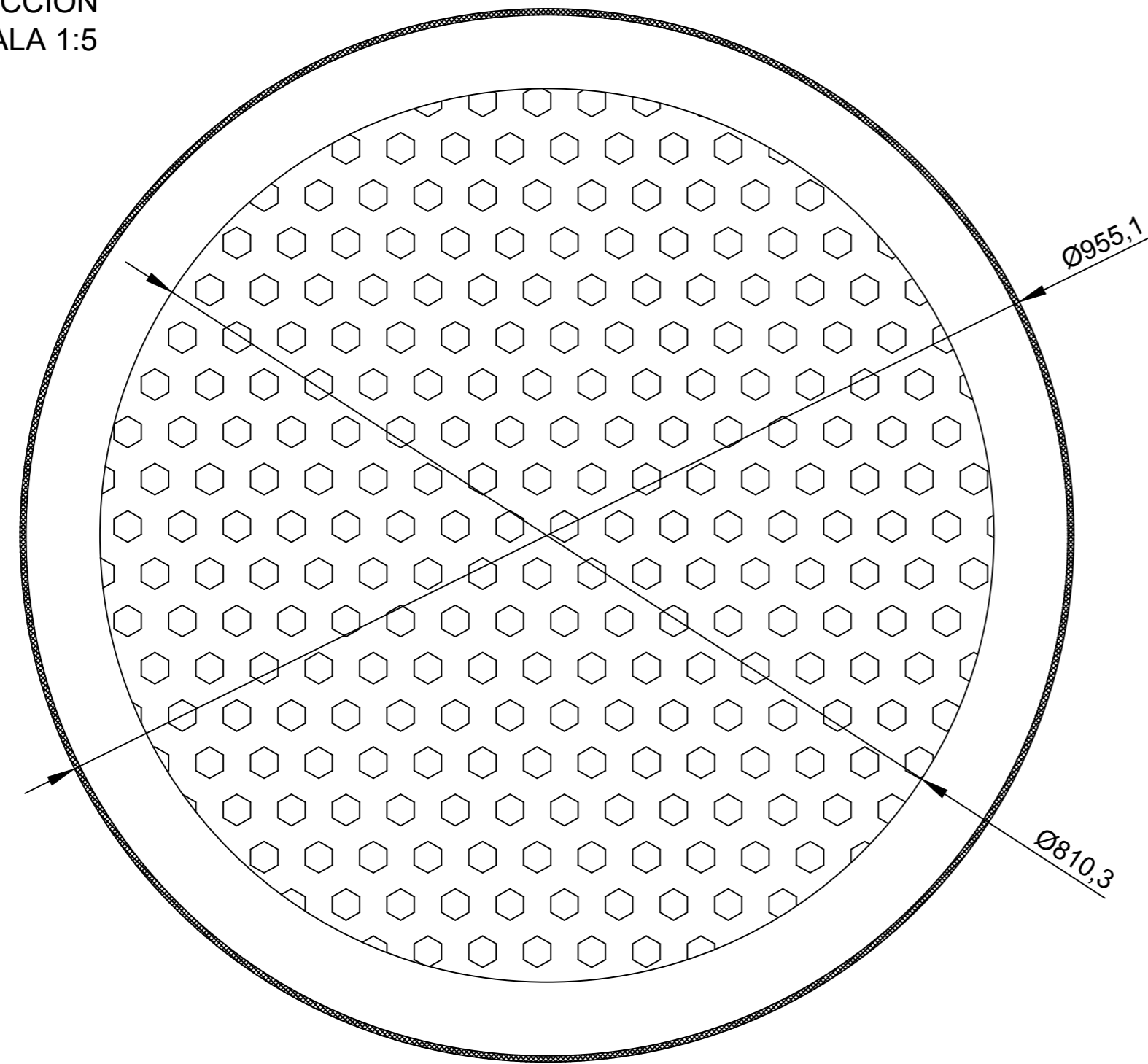
Equipo	Reactor R-101		
	Diámetro exterior de carcasa (m)		0.95
	Altura de líneas tangentes (m)		1.83
Condiciones de diseño	Tubos	Temperatura (°C)	197.78
		Presión (kPa)	308.57
	Carcasa	Temperatura (°C)	72.78
		Presión (kPa)	273.69

UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA - ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXEÑERÍA
 GRAO EN ENXEÑERÍA QUÍMICA - TRABALLO FIN DE GRAO

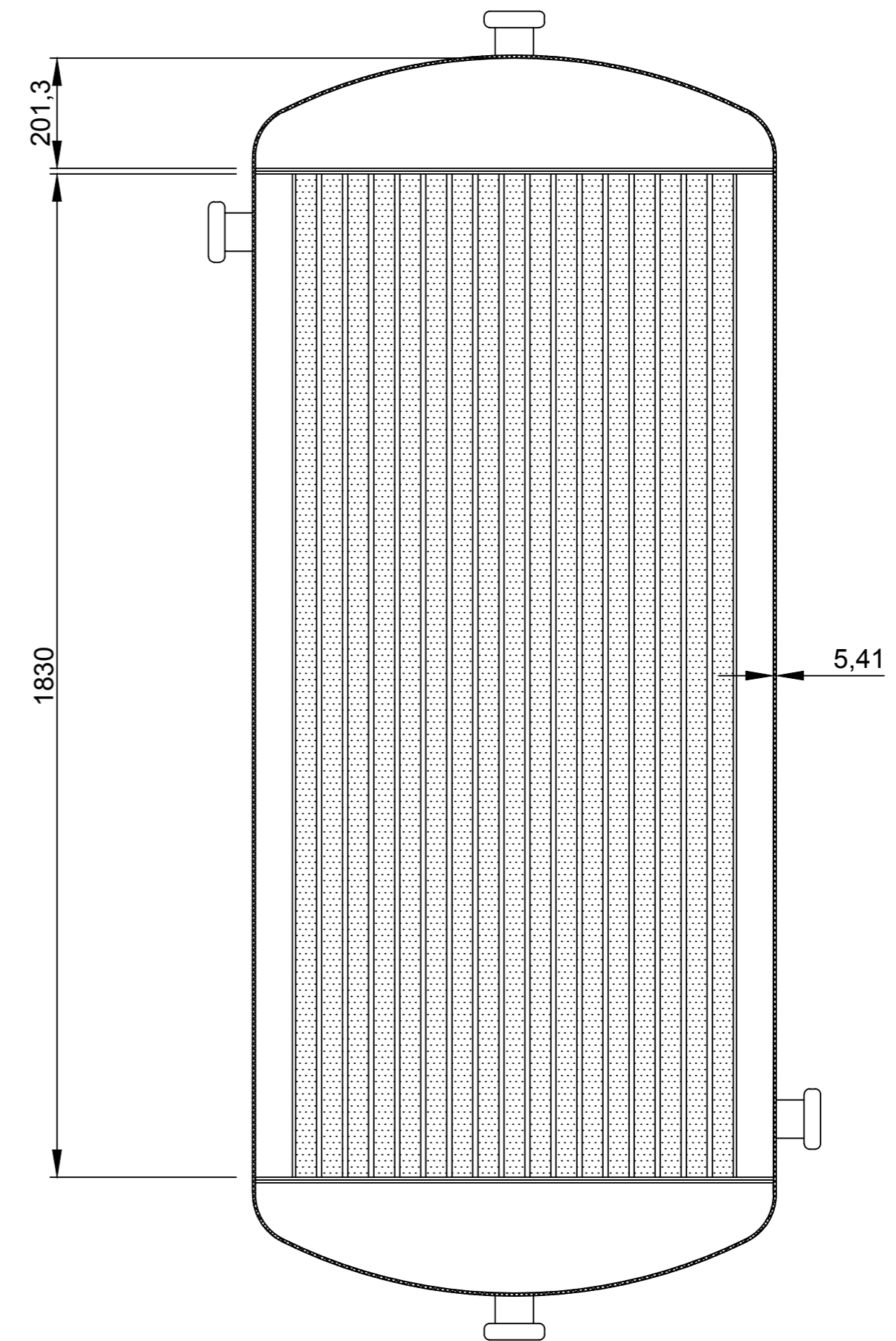
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE METILCICLOHEXANO

AUTORA: ANDREA ROJAS NÓVOA	FIRMA: 	E: S/E
		OCTUBRE 2023

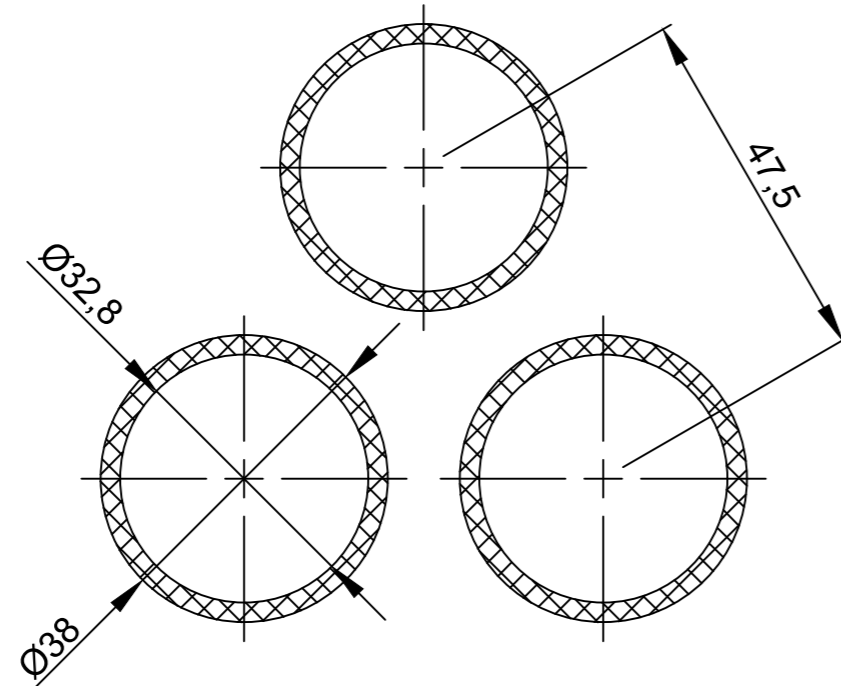
SECCIÓN
ESCALA 1:5

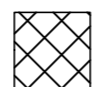
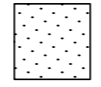



REACTOR R-101
ESCALA 1:10



DISPOSICIÓN DE LOS
TUBOS
ESCALA 1:1



NOTAS	LEYENDA
<ul style="list-style-type: none"> - Todas las medidas están en milímetros. - El material de construcción es acero al carbono. - En la vista de la sección se utiliza un patrón para simular la disposición de los tubos. - El reactor consta de 224 tubos. 	<p>  Acero al carbono  Tubos con catalizador </p>

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE METILCICLOHEXANO		
AUTORA: ANDREA ROJAS NÓVOA	FIRMA: 	E: VER PLANO
DISEÑO DEL REACTOR R-101		OCTUBRE 2023
		5/5

**Documento III:
Estudios con Entidad
Propia**

Estudio de Impacto Ambiental

Índice

Preludio.....	4
1. Descripción del proyecto	4
2. Análisis de alternativas técnicamente viables	5
2.1. Justificación del emplazamiento.....	6
2.2. Justificación de la tecnología utilizada.....	6
3. Inventario ambiental.....	7
3.1. Parámetros físicos y biológicos.....	7
3.1.1. Clima	7
3.1.2. Calidad del aire	8
3.1.3. Terreno	8
3.1.4. Flora y fauna	8
3.1.5. Hidrología.....	9
3.2. Molestias y riesgos inducidos	9
3.2.1. Ruidos	9
3.2.2. Riesgos geotécnicos	9
3.3. Factores estéticos-culturales	9
3.4. Factores sociales y económicos	9
4. Identificación y valoración de impactos.....	10
5. Medidas preventivas para la minimización del impacto global	13
5.1. Medidas preventivas de índole general.....	13
5.1.1. Buenas prácticas durante la fase de obra	13
5.1.2. Gestión de residuos y vertidos.....	13
5.2. Medidas para la minimización del impacto atmosférico	13
5.3. Medidas para la minimización del impacto en el agua y terreno	14
5.3.1. Medidas generales en obra.....	14
5.3.2. Prevención de fugas y vertidos	14
5.3.3. Tanques de almacenamiento.....	14
5.4. Medidas para la mitigación del ruido	14
5.5. Sustancias peligrosas	14
5.6. Medidas para evitar accidentes laborales	15
5.7. Medidas para evitar explosiones e incendios	15
5.8. Medidas para reducir el impacto visual.....	15
5.9. Medidas para mitigar el impacto socioeconómico	15
5.10. Desmantelamiento de la instalación	15
6. Programa de Vigilancia y Seguimiento Ambiental	15
6.1. Medios de realización	16
6.2. Ejecución y operación.....	16

6.3.	Actividades de Seguimiento	16
6.3.1.	Calidad del aire	17
6.3.2.	Calidad de aguas y suelos	17
6.3.3.	Ruido	17
7.	Conclusiones	18
8.	Bibliografía	19

Preludio

El Estudio de Impacto Ambiental (EIA) para la planta de producción de metilciclohexano se ha realizado con el fin de determinar los efectos del proyecto sobre el ecosistema y entorno, tanto en fase de levantamiento como en la puesta en marcha, así como se presentan las medidas correspondientes para minimizar susodichos impactos.

Este Estudio de Impacto Ambiental resulta obligatorio según el artículo 7 de la Ley 21/2013, de 9 de diciembre, de evaluación ambiental, para ciertos tipos de proyectos recogidos en su Anexo I. Este se enmarca en el grupo de industria química, petroquímica, textil y papelera, al ser el tolueno y metilciclohexano productos químicos orgánicos relacionados con la industria petroquímica.

El Estudio de Impacto Ambiental consta de los apartados requeridos según el Anexo VI de la Ley 21/2013^[1]. Estos apartados se desarrollan en el presente documento.

1. Descripción del proyecto

La planta de producción de metilciclohexano a partir de hidrógeno y tolueno tiene una capacidad productiva anual correspondiente a 1.485 ton/año de hidrógeno, operando en continuo 24 horas al día, 330 días al año. Esta se ubica en el Polígono Industrial de Perafort, en Tarragona, un área muy prominente en el sector químico industrial de la península ibérica. El proceso consiste principalmente en una única etapa de acondicionamiento e hidrogenación.

- Proceso:

Primero se acondicionan las materias primas del proceso hasta las condiciones a las que se introducen al reactor de hidrogenación. Para ello la presión de la corriente de alimentación de tolueno se incrementa a 136,2 kPa usando una bomba y posteriormente se aumenta su temperatura hasta los 170°C en un intercambiador de calor. El hidrógeno, almacenado a 150 bar, disminuye su presión usando una válvula de expansión e incrementa su temperatura hasta los 170°C en otro intercambiador.

La mezcla se introduce en el reactor, donde se produce la hidrogenación del tolueno a una presión de 136,2 kPa y temperatura de 170°C, con una conversión del 99% y selectividad del 100%, produciendo metilciclohexano como único producto. Esta reacción es fuertemente exotérmica, por lo que se utiliza un reactor tipo carcasa y tubos, donde se circula el fluido refrigerante por el lado de carcasa.

La corriente de salida del reactor se condensa y enfría para su almacenamiento en tanques hasta su posterior transporte afuera de planta.

Es importante mencionar también los recursos consumidos en planta, entre los que destaca el vapor de media presión y agua de refrigeración, utilidades usadas en los intercambiadores de calor y en el reactor para su refrigeración. También es necesario el uso de gas natural para producir el vapor de utilidad, y la planta consume energía eléctrica durante su funcionamiento.

Los efectos ambientales por destacar son los siguientes:

- Emisiones gaseosas

Los principales focos contaminantes serán los procedentes de las calderas de combustión de gas natural en la producción de vapor de media presión. Este gas natural utilizado en planta será biogás o gas natural sintético, es decir, de procedencia renovable, ya que se pretende que el proyecto sea lo más sostenible posible. Otra opción serían usar calderas de hidrógeno, pero estas requieren características especiales para su uso e instalación, por lo que de momento se prefiere el uso de las calderas de gas, que ya presentan mucha experiencia y comodidad en la industria.

Además, en el caso en el que exista alguna fuga, los compuestos de proceso podrían emitirse a la atmósfera.

- Emisiones líquidas

Estas pueden diferenciarse entre aguas residuales y otro tipo de vertidos. El agua usada en el proceso para operaciones de refrigeración y calefacción no contiene contaminantes químicos, aunque si se produjese una fuga de contaminantes en una corriente de agua de proceso esta debería ser tratada como agua residual industrial. Los efluentes industriales líquidos de planta provienen de los trabajos de limpieza y mantenimiento de los equipos de proceso. Estas se almacenarán para ser analizadas y dirigidas posteriormente al gestor de residuos correspondiente.

En planta se generan otras emisiones en oficinas, vestuarios y otros edificios, las cuales son tratadas como aguas residuales urbanas. También se recogen aguas pluviales, las cuales serán enviadas a la red de aguas residuales municipal.

- Residuos

Los residuos generados pueden ser clasificados como peligrosos o inertes, siendo los primeros generados durante el proceso de producción, como restos del catalizador, y los segundos aquellos generados durante mantenimiento, operaciones de obras o en los edificios administrativos. Estos últimos son residuos sólidos urbanos.

- Ruido

Todos los equipos deben ser diseñados y acondicionados para cumplir con los límites de niveles de ruido marcados por las normativas precedentes. Para ello, se ha de llevar un control de aquellos equipos que puedan causar mayor contaminación acústica, como pueden ser las bombas centrífugas P-101 A y B. Por otra parte, pueden originarse vibraciones durante la operación de la planta, provocándose con mayor intensidad en equipos que trabajen a elevada presión.

2. Análisis de alternativas técnicamente viables

En este apartado se justifica tanto la elección del emplazamiento de la planta como la tecnología utilizada.

2.1. Justificación del emplazamiento

La planta está emplazada en el Polígono Industrial de Perafort 7 en la zona del complejo químico norte de Tarragona. Se trata de un área caracterizada por la presencia de un importante sector industrial tanto a nivel químico como petroquímico. Este espacio es muy adecuado para la construcción de la planta, ya que garantiza el abastecimiento de las materias primas y las utilidades requeridas para la planta de producción de metilciclohexano, así como el transporte del producto, además de que la sitúa en un área con mucho desarrollo futuro de tecnologías de hidrógeno. Estas características fueron las que llevaron a escoger este emplazamiento para ubicar la planta. Además, Tarragona presenta buenas condiciones meteorológicas a lo largo del año, con temperaturas moderadas y precipitaciones no abundantes.

Otro aspecto fundamental fue la disponibilidad de una parcela con espacio suficiente tanto para la instalación del proceso actual, de 42.796 m², como para la posible ampliación de este en un futuro.

2.2. Justificación de la tecnología utilizada

El diseño de la planta de producción de metilciclohexano se realiza teniendo en cuenta las Mejores Técnicas Disponibles (MTD), definidas como las mejores maneras de realizar las actividades industriales para que su impacto sea el menor posible.^[2]

En el ámbito europeo, los documentos BREF recogen las MTD, que se rigen por la Directiva 2010/75/UE, de 24 de noviembre, sobre las emisiones industriales. No existe un BREF específico para la producción de metilciclohexano, pero teniendo en cuenta de que este es un compuesto orgánico, puede aplicarse de manera general el BREF relativo a la producción de productos químicos de gran volumen.^[3] Este documento incluye los fundamentos generales de procesos y operaciones unitarias, de los sistemas de gestión y técnicas que permiten reducir el impacto ambiental del proceso.

Además, pueden aplicarse otros BREFs en el diseño de la planta, como los relacionados con la reducción de emisiones (MTD 3), el tratamiento de las posibles aguas residuales industriales generadas en la planta (MTD 9), tanques de almacenamiento (MTD 10), o la eficiencia energética (MTD 12)

Para disminuir las emisiones, que se encuentran principalmente en las producidas en la combustión de gas natural para la generación del vapor usada en los intercambiadores de calor, se recomienda asegurar una combustión optimizada a través de un buen diseño y operación del equipo. Para ello se debe optimizar la temperatura y el tiempo de residencia en el área de combustión, alimentar al equipo una mezcla eficiente de aire y combustible y mantener un buen control de este. También pueden aplicarse las técnicas correspondientes a las emisiones producidas debido a fallos en el funcionamiento de equipos, entre las que se encuentran la identificación de equipos críticos y sistemas de apoyos para los mismos.

Para reducir las emisiones al agua, el MTD 9 propone establecer una estrategia de gestión y tratamiento de aguas residuales, y separación de efluentes residuales contaminados de aquellos que no lo estén.

En relación con los tanques de almacenamiento, se proponen aplicar sistemas de gestión seguros según las MTD 10, y establecer programas de monitorización ante la posible corrosión, cambios en la forma del tanque o fugas.

Por último, se pretende optimizar la utilización de la energía entre más de un equipo o proceso dentro de la planta como objetivo de mejorar su eficiencia energética. Asimismo, es importante asegurar el buen mantenimiento de esta, y detectar aquellos elementos que puedan afectar a esta eficiencia mediante la realización de revisiones.

3. Inventario ambiental

El Inventario Ambiental permite determinar y valorar posibles impactos que pueda provocar la planta de producción de metilciclohexano en el entorno durante las fases de construcción y explotación. A continuación, se describen cada uno de los parámetros que puedan verse afectados.

3.1. Parámetros físicos y biológicos

3.1.1. Clima

Los factores climáticos, como la temperatura, el viento, las precipitaciones o la humedad, son de gran importancia ya que influyen directamente en el tipo de suelo, la flora y la fauna que presenta una zona determinada.

La planta de producción de metilciclohexano está situada en Tarragona, que se haya al noreste de la península ibérica. Tarragona presenta un régimen climático mediterráneo, definido por inviernos no muy fríos y veranos secos y calurosos. Para la obtención de los valores climatológicos se usará la base de datos de AEMET de la zona del Aeropuerto de Reus, ya que es la más cercana a la localización escogida de la planta.

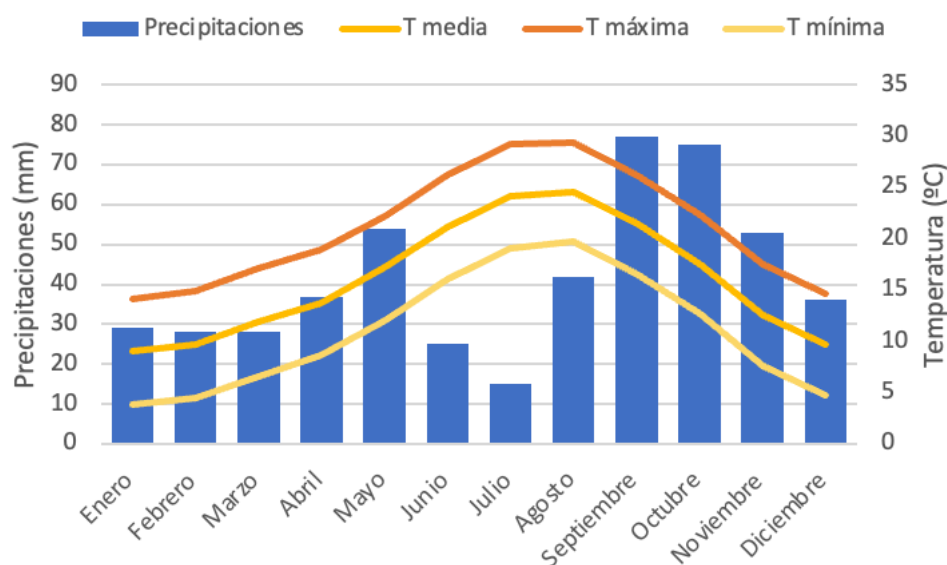


Figura 1. Precipitaciones y temperaturas en la zona del aeropuerto de Reus. Elaboración propia a partir de [5].

Se puede concluir que las temperaturas en la zona de emplazamiento de la planta no son extremas, oscilando entre los 10 y los 25°C de media a lo largo de todo el año, y llegando a temperaturas mínimas y máximas de apenas 4 y 30°C. Además, los valores máximos de precipitaciones se obtuvieron en los meses de septiembre y octubre, con una media mensual de 77 y 75 mm, lo cual no son valores demasiado elevados. La humedad relativa no experimenta variaciones significativas a lo largo del año. Por último, otros factores meteorológicos como nieve, tormenta o helada no suelen producirse a lo largo del año, por lo que no son de gran relevancia.

3.1.2. Calidad del aire

Los estándares de calidad del aire están regulados en España por el Real Decreto 102/2011, de 28 de enero, relativo a la mejora de la calidad del aire. Teniendo en cuenta de que las principales emisiones al aire son las debidas al uso de la caldera para la obtención de las utilidades de vapor, se consideran los límites dictados por la ley relativos a los compuestos obtenidos de dicha combustión, como son el CO o el NO₂. Estos compuestos, junto con otros, se recogen en el anexo I. A continuación, se presentan sus valores límites anuales y horarios.

Tabla 1. Valores límites para ciertos compuestos contaminantes. Elaboración propia a partir de [6].

Compuesto	Valor límite horario
	200 µg/m³
NO ₂	(este valor no se puede superar más de 18 veces al año, y no se debe superar los 40 µg/m ³ anuales)
	10 mg/m³
CO	(referidos a una temperatura de 293 K y 101,3 kPa de presión)

Por otra parte, se pueden encontrar valores de esta calidad gracias a los informes anuales de calidad del aire en la zona de Tarragona en la página web de la Generalitat de Catalunya. Concretamente se han realizado análisis que determinan la cantidad de Compuestos Orgánicos Volátiles en Perafort, zona de ubicación de la planta, junto con otras ubicaciones del complejo químico de Tarragona. En esta se han encontrado restos de hidrocarburos aromáticos en el aire, como benceno y tolueno. ^[7]

Además, la calidad del aire en tiempo real puede ser monitoreada gracias a la página web breezometer. Perafort presenta una calidad del aire razonablemente saludable, siendo el principal contaminante el ozono. ^[8]

3.1.3. Terreno

La planta se localizará en el Polígono Industrial de Perafort, que es Polígono colindante a grandes industrias químicas y petroquímicas como Repsol o Dow, por lo que la construcción de una nueva planta no conllevaría problema asociado al terreno.

3.1.4. Flora y fauna

En España, la Ley 33/2015, de 21 de septiembre, de Patrimonio Natural y de la Biodiversidad, protege a toda la fauna salvaje, tanto si está protegida como no. En Cataluña, el Decreto 172/2022, del Catálogo de fauna salvaje autóctona amenazada y de medidas de protección y de conservación de la fauna salvaje autóctona protegida, proporciona información sobre las especies amenazadas o en peligro de extinción, como la gaviota de Audonin, la tortuga mediterránea o la nutria, entre otros. ^[9]

Tarragona es una región con una amplia red de infraestructuras y terreno urbanizado, lo que apenas deja espacio para la vegetación natural. Además, el paisaje agrícola sigue disminuyendo, ya que se

impulsa el desarrollo empresarial e industrial de la región, al ser estos sectores los más importantes de la zona. La planta se sitúa en un polígono industrial, y, aunque se sitúe en los límites y sea colindante a otros terrenos, se supone que no considera un impacto muy significativo en la zona de implantación.

3.1.5. Hidrología

El polígono en el que se situará la planta pertenece al clúster químico de Tarragona, el cual proporciona un suministro de agua regenerada para uso industrial, que procede del sistema terciario de depuración de aguas de la zona.

Las posibles aguas residuales industriales generadas en proceso, las aguas no contaminadas y pluviales serán enviadas a la planta de reciclado de agua del complejo para su tratamiento, por lo que la construcción de la planta de producción de metilciclohexano no supone ningún cambio significativo en la hidrología del terreno, al tener este ya todas las facilidades necesarias para la instalación de una planta química.

3.2. Molestias y riesgos inducidos

3.2.1. Ruidos

Se debe evaluar el impacto acústico que provoque la planta, ya que este puede afectar a la calidad de vida de la población vecina. Para ello, se deben cumplir con las exigencias marcadas por la Ley 23/2003 del ruido, el Decreto 176/2009 de protección contra la contaminación acústica.

Las posibles fuentes de ruido son procedentes de equipos con piezas rotatorias a gran velocidad como las bombas centrífugas, o circulación de fluidos a gran velocidad. Sin embargo, teniendo en cuenta la ubicación de la planta, la cual es una zona con actividad industrial, se deduce que esta no producirá efectos negativos en la contaminación acústica del área.

3.2.2. Riesgos geotécnicos

La región de Tarragona no presenta actividad sísmica relevante, por lo que se descartan posibles riesgos geotécnicos que puedan resultar en inconvenientes para la construcción de la planta.

3.3. Factores estéticos-culturales

Al estar situada en la zona del clúster químico de Tarragona, donde ya hay una importante presencia industrial, no se considera ningún impacto significativo en el paisaje natural o en el patrimonio cultural de la zona.

3.4. Factores sociales y económicos

Tarragona consta de una superficie de 57,9 km² y una población de 485.314 residentes. Esta es la segunda área de desarrollo económico de Cataluña, por detrás de Barcelona, debido principalmente a su amplio sector servicios. El sector económico industrial es el segundo mayor sector que más empleo produce en la región de Tarragona, como se puede observar en la Tabla 2.

Tabla 2. Trabajadores por sector económico en Tarragona a finales del 2022. Elaboración propia a partir de [13].

Sector	Personas (en miles)	Porcentaje (%)
Agricultura	13,4	3,76
Industria	70	19,66
Construcción	23,9	6,71
Servicios	248,8	69,89
Total	356	100,00

Durante el tercer trimestre de 2023, la tasa de desempleo de Tarragona se sitúa en un 9,6% ^[14], por lo que se considera que la puesta en marcha del proyecto planta de producción de metilciclohexano supondrá un impacto positivo en la zona, ya que generará trabajos en todas sus fases.

4. Identificación y valoración de impactos

Para la valoración de los impactos ambientales descritos anteriormente en el inventario ambiental se utiliza la matriz de Leopold. Este se trata de un manera no sistemática y cualitativa que sirve para detectar y evaluar los efectos sobre el medioambiente. Para ello, se utiliza una matriz cuyo eje vertical contiene los factores ambientales y en el eje horizontal, las acciones del proyecto, lo que permite determinar el impacto de cada una de estas en el ambiente. Dentro de las casillas de interacción se proporcionan los valores de magnitud e importancia.

- **Magnitud:** se refiere a la evaluación del impacto o la posible alteración que puede ser causada. Va en escala de 1 a 5 precedida de un signo, que es positivo si el impacto es positivo o negativo si este efecto lo fuese.
- **Importancia:** refleja la extensión o alcance del impacto desde un punto de vista cuantitativo. No depende de la magnitud, pero también toma un valor del 1 al 5.

Tabla 3. Significado de valores de magnitud e importancia en la matriz de Leopold.

Magnitud		Importancia	
Valor	Significado	Valor	Significado
1	Muy baja	1	Sin importancia
2	Baja	2	Poco importante
3	Media	3	Importancia media
4	Alta	4	Importante
5	Muy alta	5	Muy importante

Dentro de la matriz de Leopold se analizan los impactos de las fases de construcción y explotación del proyecto. Estos aspectos son descritos y explicados para cada una de las fases, y en la Tabla 4 se representa el resultado comprendido en la matriz de Leopold.

La planta de producción de metilciclohexano se situará en las inmediaciones de un polígono industrial, por lo que se considera que ciertos factores no tendrán un efecto negativo tan significativo sobre el medio como si se tratase de una zona sin previa relevancia industrial.

En la fase de construcción las acciones del proyecto con mayor impacto negativo serán aquellas que modifiquen el terreno, como son el acondicionamiento del terreno y la construcción de la planta, ya que se erosionará el terreno y se modificaría el ecosistema de los animales o plantas que pudiesen habitar en la parcela sin edificar. Las obras también pueden afectar negativamente a la calidad del aire, por motivo de la emisión de partículas en estado sólido a la atmósfera, y a los niveles de ruido, al usar maquinaria pesada para la construcción de la planta. Sin embargo, al estar situada en una zona industrial, se considera que los impactos negativos de la planta no son especialmente significativos. Por otra parte, en esta fase se generarán nuevas posiciones laborales, lo que resulta en un impacto positivo como la economía de la zona.

Durante la fase de explotación de la planta se emitirán emisiones gaseosas a la atmósfera y se provocarán, aunque que se espera que, en muy poca medida, ciertos niveles de ruido. Esto afecta negativamente tanto a la calidad del aire como a los niveles de ruido. Respecto a los factores biológicos, la fauna y la flora no podrían ubicarse en el terreno debido a la presencia de la planta. También se debe tener en cuenta que se producirán aguas residuales de diferente naturaleza, que, en caso de no ser tratadas, podrían afectar muy negativamente a la calidad del agua. Por otra parte, la explotación de la planta generaría puestos de trabajo, lo que afecta positivamente a los aspectos socioeconómicos.

En conclusión, la construcción de una nueva planta industrial presenta, en todos los casos, aspectos positivos y negativos sobre el medio ambiente, y, al estar situada la planta de producción de metilciclohexano en una zona industrial, aunque ciertos factores que se vean afectados negativamente, como los físicos o biológicos, no se considera que su impacto global sea muy significativo.

Tabla 4. Matriz de Leopold para la planta de producción de metilciclohexano.

ACCIONES DEL PROYECTO			FASE DE CONSTRUCCIÓN										FASE DE EXPLOTACIÓN										Nº INDICADORES POSITIVOS	Nº INDICADORES NEGATIVOS	IMPACTO POR SUBCOMPONENTE		
			Acondicionamiento del terreno		Instalaciones de obra		Construcción de la planta, cimientos y estructuras		Almacenamiento de escombros y material de obra		Tránsito de vehículos pesados		Operación de la planta		Limpieza y mantenimiento		Ocupación de terreno		Tránsito de vehículos		Emisiones a la atmósfera					Generación de residuos	
FACTORES AMBIENTALES			M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I			
Criterios de Valoración			M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I			
FISICO	SUELO	Tasa de erosión	-4	4			-3	2			-2	2					-3	2	-2	2					0	5	-36
		Estructuras	-2	2			-3	2			-2	2	-2	2	-2	2	-3	1	-2	2			-1	1	0	8	-30
	AGUA	Turbidez	-1	1			-2	1					-2	2									-2	2	0	4	-11
		Toxicidad											-1	1									-1	1	0	2	-2
	ATMÓSFERA	Calidad del aire	-3	3			-3	2			-3	1	-2	2					-3	3	-2	2			0	6	-35
		Ruido	-3	3			-3	3	-2	2	-3	2	-2	3	-2	2			-2	2					0	7	-42
PAISAJE	Calidad	-2	3	-2	2	-2	2	-1	1	-1	1					-1	3							0	6	-19	
BIOLÓGICO	Flora	Hábitat	-4	3	-2	1	-3	3			-1	2	-1	1			-1	2	-1	2			-1	1	0	8	-31
		Estructura y composición	-3	2	-2	1	-2	3			-1	2	-1	1			-1	2	-1	2					0	7	-21
	Fauna	Hábitat	-2	2	-2	1	-2	3			-1	2	-1	1			-1	2	-2	2			-1	1	0	8	-22
SOCIO ECONÓMICO	POBLACIÓN	Migración			2	2							3	4	3	4	3	4	3	4					5	0	52
	TERRITORIO	Uso de la Tierra			1	1	3	2								4	4							3	0	23	
	ECONOMÍA	Generación de Empleo	4	4			5	4			3	2	4	4	4	4			4	4					6	0	90
	Cultura	Infraestructuras																							0	0	0
INDICADORES con MAGNITUD POSITIVA			1	2	2	0	1	2	2	2	2	2	2	2	0	0	14										
INDICADORES con MAGNITUD NEGATIVA			9	4	9	2	8	7	3	6	7	1	5												61		
SUMA DE PRODUCTOS (M x I)			-51	-5	-28	-5	-18	10	16	10	-1	-4	-8													-84	

5. Medidas preventivas para la minimización del impacto global

Estas medidas tienen como objetivo prevenir y enmendar los impactos adversos de la planta sobre el medio ambiente, tanto en su diseño como en todas sus fases. Las medidas compensatorias, en la medida de lo posible, se compondrán de acciones de la misma naturaleza y con efectos opuestos a aquellas que resulten en impactos negativos.

5.1. Medidas preventivas de índole general

5.1.1. Buenas prácticas durante la fase de obra

Durante la fase de obras, deben tomarse medidas para disminuir los impactos en los alrededores de la planta y minimizar las molestias sobre la población cercana. Algunas de estas se presentan a continuación.

Deben escogerse máquinas que no generen una contaminación acústica excesiva, y deben mantenerse en buen estado, con el objetivo de evitar derrames de combustibles o aceites que puedan filtrarse en el terreno y afectar negativamente la calidad del suelo. Este mantenimiento y limpieza deben realizarse en lugares específicos para ello, de manera que los residuos generados sean correctamente gestionados. Por otra parte, se deben limitar actividades que puedan emitir partículas a la atmósfera a los periodos con menor inestabilidad meteorológica. Para ello, también se limitará la velocidad máxima de la maquinaria móvil a 30 km/h.

También es fundamental la correcta elección de suministradores y contratistas que participen en la construcción de la planta, teniendo en cuenta ciertos criterios ambientales que puedan garantizar una correcta gestión medioambiental. Además, durante la fase de explotación se seguirá un sistema de gestión medioambiental según la norma ISO 14000.

5.1.2. Gestión de residuos y vertidos

Como se ha mencionado anteriormente, los residuos mencionados deben ser tratados y gestionados correctamente, siendo almacenados en contenedores o tanques hasta recibir el tratamiento adecuado según su naturaleza por una empresa especializada. Aquellos residuos de naturaleza más peligrosa deberán ser almacenados en recipientes más seguros en los que el riesgo de fuga sea mínimo.

5.2. Medidas para la minimización del impacto atmosférico

La implementación de estas medidas dependerá de la fase específica en la que se encuentre la planta. Durante la fase de obras deben minimizarse las emisiones a la atmósfera tanto de contaminantes como de partículas sólidas en suspensión, mientras que, en la fase de explotación, la planta se regirá por las MTD explicadas anteriormente, con el objetivo de reducir las emisiones derivadas de la combustión en la caldera.

5.3. Medidas para la minimización del impacto en el agua y terreno

5.3.1. Medidas generales en obra

Para evitar daños sobre el terreno, se deben mantener la maquinaria y vehículos en buen estado, como se ha mencionado anteriormente, y su limpieza debe realizarse en lugares acondicionados para evitar los derrames sobre el terreno. También se evitará que las partículas en suspensión generadas durante la obra se viertan a las aguas, filtrando los efluentes de forma adecuada.

Por último, se asegurará que los cimientos de la planta tengan un espesor suficiente para evitar impactos negativos sobre la calidad del suelo y de las aguas subterráneas.

5.3.2. Prevención de fugas y vertidos

Las fugas y derrames suponen un gran inconveniente, tanto a nivel económico, ya que se pierde parte del producto, como ambiental, ya que estos residuos deben ser eliminados para evitar que el impacto ambiental negativo sea significativo. Para ello, se realiza el almacenamiento de los compuestos que presenten un mayor peligro para el medio ambiente en recipientes y en áreas en las que las fugas sean poco probables. Este almacenamiento debe revisarse periódicamente para asegurar su buen estado.

Se realiza también un estudio de prevención de fugas en la fase del diseño, y se realizan instalaciones, como diques o drenajes, que permitan reducir los impactos ante una posible fuga o derrame.

5.3.3. Tanques de almacenamiento

Estos tanques deben ser almacenamientos seguros en los que se realicen controles de nivel para asegurar la inexistencia de fugas, equipados con válvulas de seguridad y de alivio de presión en su parte superior, alarmas, etc. El llenado de los mismos debe realizarse por el fondo, y el lugar donde se encuentran debe estar acondicionado ante un posible accidente, por ejemplo, mediante diques en caso de derrame.

5.4. Medidas para la mitigación del ruido

Estas medidas se aplican sobre todo a la fase de construcción de la planta, ya que, durante la explotación, el impacto acústico no será significativo, al estar situada la planta en un área industrializada y ser un proceso pequeño sin muchos equipos con piezas móviles. El alza de los niveles de ruido se dará pues, debido a la maquinaria pesada utilizada en las obras. La maquinaria de obra estará homologada por la modificación del Real Decreto 524/2006 sobre el Real Decreto 212/2002, de 22 de febrero, que regula los niveles de emisión de ruidos de la maquinaria de obra.

Por otra parte, deben monitorearse los niveles de ruido para garantizar el cumplimiento de las normativas correspondientes.

5.5. Sustancias peligrosas

En la planta de producción de metilciclohexano se utilizan sustancias químicas peligrosas, por su inflamabilidad, en la que destaca el hidrógeno, y por sus riesgos toxicológicos para la salud y para el medio ambiente, destacando el tolueno y el metilciclohexano. Por eso, en la planta se debe cumplir con lo dispuesto en el Real Decreto 840/2015, de 21 de septiembre, para lo que se ha desarrollado con anterioridad, entre otras cosas, un inventario de las sustancias usadas en planta.

5.6. Medidas para evitar accidentes laborales

Con el objetivo de evitar accidentes laborales y garantizar la seguridad de los trabajadores, se llevará a cabo el cumplimiento de las siguientes leyes y decretos durante toda la ejecución del proyecto.

- Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales.
- Real Decreto 1627/1997, de 24 de octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y de salud en las obras de construcción.
- Real Decreto 486/1997, de 14 de abril, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud en los lugares de trabajo.
- Real Decreto 840/2015, de 21 de septiembre, por el que se aprueban medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas.

5.7. Medidas para evitar explosiones e incendios

Dado que se manejan sustancias inflamables y peligrosas en la planta, es fundamental adherirse estrictamente a las normativas de seguridad, como el Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, y seguir los protocolos establecidos para minimizar cualquier riesgo asociado, elaborando un Plan de Emergencia Interior para precaverse ante los accidentes laborales y atenuar sus efectos.

5.8. Medidas para reducir el impacto visual

La planta de producción de metilciclohexano estará localizada en un área industrial, no se considera que se produzca un impacto significativo, pero con el objetivo de reducirlo durante la fase de obras se instalará una valla opaca entre las obras y el exterior.

5.9. Medidas para mitigar el impacto socioeconómico

El impacto socioeconómico de la planta será positivo en la región, por lo que no se debe presentar ninguna medida para reducirlo.

5.10. Desmantelamiento de la instalación

Una vez la planta llega al fin de su vida útil, se procede a su fase de abandono, en la que se rehabilita el terreno y se gestionan los recursos generados, y se produce una serie de impactos ambientales semejantes a los generados en la fase de obras. Es necesario, pues, establecer un plan para la recuperación de la zona, y clasificar los residuos en peligrosos y no peligrosos, y tratarlos según sea correspondiente.

6. Programa de Vigilancia y Seguimiento Ambiental

El programa de Vigilancia Ambiental (PVA) es un documento de control perteneciente al Estudio de Impacto Ambiental que establece un sistema para garantizar el cumplimiento de las indicaciones y medidas previstas con el objetivo de prevenir, corregir, y compensar susodicho impacto ambiental.

Para ello instaura un conjunto de especificaciones técnicas que permiten a la Administración realizar el seguimiento de lo establecido en el Estudio. En el Programa de Vigilancia Ambiental se señalan los aspectos a vigilar y se propone un método adecuado para hacerlo, tanto en fase de obras como en fase de explotación.

6.1. Medios de realización

Este Programa será puesto en práctica por una compañía independiente de las encargadas de efectuar el proyecto con el objetivo de garantizar el cumplimiento del programa. Para su correcta ejecución, son necesarios una serie de medios:

- Medios humanos: como el responsable de la ejecución del programa, que contará con suficiente experiencia en el ámbito medioambiental y conocimientos del proyecto, técnicos de análisis de datos y otros consultores expertos.
- Medios materiales: se dispondrán de todos los materiales que se consideren necesarios, como los instrumentos de medida adecuados para determinar los parámetros correspondientes.

6.2. Ejecución y operación

Para ejecutarse correctamente, el Programa debe seguir una serie de pasos. Susodichas etapas se listan a continuación:

- Puesta a punto del material necesario en el desarrollo de la vigilancia ambiental: deben calibrarse los instrumentos que serán utilizados y determinar que están en buen estado para la realización de mediciones. Toda la información relacionada con los medios materiales usados debe ser recopilada en un archivo de medios materiales.
- Obtención, almacenamiento y organización de datos: se procede a la toma periódica de los datos necesarios, que serán almacenados en un diario de seguimiento ambiental para su posterior evaluación.
- Análisis de la información obtenida: se realiza la interpretación de los datos, comparándolos con los valores límites establecidos por la legislación, y a partir del resultado obtenido, se toman decisiones respecto a las obras realizadas. Se realizan informes periódicos que contengan un resumen de toda la información recabada, los cuales serán mensuales durante la fase de construcción, y anuales durante la fase de operación.
- Retroalimentación: en el informe anual se reflejará la eficacia de las medidas aplicadas y contendrá nuevas medidas propuestas en el caso de ser necesario.

6.3. Actividades de Seguimiento

Se realizan actividades de seguimiento sobre cada posible impacto ambiental negativo que derive de la ejecución del proyecto. Se determina el parámetro, el objetivo, la ubicación del control, el medio y la periodicidad.

6.3.1. Calidad del aire

- **Parámetro:** concentraciones de compuestos contaminantes y partículas sólidas en suspensión en el aire.
- **Objetivo:** controlar que la planta no tenga efectos negativos sobre la calidad del aire, tanto en su construcción como en la fase de operación.
- **Ubicación:** la toma de datos se realizará en zonas de funcionamiento de maquinaria durante la fase de obras, y en zonas cercanas a los focos de emisión a lo largo de la fase de explotación.
- **Medio de control:** dispositivo de medición de la concentración de gases en el aire.
- **Periodicidad:** se realizarán informes mensuales durante la fase de construcción y el control de calidad de aire será continuo en la fase de operación, ya que es uno de los parámetros más relevantes en el análisis del impacto ambiental.

6.3.2. Calidad de aguas y suelos

- **Parámetro:** concentraciones de contaminantes tanto en las aguas superficiales como en las residuales.
- **Objetivo:** controlar que la construcción y operación de la planta no tenga efectos negativos sobre la calidad del agua.
- **Ubicación:** la toma de muestras se realiza durante todas las fases del proyecto y en toda la superficie de la planta.
- **Medio de control:** control de los vertidos y residuos producidos en la fase de obras y explotación mediante la toma de muestras y análisis de estas en laboratorio.
- **Periodicidad:** se realizarán controles continuos durante la fase de construcción, y posteriormente durante la fase de explotación.

6.3.3. Ruido

- **Parámetro:** niveles de ruido.
- **Objetivo:** controlar que la planta no tenga efectos negativos sobre los niveles de ruido, en todas las fases de la planta.
- **Ubicación:** se medirán los niveles de ruido especialmente en aquellas zonas en las que se prevea un mayor efecto debido a la presencia de equipos con piezas móviles en la fase de operación, y generalmente en los alrededores planta en la fase de obras.
- **Medio de control:** sonómetro

- Periodicidad: continuamente mientras duren las obras y a posteriori durante la operación de la planta en zonas con mayor probabilidad de contaminación acústica.

7. Conclusiones

Tras analizar y evaluar los efectos positivos y negativos, y de desarrollar las medidas propuestas para reducirlos, se llega a las siguientes conclusiones acerca del proyecto desarrollado en esta documentación.

La implantación de la planta no causa impactos negativos significativos sobre el paisaje, la flora y la fauna, en ninguna de sus fases, debido a su ubicación en un área industrial en el territorio de Tarragona. Durante la fase de construcción cabe destacar la contaminación acústica y atmosférica debido a la maquinaria y el tráfico de vehículos, y la erosión del suelo debido al acondicionamiento del terreno y a los cimientos y estructuras. En la fase de explotación será importante controlar las emisiones a la atmósfera y los niveles de ruido, así como realizar un buen mantenimiento de los equipos para evitar posibles derrames o fuga.

Sin embargo, no se considera que los impactos mencionados anteriormente puedan llegar a tener gran importancia, ya que efectos negativos se podrían prevenir y/o corregir llevando a cabo el Programa de Vigilancia Ambiental, mediante el cual se aseguraría el seguimiento de las normativas vigentes, minimizando su impacto sobre el medio ambiente.

Por otra parte, el desarrollo de un proyecto implica generación de empleo en todas sus fases, lo que resulta en un importante impacto socioeconómico positivo, haciendo que, en general, la implementación del proyecto se considere positivo.

8. Bibliografía

1. Ley 21/2013, de 9 de diciembre, de evaluación ambiental [En línea]. [Consultado el 1 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-2013-12913>
2. *MDT: Todo sobre su marco legal en España y en Europa*. [En línea]. BAT Reference Document, European Commission. [Consultado el 3 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.inerco.com/blog/mtd/>
3. *Production of Large Volume Organic Chemicals*. [En línea]. inerco.com [Consultado el 2 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/production-large-volume-organic-chemicals-0>
4. *Documentos de las Mejores Técnicas Disponibles*. [En línea]. Ministerio para la transición ecológica y el reto demográfico, Gobierno de España. [Consultado el 2 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://prtr-es.es/documentos/documentos-mejores-tecnicas-disponibles>
5. *Valores climatológicos normales, Reus aeropuerto*. [En línea]. AEMET. [Consultado el 3 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.aemet.es/es/serviciosclimaticos/datosclimatologicos/valoresclimatologicos?l=0016A&k=43>
6. Real Decreto 102/2011, de 28 de enero, relativo a la mejora de la calidad del aire. [En línea]. [Consultado el 3 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-2011-1645&p=20230125>
7. *Campanya de vigilància de la qualitat de l'aire per a compostos orgànics volàtils (COV) i hidrocarburs aromàtics policíclics (HAP) al camp de tarragona*. [En línea]. Generalitat de Catalunya. [Consultado el 3 de noviembre de 2023]. Disponible en: https://mediambient.gencat.cat/web/.content/home/ambits_dactuacio/atmosfera/qualitat_de_laire/QA_Camp_Tgn/dades/publicacions/Campanyes-COVs-HAPs-Camp-de-Tarragona-2021-1_SEM.pdf
8. *Calidad del aire de Perafort*. [En línea]. breezometer.com [Consultado el 4 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.breezometer.com/air-quality-map/es/air-quality/spain/perafort>
9. *Las especies protegidas y amenazadas* [En línea]. Medio ambiente y sostenibilidad, Generalitat de Catalunya. [Consultado el 5 de noviembre de 2023]. Disponible en: [https://mediambient.gencat.cat/es/05_ambits_dactuacio/patrimoni_natural/fauna-autoctona-protegida/gestio-especies-protegides-amenacades/index.html?q=&cat=b4a51190-6fd4-11ed-8710-005056924a59&submit="+](https://mediambient.gencat.cat/es/05_ambits_dactuacio/patrimoni_natural/fauna-autoctona-protegida/gestio-especies-protegides-amenacades/index.html?q=&cat=b4a51190-6fd4-11ed-8710-005056924a59&submit=)
10. Ley 33/2015, de 21 de septiembre, por la que se modifica la Ley 42/2007, de 13 de diciembre, del Patrimonio Natural y de la Biodiversidad. [En línea]. [Consultado el 5 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-2015-10142>

11. Ley 37/2003, de 17 de noviembre, del Ruido. [En línea]. [Consultado el 5 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2003-20976>
12. Decreto 176/2009, de 10 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de la Ley 16/2002, de 28 de junio, de protección contra la contaminación acústica, y se adaptan sus anexos. [En línea]. [Consultado el 5 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://portaljuridic.gencat.cat/eli/es-ct/d/2009/11/10/176>
13. *Ocupados por sector económico y provincia*. [En línea]. Instituto Nacional de Estadística [Consultado el 6 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.ine.es/jaxiT3/Tabla.htm?t=3991&L=0>
14. *Encuesta de población activa* [En línea]. Instituto de Estadística de Cataluña, Generalitat de Catalunya [Consultado el 6 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.idescat.cat/treball/epa?tc=4&id=it4044&lang=es>
15. Real Decreto 524/2006, de 28 de abril, por el que se modifica el Real Decreto 212/2002, de 22 de febrero, por el que se regulan las emisiones sonoras en el entorno debidas a determinadas máquinas de uso al aire libre. [En línea]. [Consultado el 6 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2006-7900>
16. Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de prevención de Riesgos Laborales. [En línea]. [Consultado el 6 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-1995-24292#>
17. Real Decreto 486/1997, de 14 de abril, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud en los lugares de trabajo. [En línea]. [Consultado el 7 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-1997-8669>
18. Real Decreto 1627/1997, de 24 de octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y de salud en las obras de construcción. [En línea]. [Consultado el 7 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-1997-22614>
19. Real Decreto 840/2015, de 21 de septiembre, por el que se aprueban medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas. [En línea]. [Consultado el 7 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-2015-11268>
20. Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales. [En línea]. [Consultado el 7 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2004-21216>

Documento V: Presupuesto

Índice

1.	Introducción.....	3
2.	Capital fijo	3
2.1.	Coste de los equipos	3
2.2.	Costes directos e indirectos.....	6
2.2.1.	Costes directos.....	6
2.2.2.	Costes indirectos.....	8
3.	Coste de la parcela.....	9
4.	Capital circulante	9
5.	Presupuesto total.....	9
6.	Bibliografía	11

1. Introducción

En el presente documento se detalla una estimación del presupuesto al que asciende la construcción e instalación de la planta de producción de metilciclohexano, para lo que se ha empleado el método factorial.

En el presupuesto se incluye el capital fijo, el capital circulante y el coste de la parcela. Dentro del capital fijo se deben considerar los costes de adquisición e instalación de los equipos, así como de los servicios o utilidades necesarias. El capital circulante es el necesario para el mantenimiento de la operación de la planta, incluyendo los salarios de los trabajadores, el mantenimiento del inventario de materias primas y productos, dinero en efectivo en reserva, etc.

La precisión de este presupuesto se estima del 30%, al ser de clase 4, pues el proyecto incluye diagrama de flujo y el diseño aproximado de los equipos en el mismo. Este presupuesto se ha realizado para la capacidad actual usando las correlaciones y métodos disponibles de cálculo, los cuales no reflejan exactamente el coste actual de los equipos o de las partidas, por lo que su valor es meramente orientativo, y tampoco tiene en cuenta las posibles ampliaciones del proceso o cambios mayores en el proyecto.

2. Capital fijo

2.1. Coste de los equipos

Primero se realiza una estimación del coste de los equipos, ya que a partir de este se van a calcular el resto de las partidas. Dependiendo del equipo se debe emplear un parámetro, como peso, área, o potencia, que en algunos casos deben ser calculadas.

Para obtener el coste base del equipo se suelen utilizar correlaciones. Para la estimación del coste de los equipos presentes en la planta de producción de metilciclohexano se utiliza la Ecuación 1:

$$C_B = a + b \cdot S^n \quad (1)$$

Donde C_B es el coste base, en dólares, a , b y n son constantes definidas para cada equipo, y S es el parámetro correspondiente. Los valores para cada uno de estos se presentan en la Tabla 1, junto con el rango del parámetro S en el que es válido el uso de esta correlación.

El reactor R-101 es análogo a un intercambiador de carcasa y tubos de cabezal flotante, y se calcula como este equipo.

Tabla 1. Parámetros de la correlación para los equipos del proyecto.

Equipo	S	S _{inferior}	S _{superior}	a	b	n
Bomba	Flujo (L/s)	0,2	500	3300	48	1,2
Intercambiador de calor de carcasa y tubos	Área (m ²)	10	1000	10000	88	1
Recipiente a presión vertical	Masa carcasa (kg)	150	69200	-400	230	0,6
Reactor	Área	10	1000	11000	88	1

Los costes bases calculados hay que multiplicarlos por factores de corrección respecto a material, presión y temperatura si fuese necesario. Algunos de estos factores son específicos al tipo de equipo usado, como intercambiadores de calor, ya que concretan la corrección al tener en cuenta su complejidad de construcción.

Tabla 2. Factor de material.

Material	Factor (f_M)
Acero al carbono	1
Aluminio	1,3
Acero fundido de baja aleación	2,4
Acero fundido de alta aleación	3,4
Hastelloy C	3,6
Monel	4,1
Nickel e inconel	4,4
Titanio	5,8

Tabla 3. Factor de material específico para intercambiadores de calor.

Material	Factor (f_M)
Carcasa y tubos de acero al carbono	1
Carcasa de acero al carbono y tubos de aluminio	1,3
Carcasa de acero al carbono y tubos de monel	2,1
Carcasa de acero al carbono y tubos de acero fundido de baja aleación	1,7
Carcasa de acero al carbono y tubos de acero fundido de alta aleación	2,9

Tabla 4. Factor de presión.

Presión de diseño (bar absoluto)	Factor (f_M)
0,01	2
0,1	1,3
0,5 a 7	1
50	1,5
100	1,9

Tabla 5. Factor de temperatura.

Temperatura de diseño (°C)	Factor (f _M)
0 - 100	1
300	1,6
500	2,1

Por otra parte, debe tenerse en cuenta que los datos de la correlación aplicados anteriormente son antiguos, por lo que es necesario la actualización del coste según la siguiente ecuación, que utiliza los índices de costes, que cambian con los años debido a cambios en el valor del dinero en el tiempo:

$$\frac{C_1}{C_2} = \frac{\text{Índice 1}}{\text{Índice 2}} \quad (2)$$

Los datos que se emplean en la actualización de los costes se muestran a continuación:

Tabla 6. Índices de costes CEPCI para los años correspondientes. [1 y 2]

Año	Índice
2006	478,6
2023	808,8

Por último, el coste está calculado en dólares, por lo que es necesario realizar su conversión a euros, teniendo en cuenta su equivalencia.

Tabla 7. Conversión de dólares a euros. [3]

Moneda	Valor
Dólar	1
Euro	0,92

Aplicando los factores correspondientes, se calcula el coste individual de cada equipo y el coste total.

Tabla 8. Coste individual por equipo y coste total de los equipos.

Equipo	Coste
Bomba P-101 A	5.197,99 €
Bomba P-101 B	5.197,99 €
Intercambiador E-101	22.088,78 €
Intercambiador E-102	22.277,09 €
Intercambiador E-103	24.915,38 €
Reactor R-101	43.863,43 €
TOTAL	123.540,7 €

2.2. Costes directos e indirectos

El coste anteriormente calculado del equipo se corresponde solo al precio de adquisición, y deben añadirse los costes directos e indirectos correspondientes, como los costes de instalación, tuberías y válvulas, sistemas de control, estructuras, etc. Para ello se aplican factores, y el coste total de los equipos se corresponderá a:

$$C_F = \sum_i f_i \cdot C_{E,i} \quad (3)$$

2.2.1. Costes directos

Los factores que se tienen en cuenta para este cálculo se muestran en la Tabla 9.

Tabla 9. Factores de los costes directos.

Item	Factor
Instalación del equipo (f_{ER})	0,3
Tuberías (f_P)	0,8
Instrumentación y control (f_i)	0,3
Instalación eléctrica (f_{EL})	0,2
Civil (f_C)	0,3
Estructuras y construcción (f_S)	0,2
Revestimiento y pintura (f_L)	0,1
Off-sites (f_{OS})	0,3

A continuación, se muestran los costes asociados a cada uno de los ítems.

Tabla 10. Costes de instalación del equipo.

Ítem	Descripción	Medición	Importe
Instalación del equipo	Costes derivados de la instalación del equipo, como el montaje o la mano de obra	Partida alzada	37.062,2 €

Tabla 11. Costes de tuberías.

Ítem	Descripción	Medición	Importe
Tuberías	Compra y montaje de tuberías y accesorios, aislamiento y pintura	Partida alzada	98.832,52 €

Tabla 12. Costes de instrumentación y control.

Ítem	Descripción	Medición	Importe
Instrumentación y control	Instalación, programación, coste de los equipos y del montaje	Partida alzada	37.062,2 €

Tabla 13. Costes de instalación eléctrica.

Ítem	Descripción	Medición	Importe
Instalación eléctrica	Materiales y cableado, montaje de la instalación y aislamientos	Partida alzada	24.708,13 €

Tabla 14. Costes civiles.

Ítem	Descripción	Medición	Importe
Civil	Coste de movimientos de tierras, cimentaciones, maquinaria, mano de obra	Partida alzada	37.062,2 €

Tabla 15. Costes de estructuras y construcción.

Ítem	Descripción	Medición	Importe
Estructuras y construcción	Edificios y estructuras, maquinaria, materiales, mano de obra	Partida alzada	24.708,13 €

Tabla 16. Costes de revestimiento y pintura.

Ítem	Descripción	Medición	Importe
Revestimiento y pintura	Materiales de revestimiento y pinturas, mano de obra	Partida alzada	12.354,07 €

Tabla 17. Costes del Off-site.

Ítem	Descripción	Medición	Importe
Off-sites	Servicios de emergencia y sistemas de protección antiincendios, almacenamiento, accesos, aparcamientos y zonas de carga y descarga	Partida alzada	37.062,13 €

2.2.2. Costes indirectos

Los factores correspondientes son los siguientes.

Tabla 18. Factores de costes indirectos.

Ítem	Factor
Diseño e ingeniería	0,3
Gastos legales y de construcción	0,15
Contingencias	0,1

Se procede a listar los costes correspondientes a cada ítem.

Tabla 19. Costes de diseño e ingeniería.

Ítem	Descripción	Medición	Importe
Diseño e ingeniería	Tasas de ingeniería derivadas del diseño detallado del proceso, estudios realizados	Partida alzada	37.062,13 €

Tabla 20. Gastos legales y de construcción.

Ítem	Descripción	Medición	Importe
Gastos legales y de construcción	Licencias y permisos, gestión y organización del proyecto y tasa del contratista	Partida alzada	18.531,1 €

Tabla 21. Partida para contingencias.

Ítem	Descripción	Medición	Importe
Contingencias	Costes ante fluctuaciones de precios, problemas impredecibles o cambios en el proyecto.	Partida alzada	12.354,07 €

3. Coste de la parcela

Es importante tener en cuenta el coste de la parcela donde se ubica la planta. Esta se halla en el Polígono Industrial de Perafort 7, en Tarragona, y presenta una superficie de 42.796 m². Su coste total se presenta en la Tabla 22.

Tabla 22. Coste del terreno. [4]

Ítem	Descripción	Medición	Importe
Parcela	Coste del terreno	Precio de venta	1.200.000 €

4. Capital circulante

Por último, se calcula el capital necesario para mantener la planta en operación, correspondientes al coste de la puesta en marcha, de inventarios de materias primas, dinero en caja en reserva, etc. Este se calcula como un porcentaje del coste capital total, siendo este normalmente del 15%.

Tabla 23. Capital circulante.

Ítem	Descripción	Medición	Importe
Capital circulante	Puesta en marcha, inventarios, efectivo en reserva, impuestos	Partida alzada	300.059,94 €

5. Presupuesto total

El presupuesto total para la planta de producción de metilciclohexano será la suma de todos los costes de las partidas anteriores. El resultado se muestra en la Tabla 24.

Tabla 24. Presupuesto.

Ítem	Importe
Coste del equipo	123.540,7 €
Instalación del equipo	37.062,2 €
Tuberías	98.832,52 €
Instrumentación y control	37.062,2 €
Instalación eléctrica	24.708,13 €
Civil	37.062,2 €
Estructuras	24.708,13 €
Revestimiento	12.354,07 €
Off-sites	37.062,2 €
COSTES DIRECTOS TOTALES	432.392,29 €
Diseño e ingeniería	37.062,2 €
Gastos legales	18.531,1 €
Contingencias	12.354,07 €
COSTES INDIRECTOS TOTALES	67.947,36 €
COSTE DE LA PARCELA	1.200.000 €
CAPITAL CIRCULANTE	300.059,94 €
PRESUPUESTO TOTAL	2.000.399,62 €

El presupuesto total para la planta de producción de metilciclohexano asciende a la cantidad de DOS MILLONES CON TRESCIENTOS NOVENTA Y NUEVE EUROS Y SESENTA Y DOS CÉNTIMOS.

Santiago de Compostela, 29 de enero de 2024

La autora del proyecto,

Andrea Rojas Nóvoa



6. Bibliografía

1. TOWLER, Gavin y SINNOT, Ray. *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design*. Amsterdam: Elsevier/Butterworth-Heinemann, 2013. ISBN 9780080966595.
2. MAXWELL, Charles. *Cost Indices*. [en línea] [consultado 19 de noviembre 2023]. Disponible en: <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>
3. *De Dólar estadounidense a Euro* [en línea] Google Finances [consultado 19 de noviembre 2023]. Disponible en: <https://g.co/finance/USD-EUR>
4. *Terreno en venta, Perafort*. [en línea] [consultado 28 de septiembre 2023]. Disponible en: <https://www.idealista.com/inmueble/92734666/>